



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Escuela Nacional de Estudios Profesionales "ARAGON"

**"Análisis Comparativo de los Métodos de Cálculo de
Pérdida de Presión de Flujo Bifásico (Agua-Vapor)
en Tuberías Inclinadas"**

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO MECANICO ELECTRICO
P R E S E N T A

JOSE MARIA ALVAREZ CHAVEZ

SAN JUAN DE ARAGON, EDO. DE MEX. 1988

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 está 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.

RESUMEN

Se formó un banco de datos experimentales y de campo de pérdida de presión en líneas inclinadas bifásicas adiabáticas (Wairakei, Otake y ESDU) con el fin de desarrollar una comparación estadística entre los métodos aplicables a este caso.

El análisis se inicia con el estudio bibliográfico sobre los trabajos realizados para pérdida de presión en tuberías inclinadas conduciendo flujo bifásico, del que se seleccionaron los métodos que por su consistencia teórica y su aplicabilidad a los sistemas agua-vapor, se consideraron los más aplicables a las tuberías geotérmicas.

Los métodos seleccionados son: Homogéneo-Drift, Beggs-Brill, Dukler_II, Flanigan-Dukler, Beggs modificado y Harrison. Del análisis comparativo se obtuvo información gráfica y estadística que permitió evaluar el comportamiento de cada uno de ellos.

Las gráficas presentan la localización de los resultados y permiten determinar fácilmente la desviación del valor calculado. Además se presentan tablas con los valores estadísticos que permiten determinar la bondad de cada uno de los métodos, resultando el mejor método para los datos con que aquí se cuenta, el Homogéneo-Drift.

Finalmente al término del presente trabajo se dan algunas recomendaciones que pueden ser útiles en el desarrollo de trabajos futuros del cálculo de la pérdida de presión en tuberías inclinadas para centrales Geotérmicas.

INDICE

RESUMEN

NOMENCLATURA

INTRODUCCION

I.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

I.1.- Descripción del Fenómeno

I.2.- Definición del Problema

II.- GENERALIDADES SOBRE FLUJO BIFASICO EN TUBERIAS INCLINADAS.

II.1.- Parámetros descriptivos del Flujo Bifásico

II.2.- Estudio Bibliográfico

II.2.1.- Modelos Globales

II.2.1.1.- Modelo Homogéneo

II.2.1.2.- Modelo de Fases Separadas

II.2.2.- Evaluación de la Fracción Volumétrica del Líquido (Hold-up)

II.2.3.- Métodos Particulares

II.2.3.1.- Modelos Particulares

II.3.- Observaciones

III.- PERDIDA DE PRESION EN TUBERIAS INCLINADAS

III.1.- Pérdida de presión

III.2.- Patrones de Flujo

III.3.- Métodos de cálculo de la Pérdida de Presión Bifásica en Tuberías Inclinas

1

4

7

10

12

12

19

23

23

24

32

32

37

52

55

57

57

64

77

77

IV.- BANCO DE DATOS EXPERIMENTALES	84
IV.1.- Descripción de los Datos Experimentales	84
IV.2.- Descripción de los montajes experimentales utilizados para la obtención de los datos que forman el banco	87
IV.2.1.- Montaje Experimental de Otake	87
IV.2.2.- Montaje Experimental de Wairakei	89
IV.2.3.- Montaje Experimental de Baldina-Peterson	92
IV.3.- Criterios de Selección de los Datos Experimentales	95
IV.4.- Archivos de Datos Experimentales	97
IV.5.- Organización del Banco de Datos	99
V.- ANALISIS DE RESULTADOS	102
V.1.- Resultados Obtenidos	102
V.2.- Análisis Estadístico de Resultados	106
V.3.- Comparación Estadística entre los Métodos	110
VI.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	128
VI.1.- Conclusiones	128
VI.2.- Recomendaciones	129
BIBLIOGRAFIA	133

ANEXOS

ANEXO I.- PARAMETROS ESTADISTICOS	140
ANEXO II.- ANALISIS DE SIMILITUD	143
ANEXO III.- METODO HOMOGENEO - DRIFT	147
ANEXO IV.- METODO DE BEGGS - BRILL	150
ANEXO VI.- METODO DE DUKLER_II	155

NOMENCLATURA

A	Area de la sección transversal	[m ²]
D	Diámetro de la tubería	[m]
E	Error	[%]
$\frac{dP}{dz}$	Gradiente de presión axial por unidad de longitud.	[bar/m]
f	Factor de fricción	
g	Aceleración de la gravedad	[m/s ²]
G	Densidad de flujo másico	[Kg/m ² -s]
K	Factor de deslizamiento	
N _{Fr}	Número de Froude	
N _{Lv}	Número de la velocidad del líquido	
N _{ov}	Número de la velocidad del gas	
P	Presión	[bar]
Q	Flujo volumétrico	[m ³ /s]
R	Fracción volumétrica	
Re	Número de Reynolds	
U	Velocidad superficial en la dirección X	[m/s]
v	Volumen específico	[m ³ /Kg]
V	Velocidad	[m/s]
V _D	Deslizamiento entre las fases	[m/s]
V _H	Velocidad homogénea	[m/s]
V _R	Velocidad relativa	[m/s]
V _S	Velocidad superficial	[m/s]
W	Flujo másico	[Kg/s]
X	Calidad	
Z	Longitud	[m]

LETRAS GRIEGAS

Δ	Incremento	
ν	Velocidad normal desde la dirección X	[m/s]
ψ	Factor de corrección por inclinación	
λ	Fracción volumétrica superficial	
μ	Viscosidad dinámica	[Kg-s/m ²]
θ	Angulo de inclinación	[Grados]
ρ	Densidad	[Kg/m ³]
σ	Tensión superficial	[Kg/ml]
τ	Esfuerzo cortante	[Kg/m ²]

SUBINDICES

H	Homogéneo
i	Fase líquida o fase vapor
L	Líquido
m	Mezcla
MS	Mezcla homogénea
T	Total
TP	Mezcla no homogénea
V	Vapor
G	Gas
-	Promedio

INTRODUCCION

El manejo de fluidos en dos fases (mezclas líquido-gas) se ha vuelto una práctica muy necesaria, pues lo encontramos en diversos campos de la industria moderna, como son: la industria petrolera, química, nuclear, geotérmica, centrales térmicas convencionales y en todos aquellos procesos y equipos industriales, en los cuales es usado ó generado el vapor. Por lo tanto, el cálculo de la pérdida de presión en estos sistemas es importante para optimizarlos, pues se ha encontrado que es más económico manejar líquido-gas que separadamente.

Gran parte del conocimiento actual sobre flujo en dos fases depende fundamentalmente de las mediciones experimentales realizadas tanto en los laboratorios como en los campos de producción. En base a esto, se han desarrollado una serie de correlaciones que pueden emplearse con confianza, en una gama de condiciones muy limitada, debido principalmente a que no están soportadas por un análisis teórico. Como consecuencia, los diseñadores de sistemas bifásicos frecuentemente carecen de las herramientas adecuadas para un diseño específico.

En los últimos años, han surgido teorías con fundamentos sólidos, para predecir los fenómenos de transporte en flujo bifásico, y estan basados en el hecho de que las fases pueden tomar configuraciones bien definidas en las tuberías. Esta suposición permite modelizar cada uno de los patrones de flujo y

facilita el estudio de los fenómenos de transporte de masa, momentum y de energía.

En el presente estudio, se comparan diferentes métodos para el cálculo de la pérdida de presión en tuberías inclinadas conduciendo flujo en dos fases agua-vapor, contra datos obtenidos experimentalmente, con la finalidad de conocer y presentar el grado de exactitud en la predicción de los métodos analizados.

Para lograr este objetivo, el trabajo se divide en 6 capítulos:

En el primero, se plantea la problemática que existe en el diseño de líneas conductoras de mezcla geotérmica, describiendo los fenómenos que se presentan. Además se define el problema del presente estudio.

En el segundo capítulo, se muestra la terminología comúnmente utilizada en el análisis de flujo en dos fases. Se realiza un análisis bibliográfico de los trabajos que se han realizado en el desarrollo de correlaciones para el cálculo de la pérdida de presión en tuberías inclinadas conduciendo flujo en dos fases, donde se comparan las bases teóricas y experimentales de los métodos.

En el tercer capítulo se describe la teoría del flujo bifásico en tuberías y se deduce una ecuación de análisis general a partir de la ecuación de momentum. Se describen los patrones de flujo que pueden aparecer en la conducción de flujo bifásico, así como su correspondiente diagrama de predicción; además en este mismo capítulo se describen detalladamente diferentes métodos para el cálculo de la pérdida de presión aplicables a sistemas

agua-vapor, los cuales son los métodos de análisis de nuestro estudio.

En el cuarto capítulo se describen los datos experimentales utilizados para la comparación de los diferentes métodos de cálculo analizados. Se dan los rangos tanto de diámetro, longitud, ángulo, presión y flujo, así como la descripción de los criterios utilizados para su selección.

En el quinto capítulo se hace la comparación de los métodos de análisis, presentando tablas y gráficas de los resultados obtenidos para cada método, así como el análisis estadístico de los mismos, que se utilizan como base para el análisis de resultados.

Finalmente, en el capítulo sexto se dan las conclusiones y algunas recomendaciones para profundizar en el estudio de este fenómeno.

CAPITULO I

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Los campos Geotérmicos en México, en su gran mayoría, se encuentran localizados en Cerro Prieto, Baja California Norte, Los Azufres, Michoacan, La primavera en el estado de Jalisco y los Humeros en Puebla.

En los principales campos antes mencionados, el recurso se encuentra en forma de agua caliente con una entalpia suficiente para utilizarse como fuerza motriz en plantas generadoras de electricidad.

Para obtener el vapor necesario, se perforan pozos con el fin de extraer el agua que al perder presión, en un proceso casi isoentálpico, se evapora parcialmente dando como resultado una mezcla agua-vapor que se separa para poder utilizar el vapor en la turbina (figura 1.1).

En los campos geotérmicos de los Azufres y La Primavera, se requieren diseñar tuberías inclinadas, tanto ascendentes como descendentes, para conducir la mezcla bifásica que produce el pozo para su explotación, ya que estos pozos se encuentran localizados en superficies topográficas muy accidentadas.

El problema del diseño de tuberías bifásicas se puede plantear de muchas maneras; la más común es cuando se desea conocer el diámetro necesario para conducir una mezcla bifásica

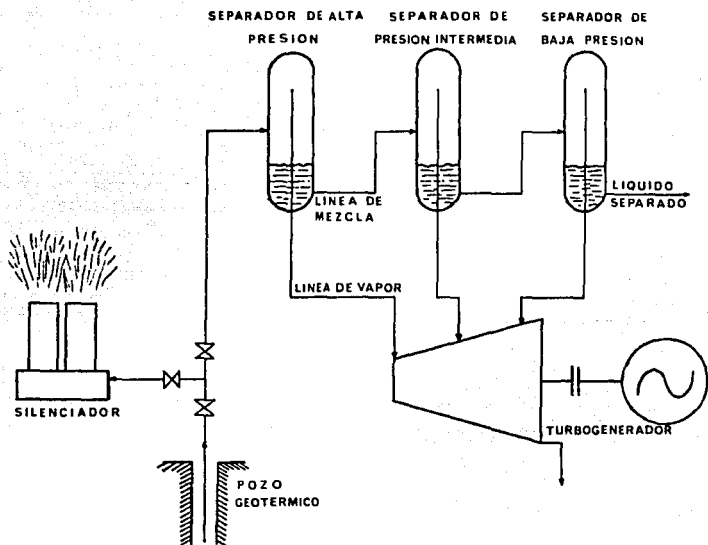


figura 1.1 Esquema de una planta Geotermoelectrica

con condiciones de entrada bien conocidas (calidad, presión, flujo másico, velocidad, composición de la mezcla, longitud y arreglo de la tubería), manteniendo una presión mínima de descarga. Para este efecto, se calcula la pérdida de presión a lo largo del ducto para

un diámetro supuesto y por medio de un proceso iterativo se obtiene el diámetro requerido.

Desde el punto de vista de la mecánica de fluidos hay dos factores muy importantes que siempre se deben considerar; la pérdida de presión en la línea, y la distribución de las fases en las partes críticas del sistema. El primer factor es importante para dimensionar la tubería y el segundo para evitar inestabilidades [25].

Para determinar la pérdida de presión bifásica, es necesario conocer el factor de fricción bifásico, la densidad de la mezcla y la fracción volumétrica del líquido. El cálculo de estos parámetros (f_{TF} , ρ_{TF} y R_L), ha conducido a una gran variedad de métodos que generalmente son correlaciones obtenidas con datos en gamas de condiciones bien limitadas; otros, son modelos físicos simplificados, aplicables únicamente a los casos que contemplan sus simplificaciones.

La cantidad de trabajos que tratan los problemas sobre flujo bifásico en tuberías inclinadas, es menor comparada con los trabajos realizados para flujo horizontal y vertical, siendo que la mayor ocurrencia del flujo bifásico se presenta en tuberías inclinadas.

Gran parte del conocimiento actual sobre el flujo en dos fases, depende fundamentalmente de las mediciones experimentales realizadas tanto en los laboratorios como en los campos de producción. En base a esto, sean desarrollado una serie de correlaciones para determinar la pérdida de presión bifásica. De

esta forma el cálculo podría aproximarse mediante:

- 1.- Correlaciones empíricas
- 2.- Correlaciones por análisis dimensional
- 3.- Correlaciones por teoría de modelos y análisis de similitud.
- 4.- Análisis matemático de modelos físicos simples y desarrollo de ecuaciones que relacionen las variables.
- 5.- Soluciones a los balances de materia y energía empleando ecuaciones empíricas para los términos de transporte turbulento.

Debido a la diversidad de aproximaciones con las cuales se podría calcular la pérdida de presión y a la necesidad de contar con un método de diseño de sistemas de tuberías inclinadas para la geotermia, es necesario, primero, agrupar aquellas correlaciones desarrolladas bajo un criterio consistente, y segundo, seleccionar aquellas que sean aplicables a sistemas geotérmicos.

1.1.- DESCRIPCION DEL FENOMENO

En la conducción del flujo bifásico se presentan los más diversos fenómenos. El fenómeno más interesante asociado con el flujo en dos fases es que todas las propiedades de transporte como pérdida de presión, transferencia de calor, masa y velocidad, se incrementan y vienen a ser mayores que las que tendría un sistema comparable a una sola fase.

La determinación de la pérdida de presión es muy importante

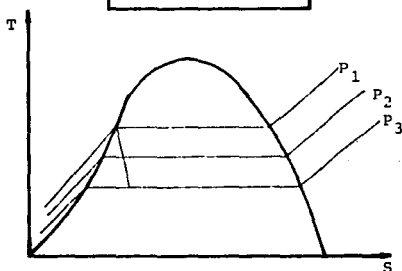
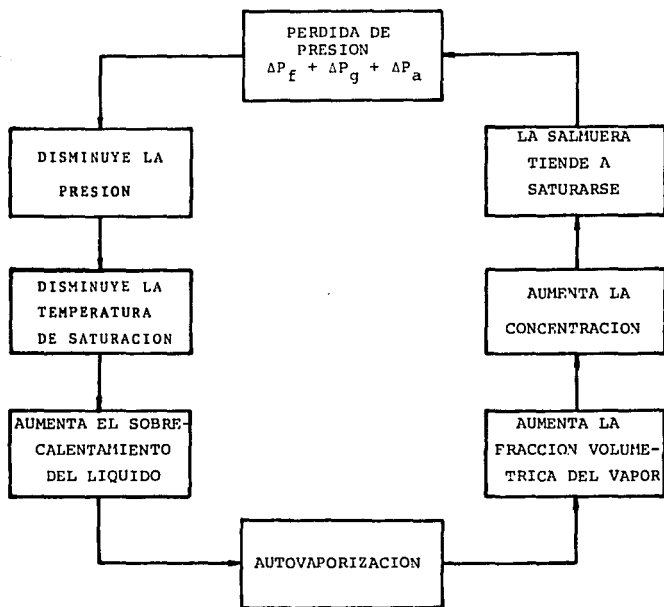


Figura 1.2.- Mecanismo de las pérdidas de presión y de la incrustación en una tubería conduciendo mezcla bifásica geotérmica.

en el diseño de sistemas para la conducción de mezclas bifásicas, ya que esta puede producir fenómenos indeseables como son: incrustaciones, vibraciones inducidas por flujo y en general un funcionamiento inestable de los equipos y componentes de una planta geotérmica.

El fenómeno de incrustaciones en tuberías se presenta por el contenido principalmente de Silice y Carbonato de Calcio en el fluido endógeno (fluido proveniente del subsuelo). En la entrada a la tubería el fluido endógeno puede estar saturado o bien subsaturado (figura 1.2), de acuerdo al mecanismo de pérdida de presión, al disminuir la presión disminuirá la temperatura de saturación con lo cual aumentará el sobrecalentamiento del líquido, esto provocará una autoevaporación haciendo que la fracción volumétrica de vapor aumente, con lo cual la cantidad de líquido presente disminuirá aumentando la concentración de la salmuera y esto último hará que la salmuera tienda a saturarse; cuando la salmuera se sobresatura, se iniciará la precipitación de las partículas sólidas en la pared de la tubería que al incrementarse disminuyen su sección de paso y provocando que la vida útil de la tubería se acorte [25].

Al diseñar tuberías bifásicas, se debe tener cuidado que los patrones de flujo (distribución de las fases dentro de la tubería), que resulten de los cambios de dirección no sean el intermitente o el pulsante ya que estos pueden inducir a que la tubería vibre. Si por alguna razón esta vibración tiene una frecuencia igual a la frecuencia natural de la tubería puede ocasionarle daños irreversibles [23].

1.2.-DEFINICION DEL PROBLEMA

Debido a la necesidad de determinar la pérdida de presión bifásica en tuberías inclinadas conductoras de flujo geotérmico y a la falta de correlaciones desarrolladas para este tipo de sistemas, es común emplear aquellas correlaciones existentes, las cuales generalmente fueron desarrolladas para aplicaciones petroleras y para sistemas agua-aire, en una gama de condiciones bien limitada, por lo que, el propósito del presente trabajo, es el de determinar el método que proporcione la mejor predicción de la pérdida de presión bifásica en tuberías inclinadas, cuantificando las desviaciones en que se puede incurrir al extrapolarlas. Para esto, se realiza un estudio bibliográfico del desarrollo de las correlaciones existentes para el cálculo de la pérdida de presión bifásica en tuberías inclinadas. de donde se seleccionaron las correlaciones a analizar en este trabajo, en base a su consistencia teórica y a su aplicabilidad a los sistemas agua-vapor.

En la literatura aparecen repetidos ejemplos en los cuales una correlación muestra una excelente armonía con los datos experimentales de un investigador, sin embargo, haciendo la comparación con otros datos experimentales, muestran marcadas desviaciones. Para esto, con el objeto de comparar los métodos seleccionados, se forma un banco con los datos experimentales de pérdida de presión en tuberías inclinadas para mezclas agua-vapor, reportados en la literatura.

Se ha observado que la pérdida de presión bifásica depende de

la configuración que toman las fases dentro de la tubería, por lo que es necesario determinar el patrón de flujo desarrollado para ciertas condiciones dadas, antes de calcular la pérdida de presión.

Dado lo complejo y laborioso de los cálculos para obtener los resultados en cada uno de los métodos, se emplean programas de cómputo, realizados en lenguaje Fortran-77.

La pérdida de presión obtenida en cada una de las corridas por cada método es comparada con la pérdida de presión obtenida experimentalmente, determinando así la desviación que se tiene entre estos dos resultados, tomando como referencia la pérdida de presión experimental. A partir de esta desviación se realiza un análisis estadístico, determinando; el error promedio de las desviaciones, la desviación estándar basada en el error promedio, y el intervalo de confianza dentro del cual estarán los resultados del método analizado bajo condiciones dadas, para una probabilidad del 99.73 %, 95.00 % y 90.00 %.

En flujo bifásico se considera que una correlación es aceptable cuando tiene un error máximo de ± 20.00 %. Por lo que, para cada método y para cada rango de condiciones analizados, se determina la probabilidad de que su predicción esté dentro de éste intervalo.

En base a estos parámetros estadísticos, se selecciona el método que mejor predice la pérdida de presión bifásica en tuberías inclinadas para sistemas agua-vapor.

CAPITULO II

GENERALIDADES SOBRE FLUJO BIFASICO EN TUBERIAS INCLINADAS

Antes de efectuar cualquier análisis, se proporcionan algunas definiciones básicas que comúnmente se emplean en el manejo de mezclas bifásicas.

II.1.- PARAMETROS DESCRIPTIVOS DEL FLUJO BIFASICO

-El flujo bifásico, es el movimiento de un fluido constituido de dos fases (líquido-gas) y que puede ser; ya sea, de un sólo componente (agua-vapor) o de dos componentes (agua-aire, agua-gas, aceite-aire).

-Flujo Másico de la Fase i (ω_i): Es la cantidad de masa de la fase i por unidad de tiempo que pasa por el ducto.

Donde la fase i quiere decir fase líquida o fase vapor.

-Flujo Másico Total (ω_t): Es la cantidad de masa que pasa en el ducto por unidad de tiempo, y es igual a la suma de los flujos másicos de las fases:

$$\sum_{i=L,V} \omega_i = \omega_t \quad (2.1)$$

-Calidad de la Mezcla (X) : La calidad de la mezcla en equilibrio termodinámico, es la relación entre el flujo másico de la fase gaseosa y el flujo másico total:

$$X = \frac{\omega_v}{\omega_T} \quad (2.2)$$

-Densidad de flujo másico del vapor .- Es la relación entre el flujo másico del vapor y el área:

$$G_v = \frac{\omega_v}{A} = \frac{X \omega_T}{A} \quad (2.3)$$

-Densidad de flujo másico del líquido.- Es la relación entre el flujo másico del líquido y el área:

$$G_L = \frac{\omega_L}{A} = \frac{(1 - X) \omega_T}{A} \quad (2.4)$$

-Densidad de Flujo Másico total por unidad de área (G_T):

$$G_T = \frac{\omega_T}{A} \quad (2.5)$$

donde A es el área total de la sección transversal del ducto.

-Área de la sección transversal del flujo (A) : Es igual a la suma de las áreas ocupadas por cada fase :

$$A = A_L + A_v \quad (2.6)$$

-Velocidad superficial promedio de la fase i (V_{si}): Es la velocidad de la fase i promediada en la sección total del ducto:

$$V_{si} = \frac{1}{A} \int_0^A V_i dA = \frac{W_i}{\rho_i A} \quad (2.7)$$

-Velocidad homogénea ó Velocidad sin deslizamiento (V_H): Cuando la fase líquida y gas fluyen con la misma velocidad en el ducto, se dice que, se tiene una velocidad homogénea o velocidad sin deslizamiento, y se define como la suma de las velocidades superficiales de cada fase:

$$V_H = \sum_{i=L,V} V_{si} = V_{SL} + V_{SV} \quad (2.8)$$

-Velocidad media de la fase i (\bar{V}_i): Es la velocidad de la fase i promediada en la sección de paso de la fase i :

$$\bar{V}_i = \frac{1}{A_i} \int_0^{A_i} V_i dA = \frac{W_i}{\rho_i A_i} \quad (2.9)$$

-Factor de deslizamiento entre fases (K): Es el cociente de la velocidad promedio entre fases:

$$K = \frac{\bar{V}_V}{\bar{V}_L} \quad (2.10)$$

-Deslizamiento entre las fases (V_D): Es la diferencia de las velocidades medias:

$$V_D = \bar{V}_V - \bar{V}_L \quad (2.11)$$

-Velocidad relativa (V_R): Se define como la velocidad media de la fase gaseosa menos la velocidad homogénea:

$$V_R = \bar{V}_v - V_H \quad (2.12)$$

-La ecuación unidimensional de continuidad para cada fase es:
para el gas

$$W_v = \rho_v V_v A_v \quad (2.13)$$

para el líquido

$$W_L = \rho_L V_L A_L \quad (2.14)$$

-Fracción volumétrica de la fase i (HOLDUP para el líquido, VOID FRACTION para el vapor): Es la fracción del volumen del ducto ocupado por la fase i en un instante dado, cuando hay deslizamiento entre las fases :

$$R_i = \frac{A_i dz}{A_T dz} = \frac{A_i}{A_T} \quad (2.15)$$

O de otra forma sustituyendo las ecuaciones (2.2), (2.6), (2.10), (2.13) y (2.14) en la ecuación (2.15), y reorganizando, se obtiene:

$$R_v = \frac{X \rho_L}{X \rho_L + K (1-X) \rho_v} \quad (2.16)$$

Y la fracción volumétrica de la fase líquida R_L , es :

$$R_L = 1 - R_v \quad (2.17)$$

Es obvio que en flujo homogéneo se tiene:

$$\lambda_i = R_i \quad (2.18)$$

-Flujo volumétrico de la mezcla homogénea (Q_{NS}): Es el flujo volumétrico cuando se considera que no hay deslizamiento entre las fases:

$$Q_{NS} = \frac{W_T}{\rho_{NS}} \quad (2.19)$$

-Flujo volumétrico de la mezcla No-homogénea (Q_{TP}): Es el flujo volumétrico de la mezcla, considerando el deslizamiento entre las fases:

$$Q_{TP} = \frac{W_i}{\rho_{TP}} \quad (2.20)$$

-Flujo volumétrico de la fase i (Q_i): Es la fracción del flujo volumétrico total correspondiente a la fase i :

$$Q_i = \frac{W_i}{\rho_i} \quad (2.21)$$

donde $i = L, v$

-Fracción volumétrica superficial de la fase i (α_i): Es la relación entre el flujo volumétrico de la fase i y el flujo volumétrico total i.e. es la fracción volumétrica considerando al flujo como homogéneo:

$$\lambda_i = \frac{Q_i}{Q_L + Q_v} \quad (2.22)$$

-La densidad de la mezcla (ρ_m) se define como :

$$\rho_m = \rho_v R_v + \rho_L R_L \quad (2.23)$$

-La densidad homogénea ($K = 1.0$) es:

$$\rho_H = \frac{1}{\frac{X}{\rho_v} + \frac{1-X}{\rho_L}} \quad (2.24)$$

En el cálculo del gradiente de presión para el flujo bifásico, se utilizan dos tipos diferentes de gradiente de presión, los cuales se definen como:

$(dP/dZ)_{LO}$ se considera que la mezcla fluye como líquido

$(dP/dZ)_L$ se considera que la fase líquida fluye sola en el ducto

El gradiente de presión por fricción, para cada uno de los casos anteriores, es:

$$- \left[\frac{dP}{dZ} \right]_{FLO} = f_{LO} \frac{G_T^2}{2 D \rho_L} \quad (2.25)$$

$$- \left[\frac{dP}{dZ} \right]_{FL} = f_{FL} \frac{(1-X)^2 G_T^2}{2 D \rho_L} \quad (2.26)$$

donde f es el factor de fricción. Los correspondientes números de

Reynolds, son:

$$R_{e_{LO}} = \frac{G_T D}{\mu_L} \quad (2.27)$$

$$R_{e_L} = \frac{(1-X) G_T D}{\mu_L} \quad (2.28)$$

Martinelli et al. y Lockhart [23], introdujeron el concepto de Multiplicador de Dos Fases, el cual se define como el cociente formado por la pérdida de presión del flujo bifásico y la pérdida de presión provocada, ya sea, cuando la mezcla fluye como líquido o cuando la fase líquida fluye sola en el ducto; en base a las ecuaciones (2.25) y (2.26), se expresan como:

$$\phi_{FLO}^2 = \frac{(dP/dZ)_F}{(dP/dZ)_{FLO}} \quad (2.29)$$

$$\phi_{FL}^2 = \frac{(dP/dZ)_F}{(dP/dZ)_{FL}} \quad (2.30)$$

La densidad de flujo de momentum para la mezcla, es:

$$MF = G^2 / \rho_m \quad (2.31)$$

La densidad de flujo de momentum considerando que la mezcla fluye como líquido, es:

$$MF_{LO} = G^2 / \rho_L \quad (2.32)$$

similarmente, si se considera que la fase líquida fluye sola, es:

$$MF_L = \frac{(1-X)^2 G^2}{\rho_L} \quad (2.33)$$

Y los multiplicadores de dos fases, se expresan como:

$$\phi_{MLO}^2 = \frac{MF}{MF_{LO}} \quad (2.34)$$

$$\phi_{ML}^2 = \frac{MF}{MF_L} \quad (2.35)$$

Finalmente el Patrón de Flujo se define como la distribución geométrica que toman las fases dentro de la tubería.

II.2.- ESTUDIO BIBLIOGRAFICO

El flujo en dos fases es un fenómeno presente en los procesos y equipos industriales desde que se inició el uso del vapor en ellos. Sin embargo, durante mucho tiempo parece haber sido tratado más bien como una situación molesta que requería evitarse con "un buen diseño".

Más adelante, a fines de la época de los 40's y principios de los 50's, en gran parte motivado por el desarrollo incipiente de la industria nuclear y por la necesidad de manejar flujos en dos fases en la industria química y petrolera, se da un esfuerzo intenso en investigación y desarrollo en este campo. Es en esta época cuando surgen algunos de los trabajos más citados y que marcan de hecho el inicio del estudio del flujo en dos fases [13].

La cantidad de publicaciones que tratan la inclinación en flujo bifásico (Tabla I) es pequeña comparada con las

TABLA I INVESTIGACIONES REALIZADAS SOBRE PERDIDAS DE PRESION EN TUBERIA INCLINADA

INVESTIGADOR	DIAMETRO DE LA TUBERIA (CM)	ANGULO CON LA HORIZONTAL (GRADOS)	METODO	PARTICULARIDADES
BOLTENER [1939]	1.905	± 9.5	D, E AIRE-AGUA AIRE-ACEITE	$\left. \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_{TP}$ EN FUN. $\log(Q_0)$ A $V_0/V_L = CTE.$
KOSTERIN [1949]	VARIOS	±72 , ±90	D	f_{TP}/f_0 VE. Q_0/Q_T A $Fr = CTE.$
BRIGHAM [1957]	5.017	+53, +12.4	D AIRE-ACEITE AIRE-AGUA	DATOS PRESENTADOS COMO: $\left. \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_{TP}$ $V_{0g} A Q_L = CTE$
FLANIGAN [1958]	10.16, 15.24 20.32, 25.40 40.64	+ VARIOS	D, E GAS-ACEITE	$\left. \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_f$ EN FUNC. DE $\sqrt{Q_0} (Q_0/Q_L)^{0.22}$
SEVIGNY [1962]	2.094	0, ±5, ±10 ±15, ±30 ±60, ±90	D, E	$f_{TP} = f \left[\frac{Q_L}{Q_T}, Re_L, Re_0 \right]$
GUZHOV [1966]	5.08	0 a ±9	D, E	$f_{TP}/f_0 = f(Q_L/Q_T)$ a $Fr = CTE.$
NEY y FUENTES [1968]	1.27, 2.54	0, +3, +5, +8 +10, +15, 35 +70, +90	D	UNICAMENTE DATOS
BONNECAZE [1969]	VARIOS	0, ±2, ±6 ±10	D, E, T	$f_{TP} = f(Re_L)$ FLUJO INTERMITENTE
SINGH [1970]	1.54, 2.088 2.70, 3.475 4.064	0, +1, ±5 ±10, ±15 +17.5	D, T AIRE-AGUA	$\left. \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_f = 2f_L \rho_L V_T^2 F_T D^{-1}$ FLUJO INTERMITENTE

CONTINUACION

NEZHILSKII [1970]	5.70	0, ±1, ±3 ±5.5, ±9.5 ±14	D,E	$f_{TP} = f(Fr, Re, Q_0/Q_T)$
VERMEULEU [1971]	1.27	0, +7	D,T	$\frac{\Delta P}{\Delta z} \Big _f = f(\sqrt{V_T}, \rho_L, f)$ FLUJO INTERMITENTE
BEGGS [1972]	2.54, 3.81	0, ±5, ±10 ±15, ±20, ±35 ±55, ±75, ±90	D,E	$f_{TP} = f(\bar{R}_L, z, \text{FLUJO})$ TODOS LOS PATRONES
GOULD [1974]		0, 45, 90	D	CARTA DE PATRONES DE FLUJO.
TAITEL y DUKLER [1976]		CERCA DE LA HORIZ.	T	CARTA DE PATRONES DE FLUJO Y ECU. DE TRANSICION.
WEISMAN [1981]	1.27, 2.54 5.08	1/2, 2, 7	D,E	CARTA DE PATRONES DE FLUJO Y ECU. DE TRANSICION.
SPEDDING [1982]	4.55	VARIOS	D AIRE-AGUA	DATOS EN FUNC. DE $\sqrt{(dP/dz)_f} (D/4\rho_L)$
BARNEA [1982]	2.5, 5.1	0 a -90	D,E AIRE-AGUA	CARTA DE PATRONES DE FLUJO Y ECU. DE TRANSICION.
MUKHERJE [1985]	3.8	0 a +90	D,E KEROSENE	$f_R = \frac{f_C}{f_{NS}}$
BARNEA [1985]	2.5, 5.1	0 a +90	D,E AIRE-AGUA	CARTA DE PATRONES DE FLUJO Y ECU. DE TRANSICION.
MUKHERJE [1985]	3.81	VARIOS	PETROLEO- GAS	CARTA DE PATRONES DE FLUJO Y ECU. DE TRANSICION.

D = TRABAJOS QUE APORTAN DATOS

E = EMPIRICO

T = TEORICO

publicaciones hechas para flujo horizontal y vertical. Aunque se sabe que la mayor ocurrencia del flujo bifásico se presenta en tuberías inclinadas.

Los diferentes métodos de cálculo de la pérdida de presión, se pueden agrupar según sus hipótesis generales [24], por ejemplo:

DELHAYE (1978) hace una división en función de los patrones de flujo:

- Los modelos globales son los métodos que no toman en cuenta al tipo de patrón de flujo en el cálculo.
- Los modelos particulares; son métodos que sí toman en cuenta al tipo de patrones de flujo.

Por su parte DUKLER (1964) hace una subdivisión de los modelos de análisis, basándose fundamentalmente en el análisis matemático empleado:

- Correlaciones empíricas basadas en datos experimentales, aplicables únicamente a los casos similares a los experimentales.
- Correlaciones obtenidas con el análisis dimensional i.e. el teorema Π de Buckingham.
- Correlaciones obtenidas con el análisis de similitud, empleando un modelo teórico.
- Análisis matemático de un modelo físico simplificado y desarrollado de las ecuaciones relativas a las variables.
- Solución de las ecuaciones de la cantidad de

movimiento, energía y continuidad, empleando expresiones empíricas para los términos de transporte, aproximaciones en las condiciones límites y suposición de las magnitudes relativas de los términos en las ecuaciones generales.

En lo que sigue, se va a analizar y a comparar los diferentes modelos y métodos empleados en el cálculo de pérdidas de presión en tuberías inclinadas conduciendo flujo bifásico, con la clasificación propuesta por DELHAYE.

II.2.1.- MODELOS GLOBALES

La mayoría de las correlaciones propuestas están basadas en los modelos globales, lo cual implica un carácter general en su aplicación.

II.2.1.1.- Modelo Homogéneo

La idea consiste en reemplazar al fluido bifásico por un fluido compresible monofásico equivalente. Las propiedades de este fluido equivalente se calculan en función de las propiedades de cada una de las fases.

El modelo de flujo homogéneo se aplica únicamente a situaciones donde no hay una variación rápida de los parámetros del flujo (como la presión) y que se encuentren en equilibrio termodinámico.

II.2.1.2.- Modelo de Fases Separadas

En este modelo se toman en cuenta las propiedades de cada fase; los modelos más elaborados utilizan tres ecuaciones para cada fase, más las condiciones de interface. En los modelos más simples, una sola magnitud difiere entre las fases, se utilizan tres ecuaciones bifásicas y se forma el sistema con la ayuda de correlaciones.

BOELTNER Y KEPNER /4/ (1939) presentaron un estudio sobre flujo bifásico desarrollado en tuberías con un diámetro de 0.73 pulg y con un ángulo de inclinación de $+ 9.5^\circ$ respecto a la horizontal. Los datos de la caída de presión los presentaron como una función logarítmica del flujo volumétrico del aire (Q_a) tomando como parámetro la constante W_a / W_L . Y sugieren que la correlación general podría incluir el número de Reynolds, el número de Froude y el número de Weber, Sin embargo no desarrollaron ninguna correlación.

KOSTERIN /32/ (1949) estudió el efecto del diámetro de la tubería, de la velocidad del fluido y del ángulo de inclinación en la pérdida de presión en flujo bifásico. Diferentes tamaños de tubería que ya habían sido utilizados para el estudio en tuberías horizontales fueron aplicados a tuberías a $+ 72^\circ$ y $+ 90^\circ$ con la horizontal. La relación entre el factor de fricción bifásico f_{TP} , y el factor de fricción monofásico, se graficó en función de la fracción volumétrica

del gas y el número de Froude. Observó que el patrón de flujo era afectado por la inclinación y por el diámetro de la tubería, con lo que estableció que el efecto de inclinación es mayor a menores cantidades de líquido en la mezcla.

La caída de presión bifásica fue medida para diferentes proporciones de fluido en una tubería de 2 pulgadas de diámetro en posición horizontal y con una inclinación de $+ 12.4^{\circ}$, por BRIGHAM, HOLSTEIN y HUNTINGTON /4/ en 1949. La toma de presiones quedó localizada a la misma elevación, de manera que la caída de presión para el flujo horizontal e inclinado quedó determinada, hicieron notar que a bajas proporciones de gas la caída de presión en flujo inclinado fue de 3 a 4 veces mayor que en flujo horizontal. Esto indica que la fracción volumétrica del líquido es mucho menor en la sección descendente que en la ascendente para este tipo de flujo. Sus datos experimentales fueron comparados con la correlación de LOKHART-MARTINELLI y WHITE-HUNTINGTON, sin embargo no reportan los resultados de dicha comparación.

Una discusión del artículo de BRIGHAM, et. al. es presentado por BAKER /4/ donde propone una correlación entre la fracción volumétrica del líquido, el factor por elevación y la velocidad superficial del gas. sin embargo el cálculo de la caída de presión debida a la elevación puede cambiar si se usa esta correlación.

FLANIGAN /10/ (1958), propuso un método para el cálculo de la

caída de presión bifásica en tuberías en terreno montañoso. El método es desarrollado empleando los datos de Baker para tuberías de 16 pulgadas. FLANIGAN introdujo un factor del flujo gaseoso para el cálculo de la caída de presión por fricción. Para el cálculo de la caída de presión por elevación un factor por elevación, la densidad del líquido y la suma de los cambios ascendentes de elevación. Flanigan concluyó que el ángulo de inclinación no afecta al factor de elevación y que no hay recuperación de presión en flujo descendente. La correlación da el factor por elevación como una función de la velocidad superficial del gas. Esta correlación incluye el efecto de la recuperación de presión en flujo descendente, que desde entonces es usado en el desarrollo de la correlación total de la caída de presión. También proporcionó una correlación de un factor por eficiencia, en función de la velocidad superficial del gas y de la proporción W_g / W_L .

SEVIGNY /29/ (1962), hizo un estudio utilizando un fluido compuesto por aire y agua, utilizando una tubería de diámetro de 0.8245 pulg. y con ángulos de inclinación respecto a la horizontal de $\pm 90^\circ$, $\pm 60^\circ$, $\pm 30^\circ$, $\pm 15^\circ$, $\pm 10^\circ$, $\pm 5^\circ$ y 0° . La fracción volumétrica del líquido no es medida y para la caída de presión no tomó en cuenta el cambio de elevación, en cambio incluye un término de pérdida por fricción. La densidad fue usada para el cálculo de la caída de presión por elevación en un método similar al usado por POETTMANN y

CARPENTER, cuando hace su estudio en flujo vertical. SEVIGNY presentó la correlación para el factor de fricción bifásico como una función de la fracción volumétrica superficial del líquido, del número de Reynolds del gas y del número de Reynolds del líquido. "Para algunas condiciones el método da una recuperación de presión de más del 100 % para flujo descendente".

GUZHOV, MAMAYEV y ODISHARIYA /5/ (1967), presentaron resultados de un estudio realizado para flujo bifásico inclinado. Sus datos fueron obtenidos usando una tubería de diámetro de 2 pulg. y ángulos entre $\pm 9^\circ$ respecto a la horizontal. La fracción volumétrica del líquido que se midió se presentó en función del número de Froude y de la fracción volumétrica superficial del gas. Estos investigadores proporcionan una ecuación para la fracción volumétrica en flujo ascendente que es independiente del ángulo, sin embargo la ecuación para flujo descendente sí incluye el efecto de la inclinación. Esta correlación está dada en función de la relación del factor de fricción bifásico con el monofásico, y como una función de la fracción volumétrica superficial del gas que toma al número de Froude como parámetro.

NEY y FUENTES /32/ (1968), condujeron sus experimentos en tuberías de 0.5 pulg. y 1 pulg. de diámetro en ángulos de 0° , $+ 3^\circ$, $+ 5^\circ$, $+ 8^\circ$, $+ 10^\circ$, $+ 15^\circ$, $+ 35^\circ$, $+ 70^\circ$ y 90° respecto con la horizontal. Estos investigadores proporcionan una

ecuación para la medida de la fracción volumétrica del líquido y de la caída de presión, en donde la ecuación para el cálculo de la fracción volumétrica la ponen en función de varias variables adimensionales. Sin embargo no desarrollaron una correlación para el factor de fricción y concluyeron que el ángulo de inclinación tiene muy poco efecto en la fracción volumétrica del líquido. Un examen de sus datos revelan que casi todo de sus experimentos son en el régimen de flujo burbujeante. Más sus medidas de la fracción volumétrica del líquido son valuados en el rango de .1 a .4.

NEZHILSKII y KHODANOVICH /4/ (1970), presentaron resultados de un estudio experimental de flujo bifásico inclinado. Utilizando para la medida de la caída de presión y de la fracción volumétrica del líquido una tubería de 57 mm de diámetro y ángulos de $\pm 14^\circ$, $\pm 9.5^\circ$, $\pm 5.3^\circ$, $\pm 3^\circ$, $\pm 1^\circ$ y 0° respecto a la horizontal. La ecuación que proporcionaron para la fracción volumétrica del líquido esta en función del contenido del gas a la entrada, del número de Froude y del ángulo de inclinación. El factor de fricción bifásico es una correlación que incluye el número de Reynolds, el número de Froude y el contenido del gas a la entrada.

BEGGS /5/ (1972), presentó un estudio detallado sobre la pérdida de presión en flujo bifásico en tubería inclinada.

Los parámetros que utilizó para desarrollar su estudio son:

Tubo transparente de 27.432 metros de longitud	
Flujo másico del gas	0 - 300 gal/min
Flujo másico del líquido	0 - 1.89 kg/s
Presión del sistema	2.38 - 6.47 bar
Diámetro del tubo	2.54 - 3.81 cm
Fracción volumétrica del líquido	0.0 - 0.870
Gradiente de presión	0.0 - 0.800
Ángulo de inclinación respecto a la horizontal	$\pm 90^\circ, \pm 75^\circ, \pm 55^\circ,$ $\pm 35^\circ, \pm 20^\circ, \pm 15^\circ,$ $\pm 10^\circ, \pm 5^\circ, 0^\circ$
Patrones de flujo	Todos
Fluido utilizado	agua - aire

BEGGS desarrolló una correlación empírica para la fracción volumétrica del líquido y del factor de fricción en función de las propiedades y del ángulo de inclinación. Observó que la fracción volumétrica del líquido está fuertemente ligada al ángulo de inclinación y que el factor de fricción estaba influenciado por la fracción volumétrica del líquido. Por otra parte, también observó que la correlación del factor de fricción es independiente del patrón de flujo, lo cual requiere de una evaluación de la fracción volumétrica del líquido, que está en función del patrón de flujo. El factor

de fricción bifásico lo calcula utilizando la ecuación:

$$f_{TF} = \frac{2D}{G_T V_T} \left[\frac{dP}{dz} \left(1 - \frac{\rho_{TF} V_T V_{sg}}{P} \right) - \left[\rho_{TF} g \sin \theta \right] \right]$$

donde: $\rho_{TF} = \bar{R}_L \rho_L + \bar{R}_G \rho_G$ y es la densidad de la mezcla, G_T es el flujo másico total del fluido y V_{sg} es la velocidad superficial del gas. El método muestra una buena precisión cuando se compara contra los datos para los cuales se obtuvo la correlación.

SPEDDING y CHEN /32/ (1982), reportaron datos de pérdida de presión en dos fases en tuberías inclinadas para flujo ascendente y descendente. El experimento lo realizaron en una tubería de 4.55 cm de diámetro, utilizando una mezcla agua-aire en condiciones cercanas a la presión atmosférica, y para ángulos de inclinación positivos y negativos respecto a la horizontal, los datos fueron presentados como una función de la velocidad "friccionante" $\sqrt{(dP/dZ)_f (D/4\rho_L)}$ contra la velocidad total V_T y en esta forma, concluyeron, que se cubre satisfactoriamente el efecto del diámetro de la tubería, la densidad del líquido y la del sistema, pero no se cubre la influencia de la viscosidad del líquido. SPEDDING comparó sus datos con los existentes en la literatura y concluyó que existe una concordancia sustancial entre las medidas. También indica que toda correlación empírica y semi-empírica presentan desviaciones cercanas a sus datos, concluyendo, que

es extremadamente difícil desarrollar un método general para predecir la pérdida de presión bifásica. Esto es debido a que la pérdida de presión por fricción depende del patrón de flujo desarrollado en la tubería.

MUKHERJE, H. y BRILL P.J. /19/ (1985), presentaron resultados de un estudio realizado para flujo bifásico inclinado. Sus datos fueron obtenidos utilizando una mezcla de Keroseno-aceite lubricante, dentro de una tubería de 3.8 cm de diámetro y ángulos desde 0 a ± 90 grados respecto a la horizontal. Apartir de estos datos proponen una correlación para el cálculo de la pérdida de presión, la cual depende de los patrones de flujo; para flujo intermitente y burbujeante, el factor de fricción es calculado con el diagrama de Moody. En flujo estratificado descendente, el gradiente de presión es calculado en base a la ecuación del balance de momentum, suponiendo una interface lisa entre el gas y el líquido. Para flujo anular disperso, es desarrollado un factor de fricción, este es una función de la fracción volumétrica del líquido y del factor de fricción de Moody:

$$f_R = \frac{f_c}{f_{ns}}$$

donde:

$$f_{ns} = \frac{\Delta P_f \cdot 2 \cdot g \cdot D}{Z \cdot v_m^2 \cdot \lambda_{ns}}$$

MUKHERJE y BRILL, concluyeron que la exactitud de la

correlación es válida usando los datos de Prudhoe Bay Flowlines y North Sea Wells. Además de ser válida tanto para flujo ascendente como descendente.

II.2.2.- EVALUACION DE LA FRACCION VOLUMETRICA DEL LIQUIDO (HOLD-UP).

Los diversos métodos antes descritos, necesitan del conocimiento de un parámetro muy importante para la definición correcta de las propiedades del fluido. A dicho parámetro se la ha dado el nombre de Fracción Volumétrica, es decir, el volumen ocupado por cada una de las fases, temporal y espacialmente en el tubo; a esto, algunos autores lo han nombrado HOLDUP. Aquí describiremos algunos métodos para su evaluación.

BEGGS /4/ (1972), desarrolló una ecuación empírica para determinar la fracción volumétrica del líquido, la cual depende de la predicción del patrón de flujo para flujo horizontal, de la fracción volumétrica del líquido para no deslizamiento, del número de Froude y de un factor de corrección para el ángulo de inclinación.

Los pasos a seguir para determinar la fracción volumétrica del líquido propuesta por BEGGS son los siguientes:

1.- Determinación del patrón de flujo mediante el número de Froude y de los siguientes parámetros:

$$NF_r = \frac{v_m}{g D}$$

-Parámetro X

$$X = \ln \lambda_L$$

-Parámetros para determinar los patrones de flujo

$$L1 = \text{EXP} [-4.62 - 3.757X - 0.481X^2 - 0.0207X^3]$$

$$L2 = \text{EXP} [1.061 - 4.602X - 1.609X^2 - 0.179X^3 + 0.635 \times 10^{-3} X^5]$$

2.- Determinación de la fracción volumétrica del líquido para flujo horizontal ($R_L(0)$):

-Si el patrón de flujo es el segregado (Estratificado, Ondulado, Anular) ($NFr < L1$)

$$R_L(0) = \frac{0.98 \lambda_L^{0.4845}}{NFr^{0.0858}}$$

para flujo ascendente (+)

$$C+ = (1 - \lambda_L) \ln \left[\frac{0.011 N_{LV}^{2.539}}{\lambda_L^{3.758} NFr^{1.014}} \right]$$

para flujo descendente (-)

$$C- = (1 - \lambda_L) \ln \left[\frac{4.7 N_{LV}^{0.1244}}{\lambda_L^{0.3092} NFr^{0.5050}} \right]$$

-Si el patrón de flujo resultante es el intermitente (Intermitente, Alternante) ($L1 < NF_r < L2$):

$$R_L(0) = \frac{0.845 \lambda_L^{0.5951}}{NF_r^{0.0178}}$$

$$C^+ = (1-\lambda_L) \ln \left[\frac{2.96 \lambda_L^{0.305} NF_r^{0.0978}}{N_{LV}^{0.4478}} \right]$$

$$C^- = (1-\lambda_L) \ln \left[\frac{4.7 N_{LV}^{0.1244}}{\lambda_L^{0.3692} NF_r^{0.5056}} \right]$$

-Si el patrón de flujo resultante es el Distribuido (Burbujeante, Disperso) ($NF_r > L1$ y $NF_r > L2$):

$$R_L(0) = \frac{1.065 \lambda_L^{0.5824}}{NF_r^{0.0609}}$$

$$C^+ = 0$$

$$C^- = (1-\lambda_L) \ln \left[\frac{4.7 N_{LV}^{0.1244}}{\lambda_L^{0.3692} NF_r^{0.5056}} \right]$$

3.- Cálculo de la fracción volumétrica del líquido a cualquier ángulo de inclinación:

$$R_L(\theta) = R_L(0) \left[1 + C \left[\text{sen } 1.8\theta - \frac{1}{3} \text{sen}^3 1.8\theta \right] \right]$$

KUBIE y GARDNER /8/ (1978) obtuvieron una ecuación para el estado uniforme de velocidad de drenado del líquido en tubos inclinados en relación al flujo bifásico en una unión "Y". La ecuación para determinar la Fracción Volumétrica del Líquido que proponen es:

$$R_L = \frac{f_L^{0.35} Q_L}{0.69 \pi \left[(g(D/2)^3 \sin \theta)^{1/2} \right]^{0.78}}$$

KUBIE y GARDNER usan un valor constante del factor de fricción $f_L = 0.008$

MUKERJE y BRILL /19/ (1983) desarrollaron tres correlaciones

DIRECCION DE FLUJO	PATRON DE FLUJO	VALOR DE LOS COEFICIENTES					
		C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆
FLUJO ASCENDENTE Y HORIZONTAL	TODOS	-0.380113	0.129875	-0.119788	2.343227	0.475686	0.288657
FLUJO ASCENDENTE	ESTRATIF.	-1.330282	4.808139	4.171584	56.262268	0.079951	0.504887
	OTROS	-0.516644	0.789805	0.551627	15.519214	0.371771	0.393952

TABLA II Coeficientes para las ecuaciones de la fracción volumétrica del líquido.

para determinar la fracción volumétrica del líquido, usando un análisis de regresión. Una de estas correlaciones es para flujo horizontal y para flujo ascendente. Las otras dos son

para flujo estratificado descendente y otros patrones de flujo. La ecuación general es:

$$R_L = \exp \left\{ (C_1 + C_2 \operatorname{sen} \theta + C_3 \operatorname{sen}^2 \theta + C_4 N_L^2) \frac{N_{gv}^{Cs}}{N_{Lv}^{Cs}} \right\}$$

Los coeficientes de regresión son dados en la tabla II.

CHEN y SPEDDING /8/ (1984), propusieron una ecuación para determinar la fracción volumétrica del líquido, la cual proporciona una relación de R_L y Q_L para cualquier valor de θ

en el rango $0^\circ < \theta < 90^\circ$.

$$R_L^m = \frac{C (\mu_L / 4\rho_L)^m (\pi D)^{(1+m)} Q_L^{(2-m)}}{2g (\pi D^2 / 4)^2 \operatorname{sen} \theta}$$

donde C y m son constantes que asumen diferentes valores dependiendo del tipo de flujo. Para flujo laminar $Re \leq 2000$, $C = 16.0$ y $m = 1.0$; Para flujo turbulento $Re > 2000$, $C = 0.046$ y $m = 0.2$.

La correlación propuesta, es una solución para las condiciones de el sistema empleado por SPEDDING y NGUYEN (1978), donde casi todos los datos están fuera del régimen laminar y de transición. CHEN y SPEDDING concluyeron que esta ecuación es de aplicación general y que para un sistema particular, μ_L , ρ_L y D son fijos, mientras que C y m toman el

valor dependiendo del flujo presentado. Las características en las cuales se presentó esta correlación son : $C = 0.046$, $m = 0.2$, $D = 4.55 \text{ cm}$, $\rho_L = 1.0 \text{ gm cm}^3$ y $\mu_L = 0.01 \text{ gm (cms)}^{-1}$.

11.2.3.- METODOS PARTICULARES

Los métodos particulares, son métodos desarrollados para un patrón de flujo determinado; por lo tanto, es necesario primero conocer el patrón de flujo que se tiene en el sistema para poder aplicar el método adecuado.

La carta del patrón de flujo [24], es una representación bidimensional de los dominios de existencia de las diferentes configuraciones de flujo, las variables difieren según los autores. Actualmente no existe ningún elemento real para decidir por tal o cual variable i.e., ninguna carta es actualmente satisfactoria, pero por lo menos dan ciertas indicaciones que en algunos casos pueden ser contradictorias de un diagrama o otro.

GOULD /14/ et. al. (1974), observaron los patrones de flujo para tuberías horizontales, verticales e inclinadas ascendentes a 45° . Los patrones de flujo los definieron similarmente a los de DUNS y ROS, con un patrón de flujo de ambas fases continuas en flujo ascendente. GOULD et. al., concluyeron que la localización de los límites de transición para flujo anular y burbujeante disperso no varían significativamente con la inclinación.

TAITEL y DUKLER /34/ (1976), en base a estudios semiteóricos, desarrollaron ecuaciones en forma adimensional para la ubicación de los diferentes patrones de flujo (figura 2.1) en flujo horizontal y cerca de la horizontal. Las ecuaciones para la ubicación de los patrones de flujo se deducen de un análisis del flujo estratificado. Las ecuaciones desarrolladas que rigen los cambios de patrón de flujo son las siguientes:

-Cambio entre flujo estratificado e intermitente a anular disperso.

El cambio se presenta cuando:

$$F^2 \left[\frac{1}{C_2^2} \frac{\tilde{v}_v^2}{\tilde{\lambda}_v} \frac{d\tilde{\lambda}_L / d\tilde{h}_L}{\tilde{\lambda}_v} \right] \geq 1$$

en donde:

$$C_2 = 1 - \frac{h_L}{D}$$

y la tilde (~) sobre las variables designa las cantidades adimensionales. F es el número de Froude modificado por un cociente de densidad:

$$F = \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}} \frac{v_{sv}}{\sqrt{D g \cos \theta}}$$

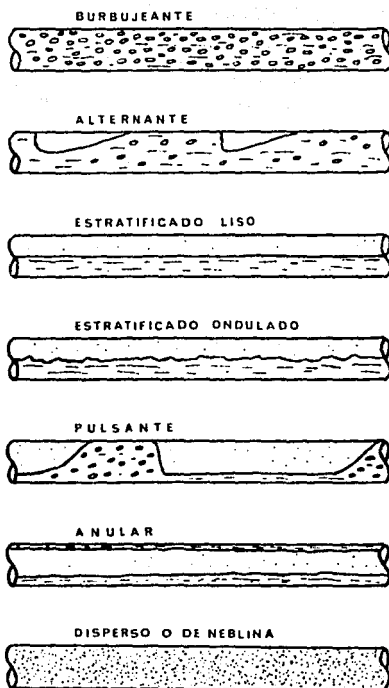


Figura 2.1.- Patrones de flujo en tubos horizontales,
Taitel y Dukler [34].

-Cambio entre flujo intermitente y anular-disperso

Este cambio esta definido por el parámetro de Martinelli

$$X = \left[\frac{\langle dP/dz \rangle_L}{\langle dP/dz \rangle_v} \right]^{1/2}$$

Para que este cambio ocurra debe de haber un valor constante de $h_L/D = 0.5$, lo que conlleva a un valor único del parámetro de Martinelli X.

- Cambio entre flujo estratificado liso y estratificado ondulado.

El cambio entre estos patrones de flujo ocurre cuando:

$$K \geq \frac{2.0}{\sqrt{\tilde{V}_L} \tilde{V}_V}$$

donde K es el producto del número de Froude modificado y la raíz cuadrada del número de Reynolds del líquido cuando fluye solo en el ducto:

$$K^2 = F^2 Re_L = \left[\frac{\rho_V V_{sv}^2}{(\rho_L - \rho_V) D g \cos \theta} \right] \left[\frac{D V_{sL}}{\gamma_L} \right]$$

- Cambio entre flujo intermitente y burbujeante-disperso

El cambio de patrón de flujo se presenta cuando:

$$T^2 \geq \left[\frac{8 \tilde{A}_V}{\tilde{S}_i \tilde{V}_L^2 (\tilde{V}_L \tilde{D}_L)^{-0.2}} \right]$$

donde T es considerado como el cociente entre las fuerzas por turbulencia y las fuerzas debido al campo gravitacional

actuando sobre el gas:

$$T = \left[\frac{|dP/dz|_{FL}}{(\rho_L - \rho_V) g \cos \theta} \right]$$

Este modelo predice las relaciones entre las siguientes variables : flujo másico del líquido y gas, propiedades de las fases (densidad y viscosidad), diámetro del tubo y ángulo de inclinación con la horizontal.

WEISMAN J. y KANG S. Y. /37/ (1981) presentaron datos para sistemas aire-agua y aire-glicerina en ángulos de inclinación de 1/2, 2 y 7° en una tubería de 1/2, 1 y 2 pulgadas de diámetro y para sistemas freón-freón vapor en ángulos de inclinación de 30°, 45° y 90°.

También proponen una correlación empírica para la transición de los patrones de flujo a anular, burbujeante disperso y entre el intermitente y burbujeante.

La aparición de las transiciones pueden ser predichas por:

- Transición a flujo anular:

$$Fr Ku = 25 \left[\frac{V_{sg}}{V_{sl}} \right]^{5/8}$$

- Transición entre flujo intermitente y burbujeante:

$$\frac{V_{sg}}{\sqrt{g D}} = 0.45 \left[\frac{V_{sg} + V_{sl}}{\sqrt{g D}} \right] (1 - 0.65 \cos \theta) \quad (1)$$

ORIENTACION DEL FLUJO		ϕ_1	ϕ_2
FLUJO HORIZONTAL VERTICAL E INCLINADO	TRANSICION A FLUJO DISPERSO	1.0	$\left(\frac{\rho_1}{\rho_2}\right)^{0.11} \left(\frac{D}{D_s}\right)^{0.16} \left(\frac{\mu_1}{\mu_2}\right)^{0.07} \left(\frac{V}{V_c}\right)^{0.24}$
	TRANSICION A FLUJO ANULAR	$\left(\frac{\rho_{2a}}{\rho_a}\right)^{0.23} \left(\frac{\Delta P}{\Delta P_s}\right)^{0.11} \left(\frac{V}{V_s}\right)^{0.11} \left(\frac{D}{D_s}\right)$	1.0
FLUJO HORIZONTAL Y CERCA DE LA HORIZ.	TRANSICION DE INTERMITENTE A SEPARADO	1.0	$\left(\frac{D}{D_s}\right)^{0.15}$
	TRANSICION DE ESTRATIFICADO A ONDULADO	$\left(\frac{D_s}{D}\right)^{0.17} \left(\frac{\mu_{2s}}{\mu_s}\right)^{1.55} \left(\frac{\rho_{2s}}{\rho_s}\right)^{1.55} \left(\frac{\Delta P}{\Delta P_s}\right)^{0.64} \left(\frac{V_s}{V}\right)^{0.61}$	1.0
FLUJO INCLINADO Y VERTICAL	TRANSICION DE BURBUJEANTE A INTERMITENTE	$\left(\frac{D}{D_s}\right)^0 (1 - 0.65 \cos \theta)$ $\eta = 0.26 e^{-0.17(V_{W1}/V_{Lc})}$	1.0

ϕ denota condiciones estandar, $D_s = 1.0$ pulg; $\rho_{20} = 0.0018$ Kg/L;

$\rho_{ST} = 1.0$ Kg/L; $\mu_{ST} = 1$ cP; $\sigma = 70$ dynes/cm; $V_{BL}^* = 1.0$ pie/s.

Tabla III Propiedades y diámetro de corrección de la tubería para todo el diagrama de patrones de flujo.

MEZCLA BIFASICA	LONGITUD DE LA LINEA	ANGULO DE INCLINACION RESPECTO A LA HORIZONTAL
AIRE-AGUA	1.2, 2.5, 5.1 cm	0, 1/2, 2, 7°
AIRE-GLICERINA ($\mu = 75$ cp)	5.1 cm	0, 1/2, 2, 7°
FREON-113- FREON113 vapor	2.5 cm	0, 30, 45, 90°

TABLA IV Condiciones del trabajo experimental de Weisman y Kang.

- Transición a flujo disperso:

$$\left[\frac{|dP/dx|_{SL}}{(\rho_L - \rho_G)g} \epsilon_c \right]^{1/2} \left[\frac{\epsilon_c \sigma}{(\rho_L - \rho_G) g D^3} \right]^{-1/4}$$

donde: V_{SG} , V_{LG} = velocidad superficial del gas y líquido respectivamente; Fr = número de Froude; Ku = número de Kutadelaze; $|dP/dx|$ = valor absoluto de la caída de presión por unidad de longitud.

En base a lo anterior, los diagramas de patrón de flujo los desarrollaron en términos de V_{SG}/ϕ_1 y V_{SL}/ϕ_2 .

la correlación 1, no puede ser aplicada directamente a la gráfica propuesta, sin embargo una aproximación cercana la obtienen utilizando el diámetro de corrección $(D/D_g)^n$, donde n es una función de la velocidad del líquido. Por lo tanto encuentran que para la transición entre flujo intermitente y burbujeante ϕ_1 y ϕ_2 están dados por:

$$\phi_1 = 1.0 \quad ; \quad \phi_2 = (D/D_g)^n (1 - 0.65 \cos\theta)$$

donde los valores de ϕ_1 y ϕ_2 se muestran, para cada una de las transiciones, en la tabla III.

WEISMAN y KANG concluyeron que para la gráfica propuesta se debe tener cuidado, puesto que está limitada a las condiciones de su experimento (tabla IV).

BARNEA D., SHOHAM O. y TAITEL Y. /2/ (1982) presentaron datos de la transición de los patrones de flujo en tubería

inclinada descendente en el rango de 0° a -90° . Sus resultados fueron obtenidos utilizando una mezcla bifásica de agua-aire, en tubos transparentes de Plexiglas de 2.5 y 5.1 cm de diámetro. Los patrones de flujo fueron determinados por observación directa y, por medio de pruebas de continuidad fueron desplegados en un osciloscopio.

Paralelamente a su experimento desarrollaron un modelo matemático para la predicción de los patrones de flujo en el rango completo de inclinaciones descendentes. Este modelo es una modificación al modelo propuesto por Taitel-Dukler (1976).

Alrededor de los 10° en "la horizontal e inclinaciones pequeñas", la transición de estratificado liso a estratificado ondulado, esta dada por:

$$Fr = \frac{V_L}{\sqrt{g h_L}} \geq 1.5$$

donde V_L y h_L son la velocidad y nivel del líquido respectivamente calculados por el método presentado por Taitel y Dukler.

Para la transición intermitente-anular hacen la modificación de $h_L/D = 0.35$ (en lugar de 0.5).

Para ángulos mayores a los 10° desarrollaron lo siguiente:

- La transición burbujeante-disperso esta dada por:

$$2 \left[\frac{0.4 \sigma}{(\rho_L - \rho_V)} \right]^{1/2} \left[\frac{\rho_L}{\sigma} \right]^{2/5} \left[\frac{2}{D} C_L \left(\frac{D}{\gamma_L} \right)^{-n} \right]^{2/5} V_E^{2(18-n)/5}$$

$$= 0.725 + 4.15 \left[\frac{V_{LE}}{V_E} \right]^{0.5}$$

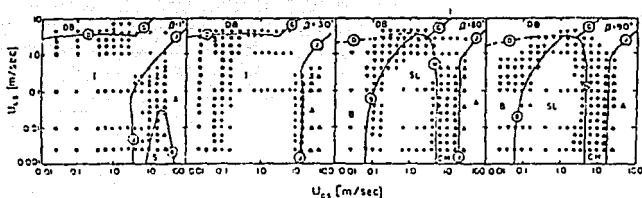


Figura 2.2 Cartas de los patrones de flujo para flujo inclinado ascendente (Barnea et. al. 1982).

Presentan también un modelo nuevo para predecir los límites de flujo anular y estratificado, definidos por:

$$V_{SL}^2 > \left[\frac{g D (1 - h_L/D) \cos \theta}{\Gamma_L} \right]$$

La transición de estratificado no-estratificado la predicen igual que en el modelo para flujo horizontal de Taitel-Dukler

(1976), e indican que es aplicable a todo el rango de inclinaciones.

Sus resultados, tanto experimentales como teóricos son representados en gráficas las cuales tienen como coordenadas V_{os} vs. V_{LS} (figura 2.2).

BARNEA et. al. y DUKLER /3/ (1985), presentaron datos de la transición de los patrones de flujo en tubería inclinada ascendente en el rango de 0° a $+90^\circ$. Sus resultados fueron obtenidos de la misma forma, en los que obtuvieron los resultados para flujo descendente en 1982.

Paralelamente a su experimento desarrollaron modelos matemáticos para la predicción de la transición de los patrones de flujo en el rango completo de inclinaciones ascendentes. Este modelo es una modificación de los modelos propuestos por Taitel-Dukler (1976) para tubería horizontal y cerca de la horizontal y el presentado por Taitel et. al. (1980) para tubería vertical. Las modificaciones son realizadas en el modelo vertical, y se hacen simplemente considerando que la componente de la fuerza de gravedad actúa en la dirección axial. En algunos casos no hay cambio en las ecuaciones dado que la gravedad no entra dentro del mecanismo.

- La transición de burbujeante a intermitente la definen como:

$$V_{LS} = \frac{1 - \alpha}{\alpha} V_{so} - 1.53 (1 - \alpha) \frac{\epsilon (\rho_L - \rho_g) \sigma^{1/4}}{\rho_L^2} \sin \theta$$

donde α es la fracción volumétrica del gas y es igual a 0.25.
 Para $\alpha = 0.52$ la curva que caracteriza esta condición en la
 gráfica de los patrones de flujo es:

$$V_{LS} = V_{GS} \frac{1 - \alpha}{\alpha}$$

- La transición a flujo anular es definida por:

$$V_{GS} = 3.1 \left[\frac{\alpha_a (\rho_L - \rho_g) \text{sen } \theta}{\rho_g^2} \right]^{1/4}$$

Las demás transiciones son determinadas por el modelo
 propuesto por Taitel-Dukier.

Sus resultados, tanto experimentales como teóricos son

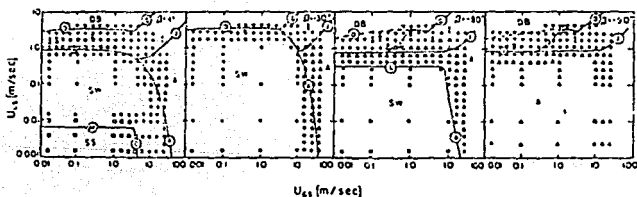


Figura 2.3 Cartas de los patrones de flujo para flujo
 inclinado descendente (Barnea et. al. 1985).

representados en gráficas las cuales tienen como coordenadas V_{gs} vs. V_{Ls} (figura 2.3). Concluyeron que para ciertas condiciones dadas pueden existir diferentes formas para determinar las transiciones en tuberías inclinadas. En la transición de flujo anular sugieren que el control es aquel que pueda ocurrir en una proporción baja de gas para una proporción dada de líquido.

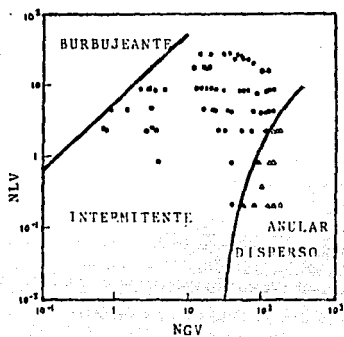
MUKHERJE, H. y BRILL, J.P. /20/ (1985), realizaron experimentos en una mezcla bifásica petróleo-gas en una tubería transparente de 3.81 cm de diámetro, inclinada a diferentes ángulos. Los patrones de flujo son determinados por la observación directa tanto para flujo ascendente como descendente.

En base a los datos obtenidos del experimento, construyeron cartas de los patrones de flujo para diferentes ángulos de inclinación, utilizando como coordenadas los números adimensionales de la velocidad del líquido y del gas, y una escala log-log (figura 2.4).

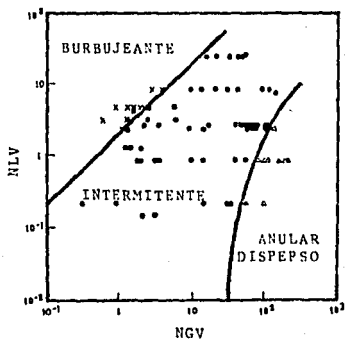
Paralelamente a su experimento proponen diferentes ecuaciones empíricas para determinar las transiciones de los patrones de flujo.

Las transición de burbujeante-intermitente la encontraron lineal y a 45° con el eje. La ecuación para este conjunto de líneas es:

$$N_{L_v} \text{ es } = 10 \exp [\log_{10}(N_{G_v}) + 0.940 + 0.074 \text{sen} \theta - 0.855 \text{sen}^2 \theta + 3.695 N_L]$$



(a)



(b)

Figura 2.4.- Graficas de los patrones de flujo obtenidos por Mukherje y Brill (1985).

a) Keroseno 30° Flujo ascendente.

b) Keroseno 70° Flujo ascendente.

donde los números adimensionales son definidos como:

$$N_{LV} = V_{SL} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{\epsilon \sigma}}$$

$$N_{GV} = V_{GS} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{\epsilon \sigma}}$$

$$N_L = \mu_L \sqrt[4]{\frac{\epsilon}{\rho_L \sigma^3}}$$

-La transición intermitente-anular disperso la determinan de igual manera que MANDANE para flujo horizontal. Sin embargo encontraron que la viscosidad del líquido tiene un efecto significativo en esta transición. La ecuación de esta curva de transición es:

$$N_{GV} = 10 \exp [1.401 - 2.694N_L + 0.521N_{LV}^{0.82D}]$$

En flujo descendente y horizontal, la ecuación para la transición burbujeante-intermitente es:

$$N_{GS} = 10 \exp [0.431 + 1.132 \text{sen}\theta - 3.003N_L - 1.138(\log_{10} N_{LV}) \text{sen}\theta - 0.429(\log_{10} N_{LV})^2 \text{sen}\theta]$$

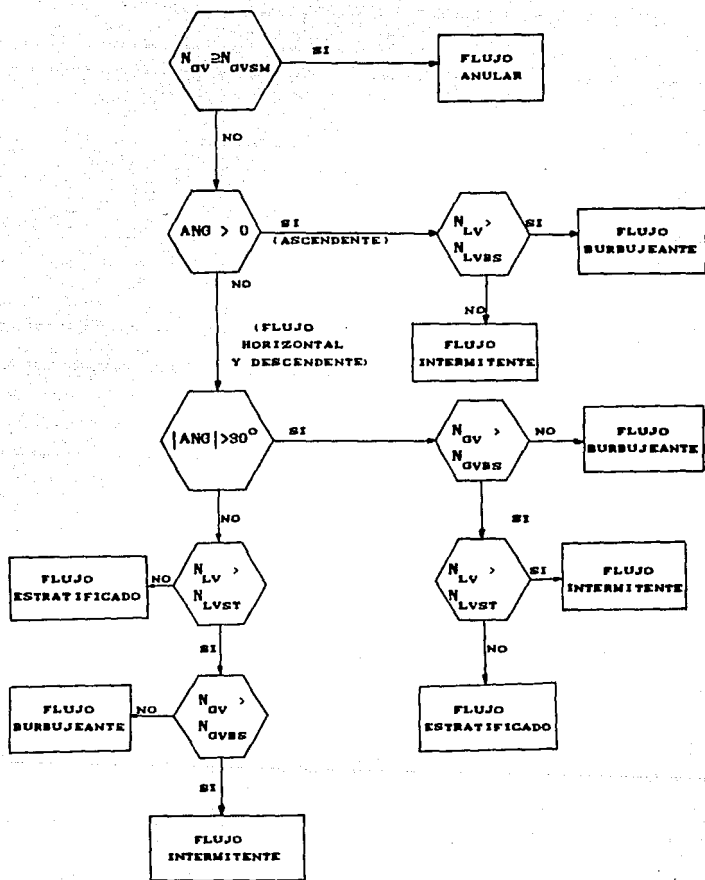


Figura 2.5 Diagrama de flujo para determinar la transición de los patrones de flujo (MUKHERJEE y BRILL, 1983).

Para esta transición se genera una familia de curvas para diferentes ángulos y viscosidades de líquido.

En flujo descendente y para flujo horizontal los límites de la transición estratificado están dados por:

$$N_{LV}^{st} = 10 \exp [0.321 - 0.017N_{gv} - 4.267 \operatorname{sen} \theta - 2.972N_{LV} - 0.033 \log_{10} (N_{gv})^2 - 3.925 \operatorname{sen}^2 \theta]$$

Un diagrama de flujo para la predicción de los patrones de flujo utilizando las ecuaciones de transición es mostrada en la figura 2.5. Cada una de estas transiciones es correlacionada con los números adimensionales de DUNS y ROS y para el ángulo de inclinación.

II.2.3.1.- Modelos Particulares

En tuberías inclinadas conduciendo flujo bifásico los estudios realizados para determinar un método de evaluación de pérdida de presión para un patrón de flujo bien establecido son casi nulos excepto en tres casos y específicamente para flujo intermitente.

BONNECAZE, ERSKINE y GRESKOVICH /7/ (1969) estudiaron el flujo intermitente (slug) en tubería inclinada con ángulos respecto a la horizontal de 0° , $\pm 2^\circ$, $\pm 6^\circ$ y $\pm 10^\circ$. Midieron la fracción volumétrica del líquido R_L , y un nuevo factor de

fricción f_{SL} es obtenida de la correlación de la pérdida de presión bifásica total:

$$\left(\frac{d}{dz} \right)_{TP} = \frac{\bar{R}_L - \bar{R}_{LF}}{1 - \bar{R}_{LF}} \left[\epsilon \rho_L \sin \theta + \frac{2 \rho_L f_{SF} \bar{V}_T^2}{D} \right]$$

donde:

$$\bar{R}_{LF} = \frac{1}{\pi} \left[\cos^{-1} (1 - \eta_s) - (1 - \eta_s) \sqrt{\eta_s (2 - \eta_s)} \right]$$

$$f_{SF} = \frac{0.0048 + 3980}{Re_T^{1.285}}$$

donde:

η_s = es la relación entre el nivel del líquido y el radio del tubo.

La fracción volumétrica del líquido es encontrada en función de la fracción volumétrica superficial del líquido, de la densidad del líquido, del número de Froude y de la velocidad ascendente de la burbuja. El factor de fricción esta en función del número de Reynolds para el líquido. Establecen que la velocidad ascendente de la burbuja y el cambio de la fracción volumétrica del líquido, aumentan conforme la tubería se inclina partiendo de la vertical. Este fenómeno es relacionado con la fracción volumétrica, también observan que en su estudio, esto tiene un máximo de ocurrencia a aproximadamente $+ 50^\circ$ respecto a la horizontal.

El estudio del flujo intermitente en tubería inclinada reportado por SINGH y GRIFFITH /30/ en (1970), hacen las medidas de la caída de presión y de la fracción volumétrica del líquido en tuberías de diámetro de 0.626, 0.822, 1.063, 1.368 y 1.600 pulgadas con ángulos de inclinación de $\pm 10^\circ$, $\pm 5^\circ$ y 0° . Una expresión es derivada para la velocidad ascendente de la burbuja, de la cual puede calcularse la fracción volumétrica del líquido y la cual es independiente del ángulo de inclinación. Establecieron que la recuperación de presión en la sección descendente de una tubería inclinada es del 100%. La caída de presión por fricción la calcularon usando el factor de fricción de Fanning, la densidad del líquido y la velocidad de la mezcla. La caída de presión por aceleración no la tomaron en cuenta.

$$\left[\frac{dP}{dz} \right]_f = 2 f_L \rho_L \bar{V}_T R_L D^{-4}$$

El flujo intermitente bifásico en tuberías de 0.5 pulgadas con ángulo de inclinación de $\pm 7^\circ$ respecto a la horizontal y para tuberías horizontales, fue manejado por VERMEULEN y RYAN /4/ (1971). Presentaron un modelo para flujo intermitente y la caída de presión por fricción la calcularon usando la velocidad de no-deslizamiento, la densidad y un factor de fricción calculado apartir del número de Reynolds de la mezcla. La caída de presión y la frecuencia del tapón fueron medidos, pero la fracción volumétrica del líquido no fué reportado. El efecto de la inclinación de la tubería es

establecido por el patrón de flujo, pero no concluyeron cual es el efecto de la inclinación en la fracción volumétrica del líquido. La mayor consideración de su estudio es que indican que la mayor fluctuación de presión ocurre en el flujo intermitente bifásico.

II.3.- OBSERVACIONES

La mayoría de las investigaciones, enfocadas a cuantificar la pérdida de presión en tuberías inclinadas, han sido desarrolladas en condiciones limitadas y dirigidas principalmente a resolver un problema específico. Además gran parte de los investigadores han preferido efectuar mediciones experimentales que desarrollar una metodología para comprender el fenómeno. Por otra parte, la gama de condiciones que cubren no es totalmente satisfactoria a las condiciones requeridas a la geotermia, ni por el tipo de fluido ni por las condiciones termodinámicas, ya que generalmente utilizan agua-aire y aceite-gas, debido a la facilidad que presentan estos fluidos para experimentar, por lo que las correlaciones desarrolladas no toman en cuenta otros fenómenos propios de las mezclas agua-vapor como son, entre otras, la transferencia de calor con el medio ambiente y la transferencia de masa entre las fases.

En realidad, pocos son los investigadores que toman en cuenta al patrón de flujo en la determinación de la pérdida de presión, entre estos se encuentran, BONNECAZE, SINGH Y VERMEULEU, los cuales desarrollaron su investigación únicamente para el patrón de

flujo intermitente, y a BEGGS-BRILL quien comprende todos los patrones de flujo, proporcionando un modelo para el cálculo de R_L y R_V para cada patrón de flujo.

Generalmente la mayoría de los métodos no toma en cuenta el efecto del ángulo de inclinación en la fracción volumétrica del líquido, cuantificandola solo a partir del flujo horizontal.

Todo lo anterior, hace necesario efectuar más investigación, principalmente en lo que concierne a las condiciones de nuestra aplicación, cuantificando los fenómenos propios de los sistemas agua-vapor y de esta manera tener una correlación más confiable.

Una correlación completa debería incluir los siguientes parámetros para una mejor descripción del fenómeno:

$$R_L = f(\theta, Fr, Re, We, \text{Patrón de flujo}, W_T)$$

$$\text{Patrón de flujo} = f(\theta, W_T, V_{SL}, V_{SO}, Re, Fr, We)$$

$$f_{TP} = f(\theta, \mu_L, \mu_V, \text{Patrón de flujo}, Q_G, Q_T, \lambda_L, W_T, R_L)$$

CAPITULO III

PERDIDA DE PRESION EN TUBERIAS INCLINADAS

III.1.- PERDIDA DE PRESION

En el caso más general de una tubería conduciendo una mezcla bifásica (figura 3.1), el balance de fuerzas en un elemento de volumen (dA/dZ) es:

$$\left[P - \left[P + \frac{dP}{dZ} dz \right] \right] dA + \left[G_1 v_1 - \left[G_1 v_1 + \frac{d}{dz} (G_1 v_1) dz \right] \right] dA$$

$$= \tau ds dz + \rho_l g \sin \theta dA dz \quad \dots \quad (3.1)$$

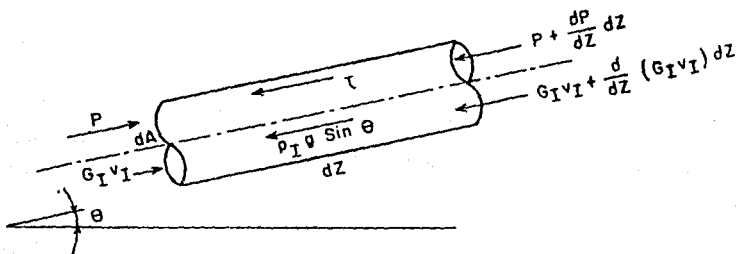


Figura 3.1.- Balance de fuerzas en el volumen de control dA/dZ

Esta ecuación se reduce a la siguiente expresión:

$$- \frac{dP}{dz} = \tau \frac{ds}{dA} + \frac{d}{dz} (G_1 v_1) + \rho_l g \sin \theta \frac{dA}{dA} \quad (3.2)$$

Que representa la pérdida de presión total en el volumen de control - dA/dZ - y está formada por los siguientes factores:

La pérdida de presión debida a los esfuerzos de corte, tanto en la pared del tubo como en la interface liquido-vapor:

$$\left. \frac{dP}{dz} \right|_r = \tau \frac{ds}{dA} \quad (3.3)$$

La pérdida de presión debida al cambio de momentum que provoca la variación de la velocidad¹ en las fases:

$$\left. \frac{dP}{dz} \right|_a = \frac{d}{dz} (G_i V_i) \quad (3.4)$$

La pérdida de presión provocada por los efectos de la presión hidrostática que se presenta en las tuberías verticales e inclinadas:

$$\left. \frac{dP}{dz} \right|_g = \rho_i g \operatorname{sen} \theta \frac{dA_i}{dA} \quad (3.5)$$

La suma de las tres aportaciones provoca que la pérdida de presión aumente, trayendo como consecuencia: un comportamiento dinámico de los fenómenos de evaporación instantánea, una variación de los patrones de flujo y de la fracción volumétrica (figura 3.2).

En la ecuación (3.2) el momentum del flujo bifásico se puede expresar como la suma del momentum de cada fase. Por lo tanto, la variación de momentum es:

$$\frac{d}{dz} (G_i V_i) = \frac{d}{dz} (G_v V_v + G_L V_L) \quad (3.6)$$

¹.- Para condiciones Geotérmicas el rango de velocidad recomendado es de 30 a 40 m/s.

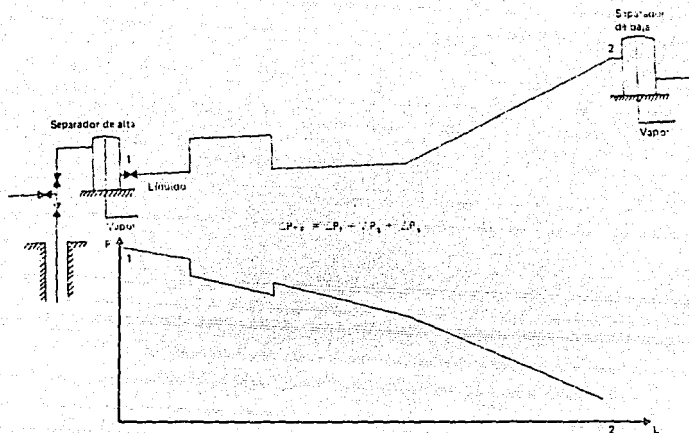


figura 3.2 Diagrama que muestra las pérdidas de presión en una línea que conduce fluido geotérmico.

sin embargo, en la ecuación anterior, se puede definir una velocidad efectiva (V_m) de la mezcla:

$$V_m = \frac{W_T}{\rho_m A} = \frac{G_T}{\rho_m} \quad (3.7)$$

Con esta definición, como es un régimen estacionario (flujo constante) la ecuación (3.6) se expresa de la siguiente forma:

$$\frac{d}{dz} \left[G_T V_m \right] = \frac{d}{dz} \left[G_T V_m \right] = G_T \frac{d}{dz} \left[\frac{1}{\rho_m} \right] \quad (3.8)$$

donde ρ_m es la densidad de la mezcla (ecuación 2.23)

Aplicando la regla de la cadena a la ecuación (3.8) se tiene:

$$\frac{d}{dz} \left[G_T v_m \right] = G_T^2 \frac{dP}{dz} \frac{d}{dz} \left[\frac{1}{\rho_m} \right] = - \frac{G_T^2}{\rho_m^2} \frac{dP}{dz} \left[\frac{d\rho_m}{dP} \right] \quad \dots(3.9)$$

donde, con la ecuación (2.23), la variación de la densidad de la mezcla con respecto a la presión en la ecuación (3.9) es:

$$\frac{d\rho_m}{dP} = \frac{d}{dP} \left[\rho_L R_L + \rho_V R_V \right] = \rho_L \frac{dR_L}{dP} + R_L \frac{d\rho_L}{dP} + \rho_V \frac{dR_V}{dP} + R_V \frac{d\rho_V}{dP} \quad \dots(3.10)$$

el líquido se puede considerar como incomprensible por lo que se puede despreciar el término $d\rho_L/dP$, obteniéndose:

$$\frac{d\rho_m}{dP} = \rho_L \frac{dR_L}{dP} + \rho_V \frac{d(1-R_L)}{dP} + R_V \frac{d\rho_V}{dP} \quad (3.11)$$

de donde:

$$\frac{d\rho_m}{dP} = \rho_{LV} \frac{dR_L}{dP} + R_V \frac{d\rho_V}{dP} \quad (3.12)$$

además se puede hacer:

$$\rho_{LV} = \rho_L - \rho_V \quad (3.13)$$

Substituyendo la ecuación (3.12) en la ecuación (3.9) se determina el cambio de momentum en función de la variación de la fracción volumétrica del líquido y de la densidad del

vapor con la presión, expresándose como:

$$\frac{d}{dz} = \left[G_T V_m \right] = - \frac{G_T^2}{\rho_m} \frac{dP}{dz} \left[\rho_{LV} \frac{dR_L}{dP} + R_V \frac{d\rho_m}{dP} \right] \quad \dots(3.14)$$

Al substituir la ecuación (3.14) en la ecuación (3.2) la pérdida de presión se indica de la siguiente forma :

$$- \frac{dP}{dz} = \tau \frac{dS}{dA} - \frac{G_T^2}{\rho_m} \frac{dP}{dz} \left[\rho_{LV} \frac{dR_L}{dP} + R_V \frac{d\rho_v}{dP} \right] + \rho_l \epsilon \operatorname{sen} \theta \frac{dA_l}{dA} \quad \dots(3.15)$$

donde el cociente entre el área transversal ocupada por la fase 'l' y la total se define como la fracción volumétrica de la fase 'l', cuya expresión es :

$$\frac{dA_l}{dA} = R_l \quad (3.16)$$

El término de pérdida de presión por variación de nivel, se puede representar en términos de la densidad de la mezcla, es decir :

$$\rho_l \epsilon R_l \operatorname{sen} \theta = \rho_L R_L \epsilon \operatorname{sen} \theta + \rho_V R_V \epsilon \operatorname{sen} \theta = (\rho_L R_L + \rho_V R_V) \epsilon \operatorname{sen} \theta \quad \dots(3.17)$$

$$\rho_l \epsilon R_l \operatorname{sen} \theta = \rho_m \epsilon \operatorname{sen} \theta \quad (3.18)$$

El término de caída de presión por fricción de la ecuación (3.15) para tuberías, es :

$$\tau \frac{dS}{dA} = \frac{f_m}{D} \frac{G_T^2}{2\rho_m} \quad (3.19)$$

substituyendo la ecuación (3.18) y (3.17) en la ecuación (3.15), se tiene que la pérdida de presión es:

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{\frac{f_m}{D} \frac{G^2}{2\rho_m} + \rho_m g \sin \theta}{1 - \frac{G^2}{\rho_m^2} \left(\rho_{Lv} \frac{dR_L}{dP} + R_V \frac{d\rho_V}{dP} \right)} \quad (3.20)$$

La ecuación (3.20) proporciona la pérdida de presión en una longitud diferencial dz . Esta ecuación es genérica, donde f_m , ρ_m y R_L son parámetros a evaluar para flujo bifásico.

En el flujo de mezclas bifásicas en tuberías existen, diversas geometrías interfaciales, donde la configuración no es siempre clara y definida. Dada esta complejidad, se utilizan comúnmente varios modelos en el análisis del flujo bifásico, como son :

- Modelo del flujo homogéneo
- Modelo de flujos separados
- Modelo de flujos relativos
- Modelado de los patrones de flujo

El modelo del flujo homogéneo, asume un flujo monofásico equivalente con propiedades modificadas bajo las siguientes suposiciones : (a) igual velocidad del líquido y del gas, y (b) equilibrio termodinámico entre las fases. Esto se

complementa con el uso adecuado de un factor de fricción para el flujo monofásico equivalente.

En el modelo de flujos separados, se considera a las fases fluyendo solas en el ducto, por lo que, esto requiere de un modelo para la interacción entre sí, bajo las siguientes suposiciones : (a) velocidad constante pero no necesariamente igual entre las fases y (b) equilibrio termodinámico entre las fases. Esto requiere, el uso de correlaciones empíricas para relacionar la pérdida de presión del líquido y del gas (multiplicador de dos fases), con las variables independientes del flujo.

El modelo de flujos relativos, es un caso particular del de flujos separados, en donde, la atención es enfocada al movimiento relativo entre las fases, bajo las siguientes suposiciones : (a) el esfuerzo cortante en la pared del ducto es despreciable, (b) equilibrio termodinámico entre las fases y (c) el flujo es básicamente unidimensional.

Por último, el modelado de los patrones de flujo, representa la geometría y la distribución de las fases dentro de los ductos, en el cual se genera un modelo matemático válido únicamente para el patrón de flujo modelado.

La experiencia ha mostrado que la pérdida de presión en las tuberías bifásicas no sigue una tendencia uniforme con respecto a la calidad de la mezcla [26]. Esto se debe fundamentalmente a la

existencia de configuraciones caóticas que conducen a un comportamiento diferente de la pérdida de presión en cada uno de los patrones de flujo. Por ejemplo: en el caso de flujo burbujeante - que solo se presenta a velocidades del líquido relativamente grandes¹ y bajos flujos de vapor - la pérdida de presión debida a la fricción es menor que en un patrón de flujo anular o intermitente para el mismo flujo másico. Esto se debe sin duda, a que la diferencia de velocidades es muy marcada, provocando una pérdida por fricción mayor debido a la interface rugosa y móvil. Algunos autores han reportado pérdidas de presión en flujo anular, varias veces mayor que en flujo burbujeante, y aún mayor que en flujo monofásico gaseoso, para los mismos flujos másicos totales. La diferencia tan notoria que existe entre la pérdida de presión en los diferentes patrones de flujo hacen imprescindible su consideración en el cálculo, por lo que se selecciona este último método de análisis para nuestro estudio [26].

III.2.- PATRONES DE FLUJO

El patrón de flujo representa la geometría y la distribución de las fases dentro de los ductos. Una mezcla bifásica puede fluir a través de una tubería en una gran variedad de distribuciones espaciales de las fases o patrones de flujo. Es necesario conocer el patrón de flujo para poder evaluar adecuadamente la pérdida de presión, ya que los modelos aplicables a un caso pueden no ser aplicables a otro. Como a lo largo del conducto existe un ¹.- Velocidades del líquido saturado mayores a 0.6 m/s.

gradiente de presión, éste provoca que el gas se expanda, dando por consecuencia que el patrón de flujo se modifique.

Los patrones de flujo dependen de los flujos másicos, la densidad y viscosidad de las fases, la presión, la tensión superficial, la geometría y la orientación del ducto, sentido de los flujos, ángulo de inclinación de la tubería, etc.

El número de configuraciones del flujo bifásico en tuberías horizontales es mayor que para el caso vertical y aun para flujo inclinado; esto se debe a que el campo gravitacional tiende a separar las fases, lo cual provoca la estratificación de las mismas. En flujo inclinado, al incrementarse el ángulo de inclinación respecto a la horizontal, las fuerzas de gravedad actúan en el líquido causando un incremento o un decremento en la velocidad (dependiendo del sentido de flujo y del acercamiento de la inclinación con la vertical) que trae como consecuencia un incremento o un decremento en el deslizamiento y la fracción volumétrica; parámetros estos que modifican al patrón de flujo.

Dependiendo de la geometría y distribución que ocupen las fases en la tubería se pueden identificar los siguientes patrones de flujo [20]:

III.2.1.- Flujo Burbujeante

En flujo horizontal, cuando la proporción de líquido-gas disminuye, el flujo burbujeante se caracteriza por la formación de pequeñas burbujas de la fase gaseosa, que se desplazan a una velocidad ligeramente mayor que la del líquido, fluyendo a lo largo de la superficie superior de la tubería, debido a la

segregación de la gravedad. Cuando la velocidad del líquido se incrementa, las burbujas se dispersan más, formándose finalmente un flujo homogéneo de pequeñas burbujas de gas distribuidas uniformemente en la fase líquida, como se muestra en la figura 3.3(a).



(a)



(b)

figura 3.3.- flujo burbujeante. (a) horizontal,(b) transición de burbujeante a intermitente en flujo inclinado.

En tubería inclinada, para flujo ascendente, a bajas velocidades de gas¹, el flujo burbujeante es discreto a través de la parte superior de la tubería de la sección transversal. Cuando la velocidad del gas se incrementa, las burbujas de gas tienden a incrementar el volumen que ocupan en la sección transversal de la tubería; como se muestra en la figura 3.3(b). Cuando el ángulo de inclinación se incrementa, las burbujas de gas se distribuyen sobre el ancho de la sección transversal, requiriendo una velocidad del gas superior, para incrementar la concentración del gas y las fuerzas de coalición.

¹.- Velocidades de gas menores a 30 m/s (en aplicaciones Geotérmicas).

En flujo descendente, la velocidad de la burbuja incrementa la componente de la velocidad de la fase gaseosa, la cual es siempre a contracorriente a la dirección del flujo. Esto causa colisión de las burbujas de gas contra la masa de líquido, dando con esto un rompimiento y degeneración de las burbujas en unas pequeñas. Además, la unión y degeneración de las burbujas causan una considerable dispersión, comparado con el flujo ascendente. Esto también explica la ocurrencia de la transición de burbujeante a intermitente a altas velocidades de gas² en flujo descendente.

III.2.2.- Flujo Intermitente

Cerca de la transición de burbujeante a intermitente, la burbuja se expande en la dirección del flujo por el gradiente de presión creado. Esto causa en el líquido una aceleración frente a la burbuja de gas y un deslizamiento continuo del líquido hacia el contorno del fondo de la burbuja, provocando inestabilidad. En

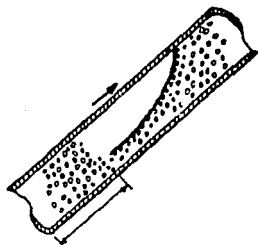


figura 3.4.- flujo intermitente en tubería inclinada ascendente.

².- Velocidades de gas mayores a 40 m/s.

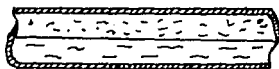
la figura 3.4 se muestra una configuración típica del flujo intermitente en tubería inclinada ascendente.

En flujo descendente, el flujo intermitente es observado únicamente a altas velocidades del líquido. El flujo intermitente ocurre cuando la velocidad del líquido es capaz de empujar la burbuja larga de gas, hacia la parte inferior de la tubería. El flujo intermitente también es caracterizado por fluctuaciones en la presión y en el contorno de la fracción volumétrica del líquido. La frecuencia de estas fluctuaciones depende de la velocidad del flujo de las fases.

III.2.3.- Flujo Estratificado

En flujo horizontal y para la mayor parte de los ángulos en flujo descendente, el flujo estratificado es observado cuando ambas velocidades de gas y líquido son bajas³. Al hacerse más grandes las burbujas de gas, estas llenan por completo la parte superior del tubo, donde la separación de las fases debido al campo gravitacional es completa; para velocidades bajas del gas la interface líquido-gas es plana (figura 3.5(a)). Durante el flujo estratificado, el gradiente de la velocidad en el nivel del líquido, es estabilizado desde la pared de la tubería a la interface líquido-gas. A ángulos excesivos en flujo descendente, este gradiente de velocidad se incrementa y el líquido cerca de la interface se convierte en turbulento. Esta y otras causas de inestabilidad en la interface dan por resultado oscilaciones en el líquido. Estas oscilaciones son también incrementadas por

³.- Velocidades de gas menores a 30 m/s y velocidades del líquido menores a 0.6 m/s.



(a)



(b)

figura 3.5.- flujo estratificado; (a) interfaz plana,
(b) interfaz ondulada.

velocidades mayores de la fase gaseosa respecto a la velocidad de la fase líquida.

El incremento en la velocidad del gas hace que la interfase sea perturbada por la formación de olas en la superficie del líquido (figura 3.5 (b)).

III.2.4.- Flujo Pulsante

Si las olas crecen, estas interrumpen el paso del flujo de gas, formandose tapones de líquido. La fase líquida fluye como una fase continua, pero existe un gran número de burbujas de gas que entran en él.

III.2.5.- Flujo Anular

Al incrementarse el flujo de la fase gaseosa, las fuerzas

gravitacionales ceden ante las fuerzas superficiales, entonces el líquido forma una película alrededor de la pared superior del tubo. La película de líquido en la parte superior del tubo es más

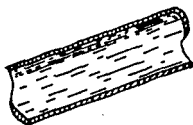


figura 3.6.- Flujo anular en una tubería inclinada;

delgada que en la parte inferior. El flujo de gas puede contener pequeñas gotas de líquido. Para toda inclinación de la tubería en ambos sentidos de flujo, descendente y ascendente, se puede observar eventualmente al flujo anular, incrementando la velocidad del líquido. En flujo anular, la fase gaseosa es continua a lo largo de la tubería. La continuidad del gas es en esencia excéntrica o concéntrica en la tubería, dependiendo de la inclinación del tubo. En flujo vertical la continuidad del gas es normalmente concéntrica. Una configuración típica de este patrón de flujo es mostrado en la figura 3.6.

III.2.6.- Flujo Disperso o de Nebliña

Cuando el flujo de la fase gaseosa se hace más importante, arrastra gotas de la película de líquido, hasta que la mayor

parte del líquido es arrastrado por la fase gaseosa, entonces ambas fases se encuentran mutuamente dispersas (figura 3.7). El



Figura 3.7.- Flujo disperso o de neblina

líquido en forma de pequeñas gotas fluyen con la misma velocidad que el gas. Este patrón de flujo se caracteriza por la alta velocidad de la corriente de gas.

Los patrones de flujo mostrados no son los únicos, existen más clasificaciones, pero estas vienen a ser subclasificaciones de las aquí descritas.

Para unas condiciones de flujo i.e. calidad, flujo másico total y presión, el diámetro de la tubería y el ángulo de inclinación, es necesario predecir el tipo de patrón de flujo. Para esto, se cuenta con diagramas, los cuales son una representación bidimensional de las diferentes distribuciones de las fases, las variables utilizadas como coordenadas difieren según los autores. Sin embargo, dos tipos básicos de coordenadas son usadas; uno que utiliza coordenadas dimensionales como son,

velocidad superficial, flujo de momentum, etc., este tipo de diagramas esta limitado al rango de datos y condiciones de flujo bajo los cuales fué elaborado. A pesar de esta limitación es ampliamente usado por su simplicidad. El otro tipo de diagramas usa coordenadas adimensionales, tales, como el número de Reynolds, número de Froude, etc.. Existe aún un tercer tipo en el cual se combinan las coordenadas adimensionales y dimensionales.

El problema básico con todos los diagramas, es la imposibilidad de representar los cambios de patrón de flujo en términos de un simple juego de parámetros. Además, los diagramas muestran serias deficiencias cuando se extrapolan a sistemas de alta presión y tubos de diámetro grande. El tratamiento más completo para los cambios de regimenes de flujo en sentido horizontal e inclinado sobre una base semiteórica es el presentado por Taitel y Dukler /8/. Este método da buenos resultados en un intervalo bastante amplio de condiciones del sistema, y utiliza varios grupos adimensionales para expresar los cambios, los cuales relacionan únicamente las variables independientes del sistema.

El modelo predice las relaciones entre las siguientes variables: flujo másico del líquido y gas, propiedades de las fases (densidad y viscosidad), diámetro del tubo y ángulo de inclinación con la horizontal. Cinco patrones básicos de flujo son considerados, a saber: anular-disperso, burbujeante disperso, estratificado liso, estratificado ondulado e intermitente.

Cuando la teoría es desarrollada en forma adimensional,

aparecen los siguientes grupos dimensionales:

$$M = F^2 \left[\frac{1}{C_L^2} \frac{U_G dA_L / dh_L}{A_G} \right] \quad (2.55)$$

$$K = \left[\left[\frac{\rho_G (U_{SG})^2}{(\rho_L - \rho_G) D g \cos \theta} \right] \left[\frac{D U_{SL}}{V_L} \right] \right]^{1/2} \quad (2.56)$$

$$T = \left[\frac{4C_L}{D} \left[\frac{U_{SL} D}{V_L} \right]^{-n} \left[\frac{\rho_L (U_{SL})^2}{2} \right] \right]^{1/2} \quad (2.57)$$

donde : $C_L \approx 0.046$ y $n = 0.2$

$$N = \frac{8 A_G}{S_L U_L^2 (U_L D_L)^{-n}} \quad (2.58)$$

$$L = \frac{2}{0.1 \sqrt{U_L} U_G} \quad (2.59)$$

donde: U_x es la velocidad superficial en la dirección X y v_L es la velocidad normal desde la dirección X.

En la literatura se encuentra una gran variedad de diagramas para predecir el patrón de flujo en tuberías inclinadas. Estos diagramas, generalmente utilizan como coordenadas las velocidades superficiales del líquido y del gas (figura 3.8). El desarrollo de

I = Intermitente
 DB = Burbujante disperso
 AD = Anular disperso
 SW = Estratificado ondulado
 SS = Estratificado liso

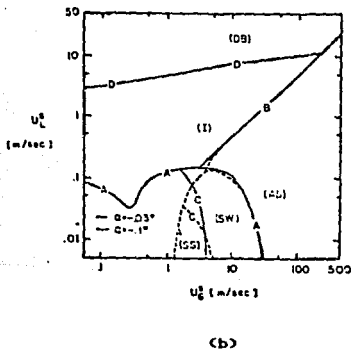
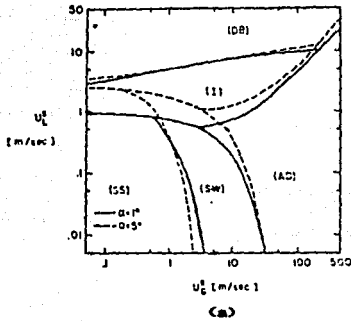


Figura 3.8.- Efecto de la inclinación en los patrones de flujo

(a) Agua-Aire, 25°C, 1 ATM, 5 cm. Dia. Flujo descendente

(b) Agua-Aire, 25°C, 1 ATM, 5 cm. Dia., Flujo ascendente

estos diagramas se basa en las ecuaciones para predecir la transición de los patrones de flujo, manteniendo una de las velocidades fija mientras la otra es incrementada hasta que se cambia de patrón. Además estos diagramas son utilizables únicamente para las condiciones del sistema en el cual fue desarrollado.

Es difícil determinar un diagrama general para predecir los patrones de flujo que pueden aparecer en una tubería inclinada conduciendo flujo bifásico, ya que estos dependen del ángulo de inclinación y del sentido del flujo. Por esto para el desarrollo de este trabajo, emplearemos el diagrama de flujo que aparece en la figura 3.9, correspondiente a Taitel-Dukler, por ser el más apropiado en un amplio rango de ángulos de inclinación, de diámetros de tuberías, de presiones, de sentido de flujo y de propiedades físicas.

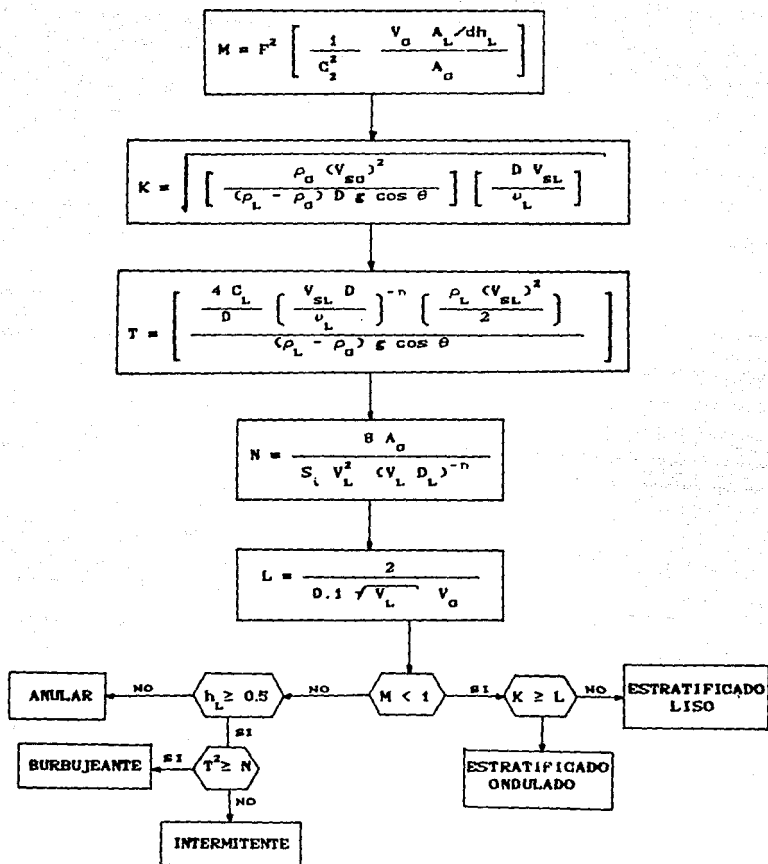


Figura 3.9.- Diagrama de flujo para determinar los patrones de flujo en tubería inclinada y horizontal, utilizando los criterios de Taitel-Dukler (34).

III.3.-METODOS DE CALCULO DE LA PERDIDA DE PRESION BIFASICA EN TUBERIAS INCLINADAS

Los métodos que se comparan en el presente trabajo, fueron seleccionados principalmente por su consistencia teórica y su aplicabilidad a los sistemas agua-vapor.

III.3.1.- METODO HOMOGENEO - DRIFT

Este método (ver anexo III), consiste en considerar el patrón de flujo que se desarrolla en la tubería y, dependiendo de esto se aplica el modelo Homogéneo para los patrones de flujo burbujeante y anular y, el modelo Drift (o de arrastre) para los patrones de flujo intermitente y transitorio. El diagrama de patrones de flujo que se emplea en este trabajo es el de Taitel-Dukler.

A) Si el patrón de flujo resultante es el burbujeante, anular, disperso o estratificado, el modelo que se debe utilizar es el HOMOGENEO. La ecuación para el cálculo de la pérdida de presión total por unidad de longitud en el ducto es:

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{\frac{f_{NS}}{D} \frac{G_T^2}{2\rho_{NS}} + \rho_{NS} g \sin \theta}{1 + G_T^2 \left[(v_v - v_L) \frac{dX}{dP} + X \frac{dv_v}{dP} \right]}$$

Este modelo es desarrollado bajo las siguientes suposiciones:

- Las fases están homogéneamente mezcladas en cualquier punto.
- Ambas fases fluyen a la misma velocidad.
- La mezcla es un pseudo fluido en una fase, cuyas propiedades son un promedio de las propiedades de las fases.

B) Si el patrón de flujo resultante es el intermitente, el modelo que deberá emplearse es el RELATIVO (Drift):

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{\frac{f_{TF}}{D} \frac{G_{TF}^2}{2\rho_{TF}} + \epsilon \rho_{TF} \sin \theta}{1 - \frac{G_V^2}{\rho_{TF}^2} \left[R_V \frac{d\rho_V}{dP} + \rho_{LV} \frac{dR_L}{dP} \right]}$$

Este modelo es desarrollado bajo las siguientes suposiciones:

- Equilibrio termodinámico entre fases.
- Flujo unidimensional.
- Es un modelo de flujo separado.

III.3.2.- METODO DE BEGGS - BRILL

Este método (ver anexo IV) abarca inclinaciones desde 90° a -90° . Emplea una ecuación desarrollada para flujo horizontal, la cual es afectada por un factor de corrección por inclinación en la fracción volumétrica del líquido:

$$\psi = \frac{R_L(\theta)}{R_L(0)}$$

La ecuación que proponen para calcular la pérdida de presión en tuberías inclinadas, depende principalmente de la fracción volumétrica y del factor de fricción de la mezcla, ambos parámetros son afectados por el patrón de flujo desarrollado y por el ángulo de inclinación de la tubería. El método fue concebido para aplicaciones petroleras. Este método se aplica para tuberías con flujo ascendente y descendente.

III.3.3.- METODO DE BEGGS MODIFICADO

Puesto que el método de Beggs-Brill tiene como base la fracción volumétrica del líquido desarrollada para flujo horizontal y mezclas agua-aire, se cambió esta ecuación por la ecuación de la fracción volumétrica propuesta por Harrison, la cual fue desarrollada para mezclas agua-vapor y concebida para aplicaciones Geotérmicas. Por lo tanto, la ecuación para determinar la Fracción Volumétrica del Líquido es la siguiente:

$$R_L(O) = 1 - R_V(O)$$

donde:

$$R_V(O) = \frac{1}{1 + \left(\frac{1-X}{X}\right)^{0.75} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L}\right)^{0.515}}$$

III.3.4.- METODO DE DUKLER_II

El método de Dukler seleccionado, (ver anexo V), es el caso II que considera un deslizamiento constante entre las fases y, calcula la fracción volumétrica del líquido empleando el criterio

de HUGHMARK. Este método fue desarrollado en base a la teoría de la similitud (ver anexo II), por lo cual no tiene restricción alguna para cualquier tipo de flujo y para cualquier patrón de flujo desarrollado.

La pérdida de presión total dada por el método de Dukler_{II} es:

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{\frac{f_{TF}}{D} \frac{G^2}{2\rho_{TF}} + \rho_{TF} \epsilon \text{ sen } \theta}{1 - \frac{G^2}{\rho_{TF}^2} \left[\rho_{LV} \frac{dR_L}{dP} + R_V \frac{d\rho_V}{dP} \right]}$$

III.3.5.- METODO DE FLANIGAN-DUKLER

Este método consiste en calcular la pérdida de presión por fricción y por aceleración por medio del método de DUKLER_{II} y la pérdida de presión por elevación utilizando el método de FLANIGAN. Este método no hace intervenir al patrón de flujo y, la fracción volumétrica del líquido se calcula por medio de la correlación de HUGHMARK.

La pérdida de presión por elevación es determinada por:

$$\frac{dP}{dz} = \rho_L \phi \text{ sen } \theta$$

donde: ϕ es el factor de corrección por inclinación de Flanigan y se obtiene de la figura 3.10.

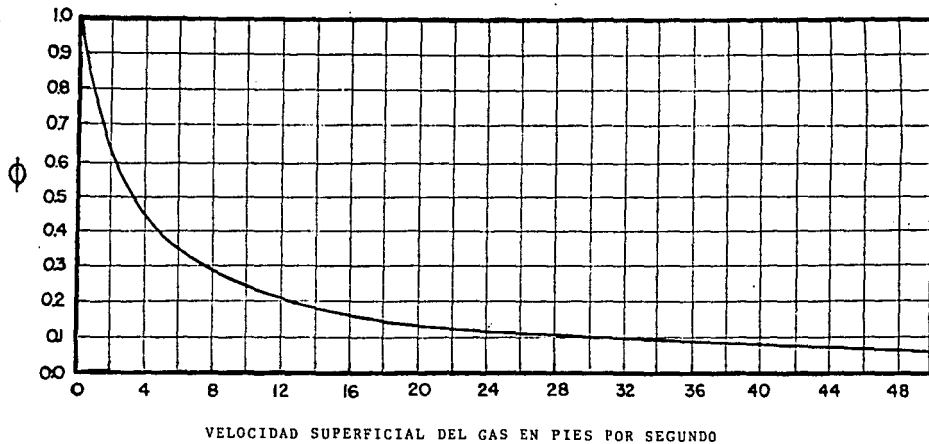


Figura 3.10.- Gráfica para obtener el factor de corrección por inclinación de Flanigan.

III.3.6.- METODO DE HARRISON

Este método es desarrollado bajo las siguientes consideraciones:

a) El flujo es unidimensional; la componente normal de la velocidad promedio en la dirección normal del flujo promedio es considerada cero.

b) Las fluctuaciones turbulentas en el flujo se desprecian.

c) Los gradientes de presión y temperatura en la dirección normal del flujo promedio son despreciables.

Además este método no toma en cuenta el patrón de flujo desarrollado, ni los efectos de la inclinación en el cálculo de la fracción volumétrica. Este método se concibió para mezclas agua - vapor, en centrales Geotérmicas. La ecuación que se utiliza para calcular la Fracción Volumétrica del Vapor es:

$$R_v = \frac{1}{1 + \left(\frac{1 - X}{X} \right)^{0.8} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0.515}}$$

donde:

• La densidad de la mezcla es

$$\rho_m = R_v \rho_v + (1 - R_v) \rho_L$$

• El número de Reynolds de la mezcla es

$$Re_{TP} = \frac{G_T D (1 - X)}{\mu_o}$$

• El factor de fricción del flujo de la mezcla es

Con Re_{TP} y la rugosidad relativa se determina del diagrama de Moody, o utilizando la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{\sqrt{f_{TP}}} = -2.0 \log_{10} \left[\frac{\epsilon}{3.710} + \frac{2.51}{Re_{TP} \sqrt{f_{TP}}} \right]$$

CAPITULO IV

BANCO DE DATOS EXPERIMENTALES

IV.1.- DESCRIPCION DE LOS DATOS EXPERIMENTALES

Una prueba definitiva de cualquier correlación depende de la validez de los datos usados para hacer la comparación. En la literatura aparecen repetidos ejemplos de que una correlación muestra una excelente armonía con los datos de un investigador, sin embargo, haciendo la comparación con otros datos experimentales, muestran desviaciones muy marcadas. Esto se justifica, ya que las correlaciones para determinar pérdidas de presión en flujos bifásicos, están basadas en los datos experimentales utilizados por sus autores, con excepción de las correlaciones basadas en el modelo homogéneo.

En teoría estas correlaciones no deberían ser empleadas en condiciones fuera de la gama de los datos originales. Sin embargo en la práctica, la extrapolación de dichas correlaciones es una alternativa muy común.

Con el objeto de cuantificar los errores que se pueden cometer al extrapolar, es necesario contar con un banco de datos experimentales, de diferentes fuentes que pueda cubrir una amplia gama de condiciones, y que permita determinar las desviaciones en la predicción de la pérdida de presión.

Las fuentes a las que se recurrió para formar el banco de datos experimentales son:

- a) El banco de datos de HARWELL.
- b) Datos de publicaciones técnicas.

En general los datos experimentales pueden ser obtenidos dentro de tres clases [9] :

- Datos experimentales de laboratorio
- Datos experimentales obtenidos de pruebas de campo
- Datos comerciales de operación

Los datos experimentales de laboratorio son en su mayor parte confiables y, en general, son totalmente completos. Sin embargo, en la mayor parte de los casos, los datos son tomados de bibliografía, la cual presenta ausencia de información considerablemente significativa.

Los datos experimentales obtenidos en el campo bajo condiciones de prueba son de particular valor. La cantidad de estos datos es muy limitada y para determinar la calidad de ellos depende en la mayoría de los casos de que se informe del equipo requerido que se utilizó para realizar las mediciones de las pruebas. En muchos casos importantes hay datos que no son reportados, tales como, perfil de la línea, flujo másico bajo las condiciones termodinámicas imperantes en la tubería, y propiedades del fluido.

Los datos de operación comercial son proporcionados por compañías, para una variedad de condiciones de flujo en la tubería y generalmente para flujo vertical ascendente en pozos de producción. Estos datos usualmente consisten de un resumen diario de la hoja de registro. Mientras que las condiciones que cubre son de considerable interés, la falta de información en las condiciones de medición de flujo y presión, la frecuencia con las que son tomadas las mediciones, etc., hacen dudar de su confiabilidad.

La información obtenida de los tres tipos de datos experimentales son clasificados por Dukier [9], en tres amplios grupos:

- a) Información referente al equipo experimental; tales datos incluyen diámetro, longitud y contorno de la línea, rugosidad, existencia de válvulas y accesorios, y otras características semejantes.
- b) Información referente a las condiciones de operación de un experimento específico. Estas condiciones son establecidas por el investigador cuando realiza su experimento, e incluyen por ejemplo; proporción de flujo de las fases, sus propiedades, etc..
- c) Información obtenida del experimento; incluye aquellas mediciones cuantitativas que no están sujetas al control del investigador, tales como caída de presión, régimen de flujo, estabilidad de flujo, etc..

Las fuentes de los datos experimentales que forman el banco de datos utilizado en nuestro estudio son:

- Wairakei (datos de campo)
- Otake (datos de campo)
- Baldina_Peterson (datos de laboratorio)

IV.2.- DESCRIPCION DE LOS MONTAJES EXPERIMENTALES UTILIZADOS PARA LA OBTENCION DE LOS DATOS QUE FORMAN EL BANCO

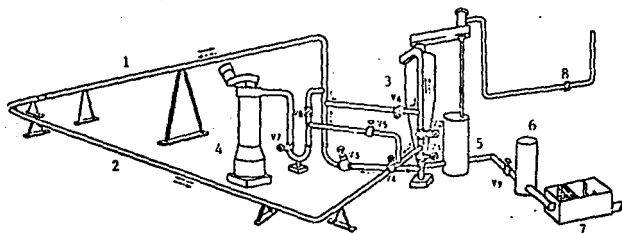
IV.2.1.- MONTAJE EXPERIMENTAL DE OTAKE

El arreglo experimental de Otake [34], consiste de tres secciones: horizontal, vertical e inclinado (figura 4.1). Cada sección tiene un diámetro interno constante de 0.2013 m, y una longitud total, de las tres secciones, de 70.0 m. El orificio de entrada del arreglo experimental, esta instalado al cabezal de un pozo geotérmico, y el orificio de salida es unido al separador ciclónico principal. El arreglo experimental cuenta con un separador ciclónico auxiliar, que sirve para variar las condiciones de la mezcla, cuando es necesario. El control de la proporción de flujo, de la presión de la mezcla y los cambios de dirección ascendente y descendente, se realizan por medio de válvulas, como se muestra en la figura 4.1.

La sección inclinada, consiste de una tubería con una inclinación de 7.25 grados respecto a la horizontal, una longitud de 23.95 m y un diámetro interno de 0.2013 m.

La presión es medida en varios puntos del arreglo

Dirección del flujo	Notación	Estado de las valvulas	
		Cerradas	Abiertas
Ascendente	----->	V1, V4, V6, V7	V2, V3, V5, V8
Descendente	----->	V2, V3, V4, V7	V1, V5, V6, V8



- 1.- Sección Inclinada.
- 2.- Sección Horizontal.
- 3.- Separador ciclónico principal.
- 4.- Separador ciclónico auxiliar.
- 5.- Tanque colector de agua.
- 6.- Tanque de flaseo.
- 7.- Compuerta rectangular.
- 8.- Placa de orificio.

Figura 4.1.- Montaje Experimental de Otake (Japón)

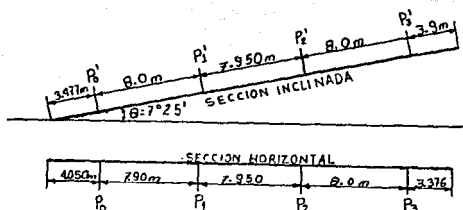


Figura 4.2.- Tomas de presión en el montaje experimental de Otake.

experimental, a una distancia entre puntos (P o P') de alrededor de 8.00 m , como se muestra en la figura 4.2. La diferencia de presión entre P_0 y P_i ($i = 1,2,3$) en la sección horizontal, y entre P_0' y P_i' ($i = 1,2,3$) en la sección inclinada, son medidos por medio de manómetros diferenciales de mercurio (tipo "U"), y la presión estática en la tubería es medida en los puntos P_0 y P_0' , por manómetros de Bourdon.

La proporción de flujo de la mezcla (gasto másico total) es controlada por la válvula V4, y la presión estática es controlada por la válvula V6. El nivel del agua en el separador ciclónico principal es controlada y mantenida constante por la válvula V9.

Cuando las condiciones son uniformes y el sistema se ha estabilizado, se procede a tomar las mediciones.

IV.2.2.- MONTAJE EXPERIMENTAL DE WAIRAKEI

El arreglo experimental de Wairakei [12], es alimentado por la mezcla bifásica producida por un pozo geotérmico. Este pozo geotérmico, tiene una producción máxima de 20.00 Kg/s, con una calidad del 20.00 % y una presión de 8.6 bar.

El arreglo experimental, figura 4.3, consiste de las siguientes secciones: codo en "U", codo en "S", codo en S a 45° , codo a 90° , sección horizontal, sección vertical y sección inclinada.

La tubería y accesorios del arreglo experimental son de medidas estandar y estan soldados a tope, excepto en la sección

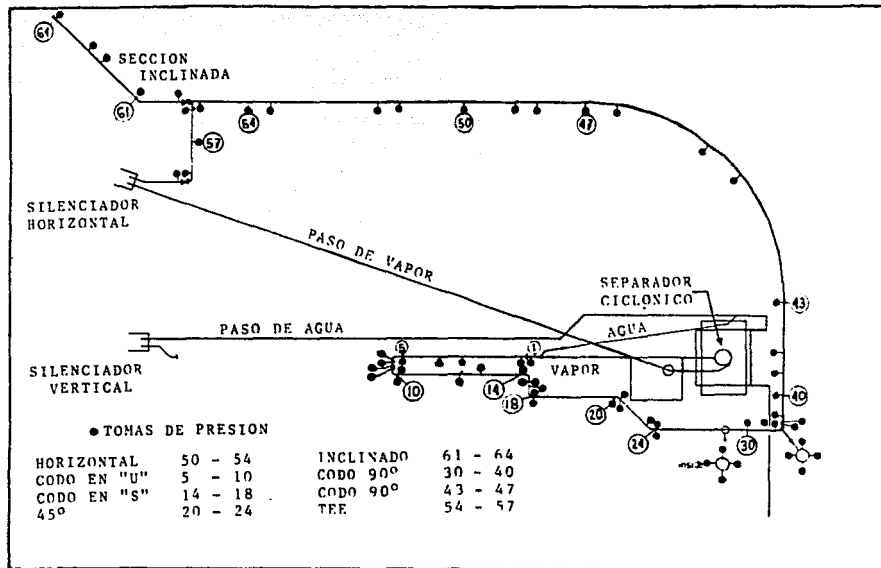


Figura 4.3.- Montaje Experimental de Wairakei (N.Z.)

del codo combinado, donde se unen por medio de bridas para permitir longitudes variables.

La mezcla bifásica tomada del pozo geotérmico, es conducida primeramente a un separador ciclónico convencional Weber. El agua fluye dentro de los dos depositos de almacenamiento en la parte inferior, mientras que el vapor es extraido por la parte superior del separador. Las fases son conducidas separadamente, hacia los dos silenciadores por medio de la tubería de .20 m de diámetro. La proporción de flujo es controlada por válvulas de compuerta y las dos fases son medidas separadamente por medio de placas de orificio. El agua es inyectada dentro de la línea de vapor de 0.20 m de diámetro, mezclandose antes de pasar por una contracción, provocada por la reducción del diámetro de la tubería de 0.20 m a 0.10 m.

La sección inclinada del montaje experimental, puede tomar inclinaciones de 20.73, 44.00, 65.90 y 90.00 grados respecto a la horizontal. El diámetro de la tubería es de 0.2032 m, con una longitud de 3.5 m. Estos parámetros son constantes para los diferentes ángulos.

La presión estática es medida por manómetros de Bourdon, y para medir la diferencia de presión, fueron utilizados manómetros diferenciales de mercurio-agua y manómetros invertidos de aire comprimido-agua.

Como se menciona anteriormente, los flujos máscicos son medidos por placas de orificio de la British Standar.

IV.2.3.- MONTAJE EXPERIMENTAL DE BALDINA-PETERSON

El montaje experimental (de laboratorio) utilizado por Baldina-Peterson [38], fue desarrollado principalmente para el estudio de la presión de saturación y de la resistencia de los tubos, utilizados en las calderas.

El arreglo experimental consiste de tres secciones de estudio; una horizontal, una vertical y una inclinada. El montaje experimental permite instalar simultaneamente y en forma sucesiva cuatro secciones no calentadas a diferentes ángulos, que permiten su estudio simultaneo. Además, es posible reemplazar la tubería, utilizando otras de mayor diámetro y longitud, así como, la variación del ángulo de inclinación. La figura 4.4, ilustra el montaje para un arreglo de la tubería y la tabla XV, muestra las longitudes y diámetros utilizados en las diferentes corridas experimentales, así como los ángulos de inclinación estudiados.

El montaje experimental utiliza una mezcla de agua-vapor, generada en un calentador eléctrico de simple-tubo con una capacidad máxima de 250 KW. El flujo de calor en la superficie del calentador esta limitado a 125×10^3 Kcal/m² hr, que corresponde a un calentador Nicrom, con una temperatura entre 1050 y 1070 °C. La potencia del horno fue controlada por cambios de dirección, en los cuales los calentadores fueron conectados al suministro; estas fueron siete diferentes salidas: 25, 35, 45, 75, 130, 200 y 250 KW

El flujo fue controlado por una válvula de mariposa y medido, dependiendo del flujo de circulación y del diámetro de la tubería para una serie de pruebas particulares, por medio de un tubo de

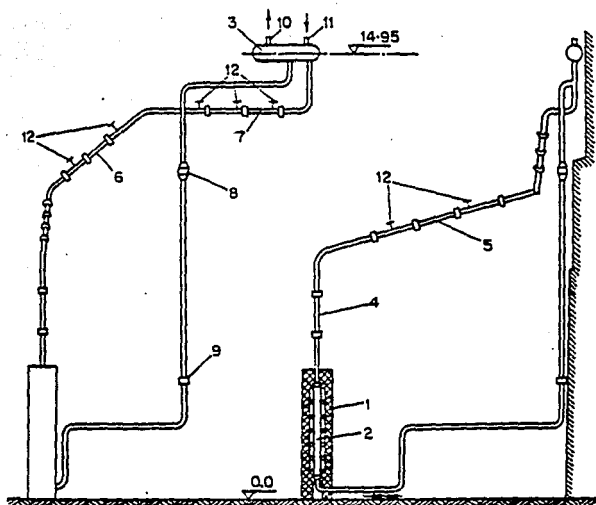


Figura 4.4.- Arreglo General del equipo. 1,horno;2,tubo calentado 3,tanque;4,sección de prueba vertical;5,sección de prueba inclinada (15°);6,sección de prueba inclinada (45°);7,sección de prueba horizontal;8,tubo de Venturi;9,válvula;10,tubería de vapor a condensador;11,retorno al condensador;12,niveladores.

Diámetro interior de la tubería (mm)	Angulo de inclinación respecto a la horizontal (grados)	Longitud total de la sección de prueba (mm)	Naturaleza de la resistencia local en la sección de prueba	Distancia desde la resistencia local en el diámetro de la tubería	
				a el primer punto de la toma de presión	a el segundo punto de la toma de presión
54.2	90	2000	Reducción desde 78 mm de d.i. a 54 mm de d.i.	24	42.4
54.5	36	2000	Codo a 30°	33	51.4
54.4	14	4500	Codo a 75°	31.2	86.4
54.4	0	2000	Codo a 45°	28	46.3
55.9	90	1200/600*	Reducción desde 78 mm de d.i. a 56 mm d.i.	11.6/22.5	-
55.9	64.5	2000	Codo a 35°	11.5	29.5
55.9	30	4500	Codo a 60°	31.5	58.5
55.9	0	3000	Codo a 30°	43.0	70.0
30.0	90	2000**	Reducción desde 78 mm de d.i. a 30 mm en d.i.	30.0	63.3
30.0	90	1829**	Espesor de pared del cabezal 108 mm d.i. X 9 mm.	43	76.5
30.2	45	2000	Codo a 30°	22	55
30.0	15	4500/3000	Codo a 75°	64	114
29.5	0**	2500	Codo a 45°	65.2	107
29.5	0**	2500	Codo a 90°	89	-
148	90	2840	Expansión repentina desde 77 mm d.i. a 148 mm d.i.	0.6	-

* La longitud de la sección es cambiada en las diferentes corridas.

** La resistencia local antes de la sección es alterada en las diferentes corridas.

Tabla XV.- Condiciones utilizadas en las diferentes corridas (Baldina-Peterson)

Venturi o por placas de orificio y, en ocasiones por ambos.

Para medir la cantidad de calor tomada sobre la mezcla agua-vapor, el vapor de baja presión, el cual fue formado en la caraza del condensador, fue conducido a un condensador secundario, desde el cual el condensado fluye hacia el tanque de medición. Entre las diferentes pruebas, el sistema de enfriamiento secundario se saco de servicio y, el vapor de baja presión fue arrojado a la atmósfera por venteo. El nivel de agua en el tanque fue medido por un manómetro diferencial, el cual fue instalado como un indicador de nivel. Al principio del trabajo esto se midió por un tubo piezométrico. Para el remplazo del agua se utilizó una bomba hidráulica manejada eléctricamente.

La pérdida de presión fue medida principalmente en las secciones de no calentado, de acuerdo a las normas del Instituto central de turbinas y calderas, por medio de manómetros diferenciales de alta presión, los cuales utilizan como fluido de trabajo cloroformo, tetracloruro y mercurio.

IV.3.- CRITERIOS DE SELECCION DE LOS DATOS EXPERIMENTALES.

Debido a la necesidad que se tiene de contar con un método de cálculo confiable para diseñar tuberías conductoras de mezclas agua-vapor, se seleccionaron datos experimentales, los cuales deben tener la información necesaria para ser comparados con el programa de cálculo, cubrir la gama de condiciones en la que operan los sistemas de tuberías bifásicas en las plantas

geotérmicas y además, ser confiables desde el punto de vista de su obtención.

Las características principales que se requieren de los puntos experimentales son:

Fluido	mezclas agua-vapor
Conductos	Tubos sección circular
Diámetro del tubo	2.54 - 60.96 cm
Presión	0.50 - 35.00 bar
Densidad de flujo másico	100.00 - 3000.00 Kg/m ² s
Calidad	0.00 - 100.00 %
Longitud	mayor de 1.00 m
Velocidad	20 - 60 m/s

En la literatura técnica existente y en los bancos de datos, es muy común encontrar datos para mezclas agua-aire y aceite-gas, debido a la facilidad que presentan estos fluidos para experimentar. Sin embargo, la experimentación con mezclas agua-vapor requieren un mayor cuidado, debido a que se presentan otros fenómenos como son, la transferencia de calor con el medio ambiente y la transferencia de masa entre las fases. Por esta razón, se tuvo mucho cuidado en escoger únicamente los datos obtenidos en sistemas adiabáticos, es decir, sistemas que no se les suministrara calor y que estuvieran correctamente aislados en la zona de observación.

Evidentemente, la información disponible con estas características es muy escasa, sin embargo, se logró reunir una cantidad aceptable de datos para los fines que perseguimos.

Por último, se efectuó una selección de los datos disponibles identificando errores de algunos parámetros. Tal es el caso de los datos reportados por Wairakei, el cual proporciona la cantidad de flujo másico por fase a la entrada del montaje experimental, siendo que la sección de interés para nuestro estudio (inclinado) se localiza en la última sección del montaje. Este tipo de errores fueron corregidos, considerando un proceso isentrópico. Por otra parte, se desecharon los datos que no tienen la información completa.

IV.4.- ARCHIVOS DE DATOS EXPERIMENTALES

Una vez seleccionados los datos, estos se agruparon en archivos manteniendo constante el ángulo de inclinación e identificandolos por el nombre del autor así como por el ángulo, quedando de este modo formados 10 archivos.

En vista de que la mayoría de los datos se obtuvieron de HARWELL, se seleccionaron los formatos de sus archivos.

Para que todos los archivos fueran uniformes, tanto en el formato como en el sistema de unidades, se realizaron programas de cómputo, en lenguaje FORTRAN-77, los cuales capturan los datos de Wairakei y Otako en el sistema de unidades en el cual son reportados.

El programa captura los datos por pantalla, para posteriormente llamar a la subrutina de conversión de unidades, la cual regresa al programa principal, los parámetros en las unidades requeridas, para que finalmente, éste forme el archivo de datos.

LINEA No. 1

COLUMNA	FORMATO	PARAMETRO	UNIDADES	OBSERVACIONES
1 - 4	I4	NUMERO DE ARCHIVO	_____	_____
5 - 8	I4	NUMERO DE CORRIDA	_____	_____
9 - 10	I2	TARJETA	_____	_____
11 - 20	E10.3	DIAMETRO	m	_____
21 - 30	E10.3	LONGITUD	m	_____
31 - 40	E10.3	CALIDAD	_____	MEDIA
41 - 50	E10.3	DENSIDAD DE FLUJO MASICO	Kg/m ² -s	_____
51 - 60	E10.3	PERDIDA DE PRESION	Pa/m	TOTAL
61 - 70	E10.3	RUGOSIDAD RELATIVA	_____	_____
71 - 75	I5	ANGULO DE INCLINACION	GRADOS X100	FIGURA

LINEA No. 2

COLUMNA	FORMATO	PARAMETRO	UNIDADES	OBSERVACIONES
1 - 4	I4	NUMERO DE ARCHIVO	_____	_____
5 - 8	I4	NUMERO DE CORRIDA	_____	_____
9 - 10	I2	TARJETA	_____	2
11 - 20	E10.3	DENSIDAD DEL LIQUIDO	Kg/m ²	_____
21 - 30	E10.3	DENSIDAD DEL VAPOR	Kg/m ³	_____
31 - 40	E10.3	VISCOSIDAD DEL LIQUIDO	Kg/m-s	_____
41 - 50	E10.3	VISCOSIDAD DEL VAPOR	Kg/m-s	_____
51 - 60	E10.3	TENSION SUPERFICIAL	Kr/m-s	_____
61 - 70	E10.3	PRESION	N/m	_____
71 - 75	I5	PATRON DE FLUJO	_____	*

Tabla V.- Identificación de lo datos experimentales en el archivo.

En todos los archivos experimentales de pérdida de presión formados, cada punto esta definido por dos líneas de datos; en la primera línea se proporciona: el número de identificación del archivo, el número de corrida, el número de la línea, el diámetro, la longitud, la calidad, la densidad de flujo másico, la pérdida de presión, la rugosidad relativa y la inclinación del tubo. En la segunda línea se proporciona: el número de identificación del archivo, el número de la corrida, el número de la línea, la densidad del líquido, la densidad del vapor, la tensión superficial y la presión media del fluido. Tabla No. V.

Como los datos de Wairakei y Otake, no reportan las propiedades del agua y del vapor, estas fueron calculadas por medio de una subrutina, tomando como base la presión media y considerando ambas fases en equilibrio termodinámico.

La cantidad de datos colectados hacen un total de 822 puntos experimentales, de los cuales:

La proporción de puntos de Baldina-Peterson es	: 88.68 %
La proporción de puntos de Wairakei es	: 9.98 %
La proporción de puntos de Otake es	: 1.34 %

IV.5.- ORGANIZACION DEL BANCO DE DATOS EXPERIMENTALES

Las condiciones del banco de datos estan representadas por la tabla No. VI, donde se muestra a cada uno de los archivos proporcionando: el nombre del autor, el tipo de dato experimental,

AUTOR	TIPO DE DATO EXP.	No. DE PUNTOS	ANGULO GRADOS)	PARAMETRO								PATRON DE FLUJO DOMINANTE (CARTA TAITEL-DUKLER)
				VALOR MINIMO				VALOR MAXIMO				
				D (m)	L (m)	X (%)	$W_T \left(\frac{Ton}{hr} \right)$	RUGOSIDAD RELATIVA	P1 (bar)	$\frac{\Delta P}{\Delta Z} \left(\frac{bar}{m} \right)$		
BALDINA	L	126	14.0	0.0544	3.0	0.3	0.34	7.54×10^{-4}	11.28	.0009	INTERMITENTE	
				0.0544	3.0	51.9	8.37	7.54×10^{-4}	30.99	.0687		
BALDINA	L	120	15.0	0.030	.99	0.3	0.17	3.67×10^{-3}	10.88	.0001	INTERMITENTE	
				0.030	.99	67.7	2.65	3.67×10^{-3}	30.20	.0643		
BALDINA	L	118	30.0	0.0599	1.5	0.1	0.31	4.11×10^{-4}	11.57	.0003	INTERMITENTE	
				0.0599	1.5	52.5	12.96	4.11×10^{-4}	31.09	.0717		
BALDINA	L	118	45.0	0.0302	1.5	0.3	0.17	5.83×10^{-3}	10.88	.0013	INTERMITENTE	
				0.0302	1.5	66.4	2.71	5.83×10^{-3}	30.20	.0727		
BALDINA	L	128	46.0	0.0545	1.0	0.5	0.34	7.52×10^{-4}	11.28	.0051	INTERMITENTE	
				0.0545	1.0	48.1	8.40	7.52×10^{-4}	30.99	.0727		
BALDINA	L	129	64.5	0.0590	1.0	0.1	0.31	4.83×10^{-4}	11.57	.0067	INTERMITENTE	
				0.0590	1.0	52.5	13.29	4.83×10^{-4}	31.09	.0736		
WAIRAKEI	C	29	20.73	0.2032	3.5	10.2	16.74	0.8×10^{-3}	3.15	.0058	INTERMITENTE	
				0.2032	3.5	36.0	43.20	0.8×10^{-3}	9.72	.0202		
WAIRAKEI	C	26	44.0	0.2032	3.5	11.4	22.28	0.8×10^{-3}	4.00	.0160	INTERMITENTE	
				0.2032	3.5	27.2	43.99	0.8×10^{-3}	7.79	.0372		
WAIRAKEI	C	27	65.90	0.2032	3.5	10.9	20.13	0.8×10^{-3}	3.38	.0137	INTERMITENTE	
				0.2032	3.5	30.1	40.38	0.8×10^{-3}	7.86	.0326		
OTAKE	C	11	7.41	0.2013	24.	7.7	18.90	0.15×10^{-3}	2.14	.0013	INTERMITENTE	
				0.2013	24.	11.7	49.46	0.15×10^{-3}	23.10	.0070		

L = Laboratorio
C = Campo

Tabla VI.- Condiciones de los datos experimentales

el número de puntos, el ángulo de inclinación respecto a la horizontal, el diámetro del tubo, la longitud del tubo, la calidad mínima y máxima, el flujo másico mínimo y máximo, la rugosidad relativa de la tubería, presión mínima y máxima, la pérdida de presión experimental mínima y máxima, así como el patrón de flujo determinado con la carta de Taitel-Dukler (figura 3.9).

CAPITULO V

ANALISIS DE RESULTADOS

V.1.- RESULTADOS OBTENIDOS

Los resultados de la comparación entre la pérdida de presión obtenida experimentalmente y la obtenida por medio del cálculo, mediante los métodos: Homogéneo-Drift, Beggs-Brill, Dukler_II, Flanigan-Dukler, Beggs-Modificado y Harrison, se muestran en las gráficas 1 a 30. En estas gráficas los puntos (+), están definidos por dos valores de pérdida de presión, que son: en el eje horizontal la pérdida de presión experimental, mientras que en eje vertical la pérdida de presión calculada mediante el método que se esta comparando.

La línea a 45° de las gráficas representa el eje de referencia, para el cual, el valor de la pérdida de presión experimental es igual a la pérdida de presión calculada, por lo que los puntos que coinciden con esta línea, representan un error de cero porciento. En las gráficas también se indica: el error promedio de los errores entre la pérdida de presión calculada respecto a la pérdida de presión experimental, la desviación estandar de los errores respecto al error promedio, el número de puntos graficados (número total de puntos que contiene el archivo de datos), el ángulo de inclinación respecto a la horizontal, la

longitud y diámetro de la tubería.

Los cálculos para obtener la pérdida de presión, para cada uno de los métodos, fueron realizados con la ayuda de programas desarrollados en la VAX-11-780 en lenguaje FORTRAN_77. De la misma manera, para la obtención de las gráficas se desarrolló un programa, empleando el paquete gráfico computacional PAGRA.

En general, los métodos arrojan mejores resultados para el archivo de Otake (gráficas 1 a 6 y tablas VIII y IX), mostrando una tendencia lógica y cercana a la línea de error cero. Siendo el modelo Homogéneo-Drift el que proporciona las mejores predicciones (gráfica 1), mientras que el método de Dukler_II (gráfica 3), presenta los puntos más alejados de la línea de error cero con una dispersión mayor.

Los métodos presentan sus mayores desviaciones dentro de los archivos de Wairakoi (gráficas 7 a 30), siendo este archivo, para todos los métodos, el de 44° . La tendencia de sus predicciones sigue siendo lógica aunque un poco más alejadas de la línea de error cero. El método que presenta las mayores desviaciones es el de Flanigan-Dukler, no obstante, se puede observar (tablas VIII y IX), que este método es consistente en su predicción.

De las gráficas (1 a 24), se puede observar que los métodos subpredicen la pérdida de presión, excepto los métodos de Dukler_II, que para algunos puntos la sobrepredicen (gráficas 3 y 4).

Todos los métodos muestran, para el archivo de Baldina-Peterson, predicciones contrarias a las esperadas, esto es debido, probablemente, a la estructura matemática de los métodos.

ARCHIVO	ANGULO (GRADOS)	HOMOGENEO - DRIFP				BEGGS - BRILL				DUKLER II			
		Emin%	Emax%	Eprom%	σ std	Emin%	Emax%	Eprom%	σ std	Emin%	Emax%	Eprom%	σ std
BALD-PETER	14.0	-135.02	93.56	- 2.34	1.763	-155.17	97.63	- 5.33	1.684	-128.99	98.25	- 9.03	2.306
BALD-PETER	15.0	-155.20	95.55	-210.10	13.51	-142.57	95.84	-221.14	16.00	-149.07	92.08	-321.21	21.81
WAIRAKEI	20.73	- 8.20	65.65	33.13	0.219	30.49	80.15	67.86	0.114	37.77	86.57	63.38	0.113
BALD-PETER	30.0	-158.55	87.06	-158.01	12.26	-159.15	95.57	-144.52	11.52	-158.28	96.83	-150.86	11.87
WAIRAKEI	44.0	23.45	64.02	43.15	0.103	56.43	83.05	74.72	0.075	66.80	82.84	75.93	0.04
BALD-PETER	45.0	-156.79	92.19	-115.12	4.283	-158.61	111.75	- 94.36	3.829	-159.70	93.71	-158.76	5.418
BALD-PETER	46.0	-155.85	82.04	- 46.28	1.460	-157.33	94.25	- 36.06	1.523	-150.85	96.07	- 30.14	1.401
BALD-PETER	64.5	-149.32	77.39	- 81.72	1.821	-154.83	92.47	- 71.63	1.764	-159.29	95.64	- 69.61	1.723
WAIRAKEI	65.90	- 16.87	47.12	29.89	0.138	57.06	82.10	73.05	0.065	67.70	81.86	74.68	0.039
OTAKE	7.41	- 17.39	33.17	12.44	0.149	6.82	54.58	31.01	0.144	-140.30	45.59	- 19.11	0.559

Tabla VIII.- Resultados Estadísticos Obtenidos de la Comparación entre

ΔP_{exp} VS ΔP_{cal} .

ARCHIVO	ANGULO (GRADOS)	FLANIGAN -- DUKLER				BEGGS - MODIFICADO				HARRISON			
		Emin%	Emax%	Eprom%	σstd	Emin%	Emax%	Eprom%	σstd	Emin%	Emax%	Eprom%	σstd
BALD-PETER	14.0	- 86.47	99.62	64.02	1.406	-160.0	97.31	- 25.45	2.2544	-140.8	97.39	- 13.89	1.99
BALD-PETER	15.0	-151.95	98.79	-161.81	15.23	-154.94	94.58	-273.78	18.2589	-148.06	94.44	-223.91	15.6
WAIKAKEI	20.73	48.30	94.65	77.04	0.123	- 6.39	72.06	51.22	0.1913	19.69	75.72	57.36	0.14
BALD-PETER	30.0	- 16.43	99.18	60.79	1.259	-156.93	94.63	-210.58	13.9687	-160.60	94.54	-179.98	12.8
WAIKAKEI	44.0	83.45	95.02	90.71	0.032	21.45	69.53	54.60	0.1356	21.45	69.53	58.25	0.08
BALD-PETER	45.0	-158.58	98.19	- 15.15	3.055	-150.59	-114	-183.80	5.3374	-132.69	90.91	-138.82	4.67
BALD-PETER	46.0	7.34	99.25	82.91	0.172	-153.69	93.10	- 85.03	1.9071	-151.00	93.07	- 62.72	1.56
BALD-PETER	64.5	0.0	99.03	74.77	0.217	-151.43	90.80	-129.96	2.1356	-145.76	-90.6	-105.31	1.87
WAIKAKEI	65.90	84.06	95.79	90.87	0.034	21.50	68.09	49.49	0.1214	38.64	68.44	52.17	0.08
OTAKE	7.41	-82.72	74.70	20.86	0.476	6.42	36.59	20.13	0.0902	7.97	40.50	- 2.85	0.84

Tabla IX.- Resultados Estadísticos Obtenidos de la comparación entre

ΔP_{exp} VS ΔP_{cal} .

Por otra parte, estos datos experimentales son obtenidos para un diámetro entre 1.0 y 2.5 pulgadas, los cuales no son aplicables a centrales Geotérmicas, siendo estas el interés principal de nuestro estudio. Por lo que para este archivo solo se presentan los resultados obtenidos con el modelo Homogéneo-Drift (gráficas 25 a 30), debido a que es el método que muestra una distribución más uniforme.

V.2.- ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS

El análisis estadístico consiste en determinar; el error entre el valor experimental y el valor calculado de la pérdida de presión, el error promedio o media aritmética, la desviación estandar y la bondad de cada método (ver anexo II).

Las tablas VIII y IX, muestran el porciento de error y la desviación estandar para la pérdida de presión, en cada uno de los ángulos de inclinación analizados. Un valor negativo del error indica que hay una sobrepredicción en el cálculo, localizandose el punto arriba de la línea de error cero.

Se encontró que la distribución de los errores se aproxima a una normal, por lo cual la estimación de la probabilidad de los resultados se hace bajo la curva de la distribución normal.

Las tablas X, XI y XII, muestran los intervalos de confianza de los errores de los resultados para los niveles de confianza o probabilidades del 99.73%, 95.00% y 90.00%.

En flujo bifásico obtener un error entre $\pm 20\%$ en la predicción de la pérdida de presión, se considera como buena. Por

ANGULO (GRADOS)	P (%)	HOMOG-DRIFF		BEGGS-BRILL		DUKLER_II		FLANIG-DUKLER		BEGGS-MODIF		HARRISON	
		IC		IC		IC		IC		IC		IC	
		LI (%)	LS (%)	LI (%)	LS (%)	LI (%)	LS (%)	LI (%)	LS (%)	LI (%)	LS (%)	LI (%)	LS (%)
14.0	99.73	-49.47	44.75	-50.33	39.67	-70.46	52.60	26.45	101.59	-85.70	34.80	-67.14	39.36
	95.00	-33.13	28.45	-34.73	24.07	-49.30	31.23	39.47	88.57	-64.81	13.91	-48.68	20.90
	90.00	-28.10	23.42	-29.43	19.27	-42.72	24.66	43.48	84.56	-58.39	7.49	-43.00	15.22
15.0	99.73	-580.00	159.80	-659.42	217.14	-918.50	276.08	-578.82	255.20	-773.82	226.26	-651.04	203.22
	95.00	-451.77	31.57	-507.49	65.21	-711.44	69.02	-434.25	110.63	-600.47	52.91	-502.97	55.15
	90.00	-412.31	-7.89	-460.74	18.46	-647.73	5.31	-389.77	66.15	-547.14	-0.42	-457.41	9.59
30.0	99.73	-496.68	180.66	-464.80	171.76	-478.72	177.00	26.00	95.58	-596.36	175.20	-532.24	172.28
	95.00	-379.27	63.25	-354.46	61.42	-365.06	63.34	38.06	83.52	-462.62	41.46	-410.12	50.16
	90.00	-343.15	27.13	-320.51	27.47	-330.09	28.37	41.77	79.81	-421.47	0.31	-372.55	12.59
45.0	99.73	-233.40	3.16	-200.10	11.38	-308.40	-9.12	-99.52	69.22	-331.20	-36.40	-267.74	-9.90
	95.00	-192.40	-37.84	-163.45	-25.27	-256.52	-61.00	-70.27	39.27	-280.10	-87.50	-233.05	-54.59
	90.00	-179.78	-50.46	-152.17	-36.55	-240.56	-76.96	-61.27	30.97	-264.38	-103.2	-209.29	-68.35
46.0	99.73	-85.01	-7.55	-76.44	4.32	-67.28	7.00	78.35	87.47	-135.60	-34.46	-104.11	-21.33
	95.00	-71.58	-20.98	-62.44	-9.68	-54.41	-5.87	79.43	85.89	-118.07	-51.99	-89.76	-35.68
	90.00	-67.45	-25.11	-58.13	-13.89	-50.44	-9.84	80.42	85.40	-112.67	-57.39	-85.34	-40.10
64.5	99.73	-131.80	-31.64	-120.13	-23.13	-166.99	-22.23	68.76	80.76	-188.69	-71.23	-156.61	-54.01
	95.00	-114.44	-49.00	-103.32	-39.94	-100.57	-38.65	70.83	78.63	-168.33	-91.59	-138.83	-71.79
	90.00	-109.10	-54.34	-98.14	-45.12	-95.51	-43.71	71.46	78.00	-162.07	-97.85	-133.36	-77.26

Tabla X.- Intervalos de confianza en el archivo de Baldina-Peterson para diferentes probabilidades con la distribución normal.

ANGULO (GRADOS)	P (%)	HOMOG-DRIFP		BEGGS-BRILL		DUKLER_II		FLANIG-DUKLER		BEGGS-MODIF		HARRISON	
		IC		IC		IC		IC		IC		IC	
		LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)
20.73	99.73	20.88	45.38	61.52	74.20	57.08	69.68	70.17	83.91	40.56	61.88	49.49	65.23
	95.00	25.13	41.13	63.72	72.00	59.27	67.49	72.55	81.53	44.26	58.18	52.22	62.50
	90.00	26.43	39.83	64.39	71.33	59.94	66.82	73.29	80.79	45.39	57.05	53.06	61.63
44.00	99.73	37.10	49.20	70.31	79.13	73.58	78.28	88.82	92.60	46.62	62.58	53.37	63.13
	95.00	39.20	47.10	71.84	77.60	74.39	77.47	89.68	91.94	49.39	59.81	55.06	61.44
	90.00	46.46	39.84	72.31	77.13	74.64	77.22	89.68	91.74	50.24	58.96	55.58	60.92
65.90	99.73	21.91	37.87	69.28	76.82	72.42	76.94	88.91	92.83	42.48	56.50	47.42	56.92
	95.00	24.68	35.10	70.59	75.51	73.20	76.16	89.59	92.15	44.91	54.07	49.07	55.27
	90.00	25.53	34.25	70.99	75.11	75.92	73.44	89.80	91.94	45.66	53.32	49.58	54.76

Tabla XI.- Intervalos de confianza en el archivo de Wairakei para diferentes probabilidades con la distribución normal.

ANGULO (GRADOS)	P (%)	HOMOG-DRIFP		BEGGS-BRILL		DUKLER-II		FLANIG-DUKLER		BEGGS-MODIF		HARRISON	
		IC		IC		IC		IC		IC		IC	
		LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)	LI(%)	LS(%)
7.11	99.73	-1.10	25.98	17.97	44.05	-69.73	31.51	-22.23	63.95	11.97	28.29	-79.27	73.57
	95.00	3.59	21.29	22.49	39.53	-52.18	13.96	-7.29	49.01	14.80	25.46	-52.78	47.08
	90.00	5.03	19.84	23.88	38.14	-46.78	8.56	-2.70	44.42	15.67	24.59	-44.63	38.93

Tabla XII.- Intervalos de confianza en el archivo de Otake para diferentes probabilidades con la distribución normal.

ANGULO (GRADOS)	PROBABILIDAD (%)					
	HOMOGENEO DRIFF	BEGGS BRILL	DUKLER II	FLANIGAN DUKLER	BEGGS MODIFICADO	HARRISON
14.0	79.08	79.10	62.26	0.0233	38.20	60.5
15.0	3.08	3.43	2.19	5.88	2.51	3.28
30.0	5.41	5.88	5.57	0.0236	3.27	4.23
45.0	0.78	1.7	0.25	46.19	0.02	0.28
46.0	2.12	11.70	20.60	*	0.003	0.13
64.5	0.02	0.125	0.135	*	*	0.00003

Tabla XIII.- Probabilidades para obtener un error dentro del intervalo de $\pm 20\%$, utilizando el archivo de - Baldina-Peterson.

ANGULO (GRADOS)	PROBABILIDAD (%)					
	HOMOGENEO DRIFF	BEGGS BRILL	DUKLER II	FLANIGAN DUKLER	BFGGS MODIFICADO	HARRISON
7.41	95.25	0.57	50.97	47.38	48.01	56.45

Tabla XIV.- Probabilidades para obtener un error dentro del intervalo de $\pm 20\%$, utilizando el archivo de Otake.

lo que aplicando este criterio a los resultados, las tablas XIII y XIV, muestran la probabilidad de obtener un error entre $\pm 20\%$ en cada una de las correlaciones analizadas, así como, para cada archivo de datos, excepto para el archivo de Wairakei, en el cual, la probabilidad de obtener un error entre $\pm 20\%$ en su predicción es muy cercana a cero, lo que indica que el error en su predicción es generalmente mayor a $\pm 20\%$.

V.3.- COMPARACION ESTADISTICA ENTRE LOS METODOS

La comparación se hará solo para los resultados obtenidos con los archivos de Otake y Wairakei, ya que como se mencionó anteriormente, los resultados obtenidos con los datos experimentales de Baldina-Peterson, son obtenidos para diámetros fuera del interés principal de este estudio (aplicaciones Geotérmicas), por lo que nos limitaremos únicamente a presentar sus resultados estadísticos por medio de tablas.

Las tablas XIII a XIV, muestran los diferentes resultados estadísticos obtenidos para cada método y cada archivo, por lo que las tomaremos como base para realizar la comparación.

De las tablas anteriores se puede observar que el método Homogéneo-Drift, es el que mejor predice en todos los archivos, siendo su mejor predicción la obtenida con el archivo de Otake, donde el error promedio es de 12.44% y, su peor predicción la obtiene en el archivo de Wairakei, en el ángulo de 44° , siendo su error promedio de 43.15%. El mejor resultado estadístico que proporciona éste método, es la probabilidad de que su predicción

este en el intervalo de $\pm 20\%$ de error, siendo esta del 95.25% (tabla XIV).

El método de Beggs-Brill, proporciona su mejor predicción en el archivo de Otake, donde su error promedio es de 31.01%, y su peor predicción la obtiene en el archivo de Wairakei, en el ángulo de 44° , donde el error promedio es de 74.72%. Este método tiene una probabilidad cercana a cero (0.57), de que en su predicción obtenga un error dentro del intervalo de $\pm 20\%$.

Los resultados estadísticos del método Dukler_II, muestran un comportamiento cercano al método de Beggs-Brill, excepto para el archivo de Otake, donde además de proporcionar su peor predicción, no obstante su error promedio es el menor respecto a los demás archivos, muestra inconsistencia, subprediciendo y sobreprediciendo la pérdida de presión. Su mejor predicción la proporciona en el archivo de Wairakei, en el ángulo de 20.73° , donde el error promedio es de 63.38%.

El método de Flanigan-Dukler, muestra un comportamiento semejante al de Dukler_II para el archivo de Otake, aunque este método tiende más a subpredecir que a sobrepredcir. Por otra parte el método de Flanigan-Dukler, muestra consistencia para los archivos de Wairakei, no obstante, que es el método que presenta los mayores errores promedio en su predicción. Este método proporciona su mejor predicción en el ángulo de 20.73° , donde el error promedio es de 77.04%.

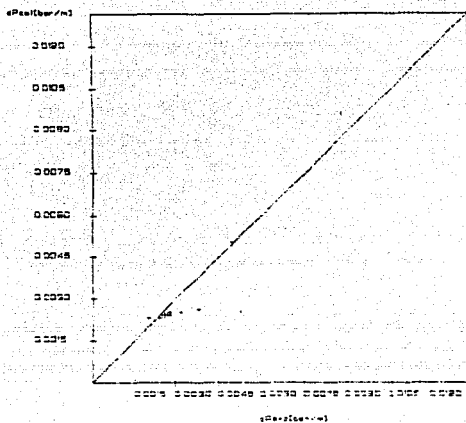
El método de Beggs-Modificado proporciona su mejor predicción en el archivo de Otake, siendo el error promedio de 20.13%, y su peor predicción la obtiene en el archivo de Wairakei, en el ángulo

de 65.90° , donde el error promedio es de 49.49%. Cabe hacer mención que este método proporciona mejores predicciones que el método original de Beggs-Brill, como se puede observar en las tablas VIII a XI y XIV, además la probabilidad de que su predicción se encuentre en el intervalo de $\pm 20\%$ de error, se incrementa considerablemente (48.01%).

Finalmente, el método de Harrison, al igual que los métodos de Dukler_II y Flanagan-Dukler, presenta inconsistencia en su predicción, en el archivo de Otake, no obstante, el error promedio que proporciona es de -2.85%. La mejor predicción que proporciona el método de Harrison es en el archivo de Wairakei, en el ángulo de 65.90° , donde el error promedio es de 52.17%.

GRÁFICA 1

Open vs Deep



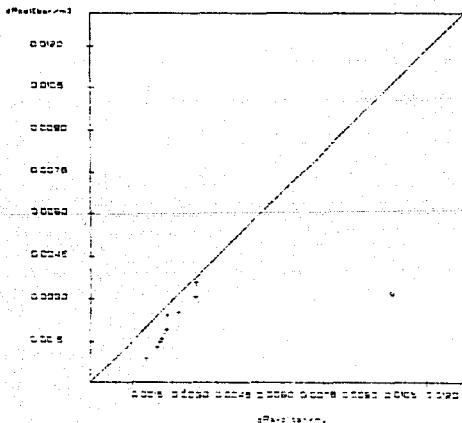
GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO HOMOGÉNEO-OPEN Y DATOS EXPERIMENTALES DE STAKE

ÁNGULO = 741 GRADOS
LONG TLD = 2305 m
DIÁMETRO = 02013 m

SENY ESTANDE = 01427
ERRORES PROMEDIO = 12.44 %
No PUNTOS = 10

GRÁFICA 2

Open vs Deep



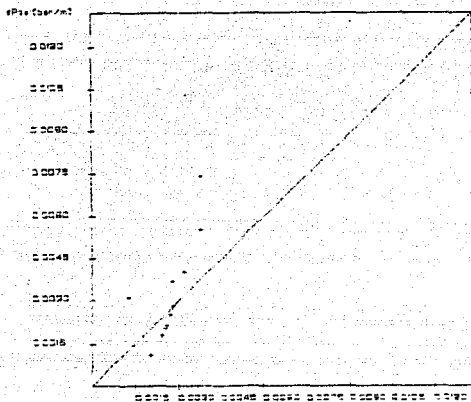
GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE BARRAS-OPEN Y DATOS EXPERIMENTALES DE STAKE

ÁNGULO = 741 GRADOS
LONG TLD = 2305 m
DIÁMETRO = 02013 m

SENY ESTANDE = 01440
ERRORES PROMEDIO = 31.21 %
No PUNTOS = 10

GRÁFICA 3

Decep vs Data



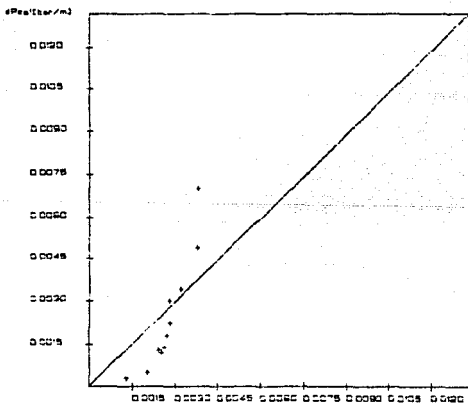
dPsi (bar/m)

GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE FLANGIA-DUMLER Y DATOS EXPERIMENTALES DE OTAGE

ANGULO = 7.41 GRADOS DESV. ESTANDAR = 0.0028
 LONG ITUD = 2225 m ERROR PROPORC = 1.41%
 DIAMETRO = 0.200 m No. PUNTOS = 11

GRÁFICA 4

Decep vs Data



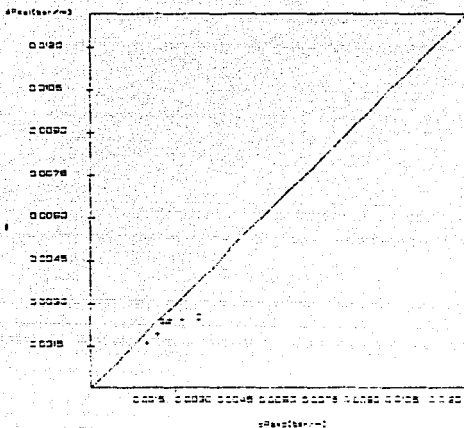
dPsi (bar/m)

GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE FLANGIA-DUMLER Y DATOS EXPERIMENTALES DE OTAGE

ANGULO = 7.41 GRADOS DESV. ESTANDAR = 0.4704
 LONG ITUD = 2225 m ERROR PROPORC = 30.22%
 DIAMETRO = 0.200 m No. PUNTOS = 11

GRAFICA 5

Casa VC Casa

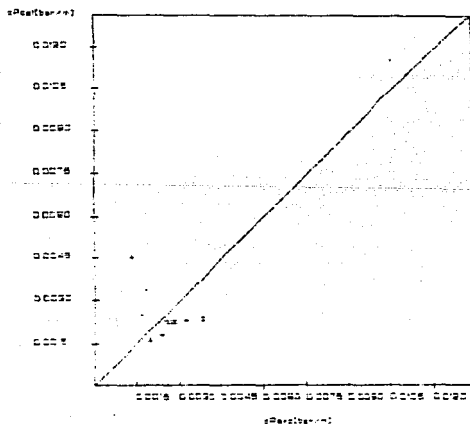


GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE HARRISON MODIFICADO CON RUN DE HARRISON Y DATOS EXP DE CASA

ANGULO = 7.41 GRADOS EROR ESTANDAR = 0.0002
 LONG TUB = 23.25 " EROR PROMEDIO = 0.013 /
 DIAMETRO = 0.0010 " N° PUNTOS = 12

GRAFICA 6

Casa VC Casa

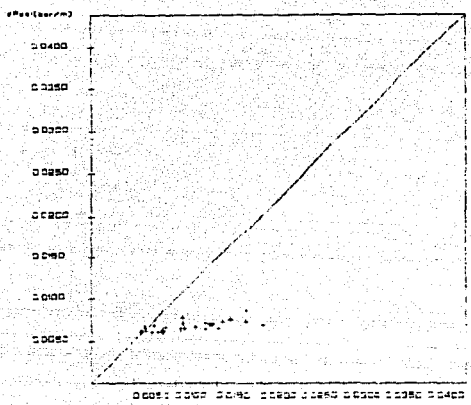


GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE HARRISON Y DATOS EXPERIMENTALES DE CASA

ANGULO = 7.41 GRADOS EROR ESTANDAR = 0.0022
 LONG TUB = 23.25 " EROR PROMEDIO = -0.005 /
 DIAMETRO = 0.0010 " N° PUNTOS = 12

G R A F I C O A

Opasa VG Opasa

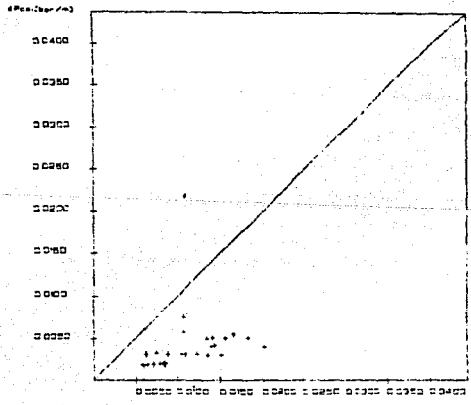


GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE MCGEE-GRILL Y CON LOS EXPERIMENTALES DE JARAKKI

ANGULO = 20.73 GRADOS DES. ESTANDAR = 0.0038
 LONG ITD = 29 * ERROR PROMEDIO = 0.012 /
 DIAMETRO = 0.0038 * No PUNTOS = 29

G R A F I C O B

Opasa VG Opasa

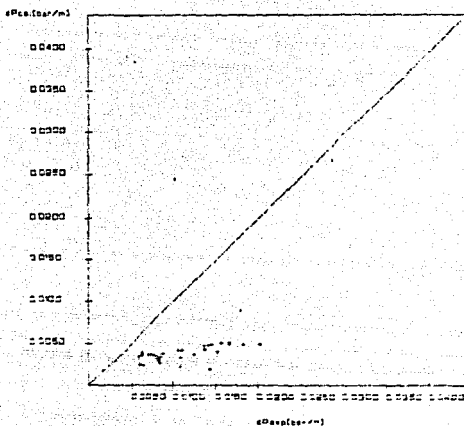


GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE MCGEE-GRILL Y CON LOS EXPERIMENTALES DE JARAKKI

ANGULO = 20.73 GRADOS DES. ESTANDAR = 0.0038
 LONG ITD = 25 * ERROR PROMEDIO = 0.002 /
 DIAMETRO = 0.0038 * No PUNTOS = 29

GRÁFICA 9

Opasa VE Dptel

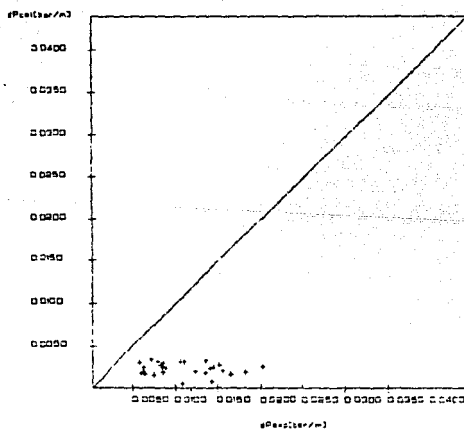


GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE CUKLER Y DATOS EXPERIMENTALES DE VARAXE

ANGULO = 20.73 GRADOS CEEV ESTANDAR = 0.190
 LONGITUD = 38 m ERROR PROMEDIO = 0.006
 DIAMETRO = 0.0022 m Nº PUNTOS = 20

GRÁFICA 10

Opasa VE Dptel

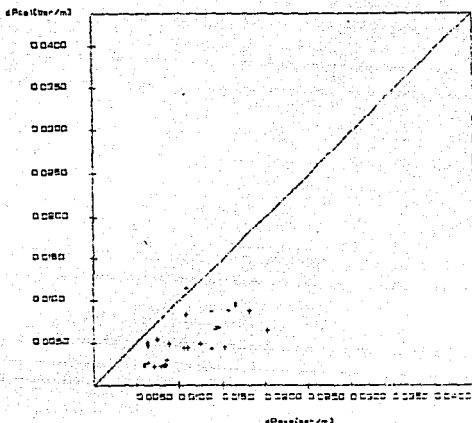


GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE PLANJAN-CUKLER Y DATOS EXPERIMENTALES DE VARAXE

ANGULO = 20.73 GRADOS CEEV ESTANDAR = 0.190
 LONGITUD = 38 m ERROR PROMEDIO = 0.006
 DIAMETRO = 0.0022 m Nº PUNTOS = 20

GRÁFICO # 11

Deep vs Equal

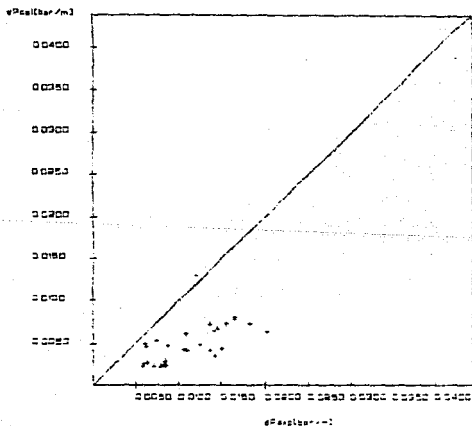


GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE BEGS-GRILL MODIFICADO CON PLM DE VARRON Y DATOS S&P DE VARRON.

ANGULO = 20.73 GRADOS CEE - ESTANDBAR = 0.180
 LONG ITUD = 38 m CERRA REDONDO = 5.182 /
 DIAMETRO = 0.2032 m No. RUNCES = 28

GRÁFICO # 12

Deep vs Equal



GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE VARRON Y DATOS EXPERIMENTALES DE VARRON.

ANGULO = 20.73 GRADOS CEE - ESTANDBAR = 0.143
 LONG ITUD = 38 m CERRA REDONDO = 5.182 /
 DIAMETRO = 0.2032 m No. RUNCES = 28

GRÁFICO 13

Grasp VS. Grasp

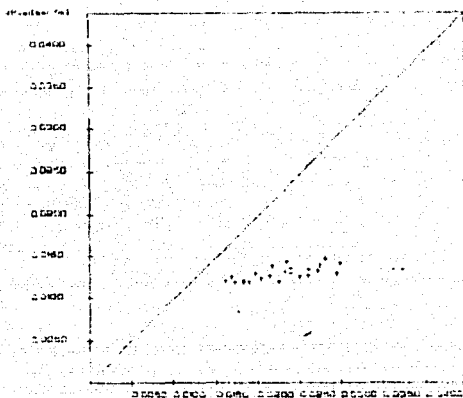


GRÁFICO COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE REGRESIÓN LINEAL Y DATOS EXPERIMENTALES DE GRASP

ANGULO = 4400 GRADOS COEF. ESTANDBAR = 0.0004
 LONG. TUB = 25 m ERROR MEDIO = 0.018 m
 DIAMETRO = 0.0022 m No. PUNTOS = 22

GRÁFICO 14

Grasp VS. Grasp

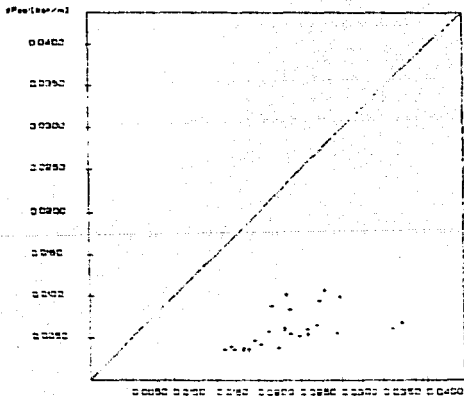
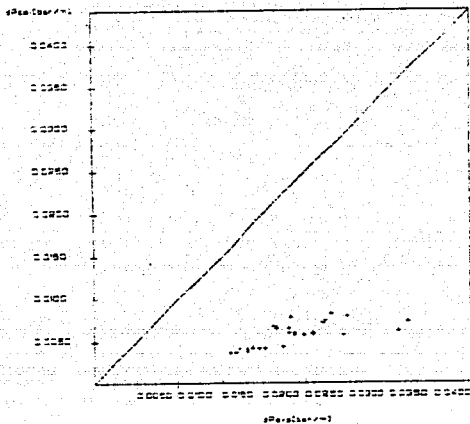


GRÁFICO COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE REGRESIÓN LINEAL Y DATOS EXPERIMENTALES DE GRASP

ANGULO = 4400 GRADOS COEF. ESTANDBAR = 0.0149
 LONG. TUB = 25 m ERROR MEDIO = 0.014 m
 DIAMETRO = 0.0022 m No. PUNTOS = 22

GRAFICA 15

Opap vs Denei

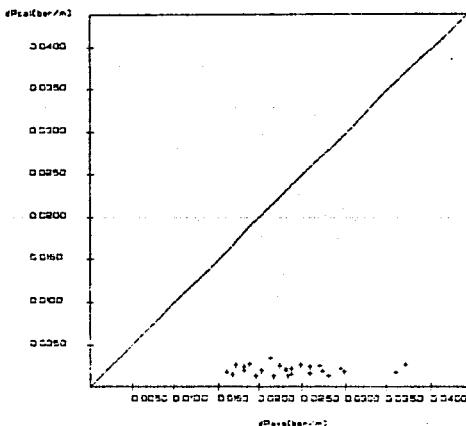


GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE DUMPLER Y DATOS EXPERIMENTALES DE JARAKE

ANGULO = 4400 GRADOS DESV. ESTANDAR = 00400
 LONG ITUD = 38 ERROR PROMEDIO = 7860 /
 DIAMETRO = 00000 No PUNTOS = 22

GRAFICA 16

Opap vs Gpaal

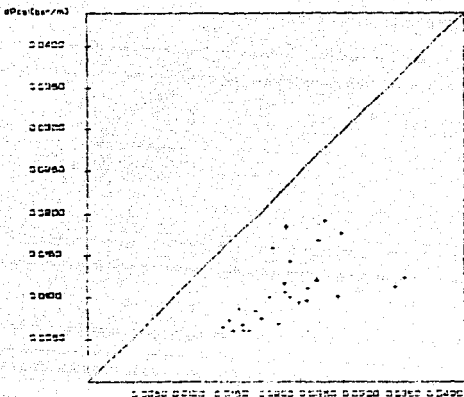


GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE PLANGAN-DUMPLER Y DATOS EXPERIMENTALES DE JARAKE

ANGULO = 4400 GRADOS DESV. ESTANDAR = 00000
 LONG ITUD = 38 ERROR PROMEDIO = 0071 /
 DIAMETRO = 00000 No PUNTOS = 22

GRAFCO 17

Case vs Case



0.0000 0.0050 0.0100 0.0150 0.0200 0.0250 0.0300 0.0350 0.0400

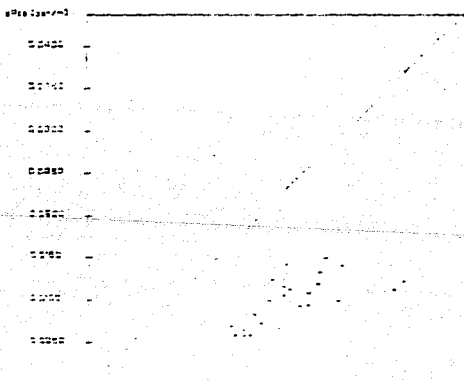
#Predictor = 1

GRAFCO COMPARISON OF THE RELIABILITY OF THE DATA
 IN THE CASE OF GRAFCO 17. THE MODEL IS THE
 SAME AS IN THE CASE OF GRAFCO 16.

ANGLE = 44.00 DEGREES CASE: STANARD = 0.056
 LONG ITJ = 35 GRAFCO PROVED = 54.00
 DIAMETRO = 0.0020 No PLUTON = 22

GRAFCO 18

Case vs Case



0.0000 0.0050 0.0100 0.0150 0.0200 0.0250 0.0300 0.0350 0.0400

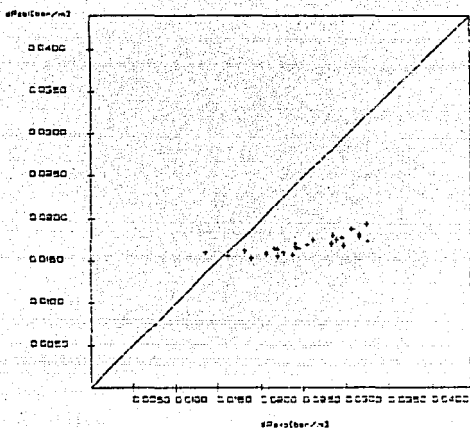
#Predictor = 1

GRAFCO COMPARISON OF THE RELIABILITY OF THE DATA
 IN THE CASE OF GRAFCO 18. THE MODEL IS THE
 SAME AS IN THE CASE OF GRAFCO 16.

ANGLE = 44.00 DEGREES CASE: STANARD = 0.056
 LONG ITJ = 35 GRAFCO PROVED = 54.00
 DIAMETRO = 0.0020 No PLUTON = 22

GRÁFICA 19

Dens. VE. Oper.



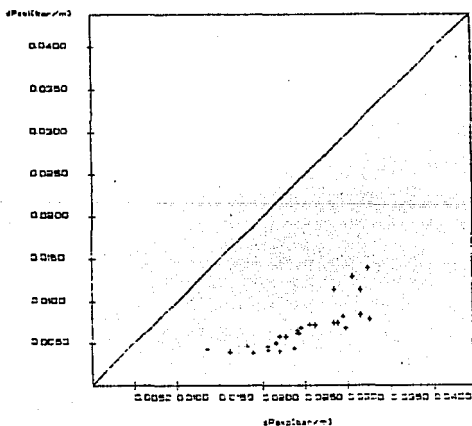
GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO WINDENED-CRAC Y DATOS EXPERIMENTALES DE VAIRAKEI.

ANGULO = 65.90 GRADOS
LONG ITUD = 38 m
DIAMETRO = 0.0032 m

DESV ESTANDAR = 0.0022
ERROR PROPORC = 26.68 %
No. PUNTOS = 27

GRÁFICA 20

Dens. VE. Densel



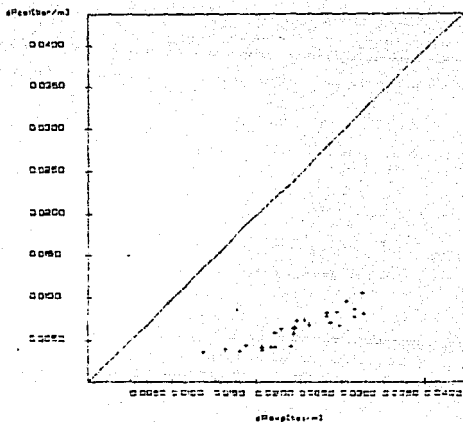
GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE WINDENED-CRAC Y DATOS EXPERIMENTALES DE VAIRAKEI.

ANGULO = 65.90 GRADOS
LONG ITUD = 38 m
DIAMETRO = 0.0032 m

DES. EST. = 0.0022
ERROR PROPORC = 23.05 %
No. PUNTOS = 27

GRAFICA 21

Qexp VS Qest

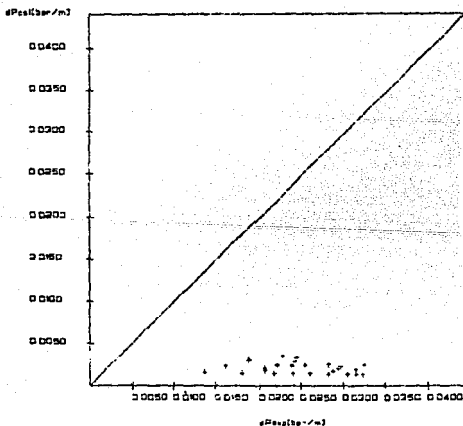


GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE FLAMEN-DUMPLER Y DATOS EXPERIMENTALES DE VARRKEI

ANGULO = 65.00 GRADOS DESV ESTANDAR = 0.0092
 LONG ITUD = 3.5 m ERROR PROMEDIO = 7.650 %
 DIAMETRO = 0.0032 m No PUNTOS = 27

GRAFICA 22

Qexp VS Qest

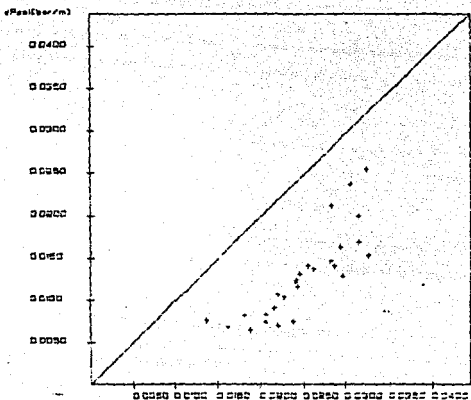


GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE FLAMEN-DUMPLER Y DATOS EXPERIMENTALES DE VARRKEI

ANGULO = 23.00 GRADOS DESV ESTANDAR = 0.0040
 LONG ITUD = 3.5 m ERROR PROMEDIO = 0.007 %
 DIAMETRO = 0.0032 m No PUNTOS = 27

GRAFICA 23

Spars VE Gasa



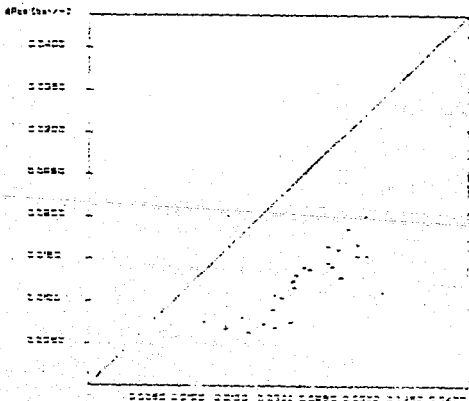
Observaciones

GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE BEGGS-CHALL MODIFICADO CON DLN DE HARRISON Y DATOS EXP DE JARAKSI

ANGULO = 6590 GRADOS DEF. ESTANDAR = 0.014
 LONG ITUD = 38 m SARGA POCHEDO = 40.48 y
 DIAMETRO = 0.0032 m No. PUNTOS = 27

GRAFICA 24

Spars VE Gasa



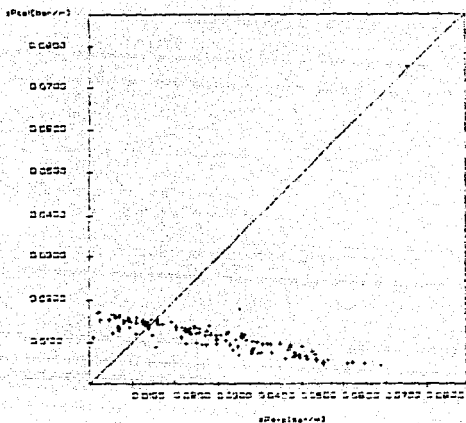
Observaciones

GRAFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE BEGGS-CHALL MODIFICADO CON DLN DE HARRISON Y DATOS EXP DE JARAKSI

ANGULO = 6590 GRADOS DEF. ESTANDAR = 0.014
 LONG ITUD = 38 m SARGA POCHEDO = 40.48 y
 DIAMETRO = 0.0032 m No. PUNTOS = 27

GRÁFICA 25

Disto vs. Cava

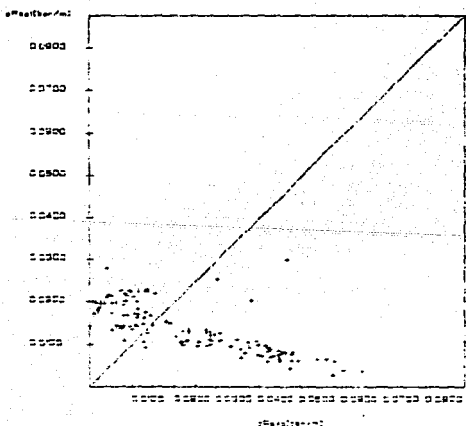


GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO MONTECARLO-CRUE Y DATOS EXPERIMENTALES DE BALDWIN-BRYERSON.

ÁNGULO = 1400 GRADOS DESV. ESTÁNDAR = 17000
 LONG. TUBO = 30" ERROR ESTIMADO = -234"
 DIÁMETRO = 0054" No. PUNTOS = 92

GRÁFICA 26

Disto vs. Disto

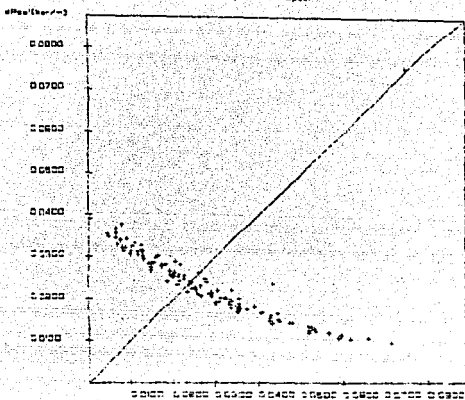


GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO MONTECARLO-CRUE Y DATOS EXPERIMENTALES DE BALDWIN-BRYERSON.

ÁNGULO = 1500 GRADOS DESV. ESTÁNDAR = 12000
 LONG. TUBO = 0000" ERROR ESTIMADO = -2100"
 DIÁMETRO = 0000" No. PUNTOS = 92

GRÁFICA 27

Deap VS. Dpae



Dpae (bar/m3)

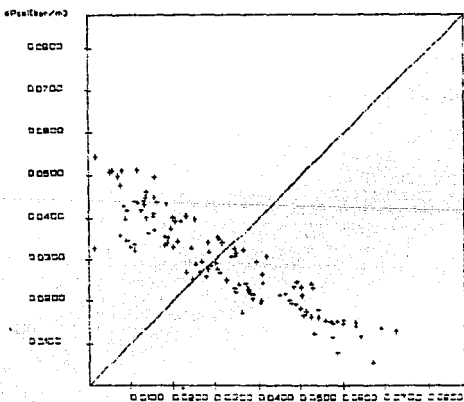
GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO HOMOGÉNEO-CPPE Y DATOS EXPERIMENTALES DE BALONA-PTERSON

ANGULO = 3000 GRADOS
 LONG ITUD = 15 m
 DIAMETRO = 00168 m

DEP. ESTIMADA = 15.222
 ERROR PROMEDIO = -15.801 %
 No PUNTOS = 12

GRÁFICA 28

Dpae VS. Dpae



Dpae (bar/m3)

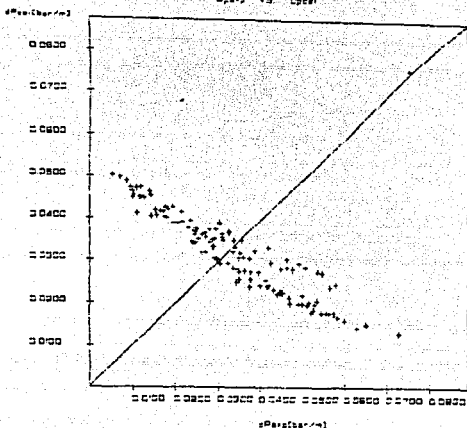
GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO HOMOGÉNEO-CPPE Y DATOS EXPERIMENTALES DE BALONA-PTERSON

ANGULO = 4500 GRADOS
 LONG ITUD = 15 m
 DIAMETRO = 00200 m

DEP. ESTIMADA = 4.2626
 ERROR PROMEDIO = -16.12 %
 No PUNTOS = 12

2 2 4 2 1 0 1 2 9

Opas vs Opat

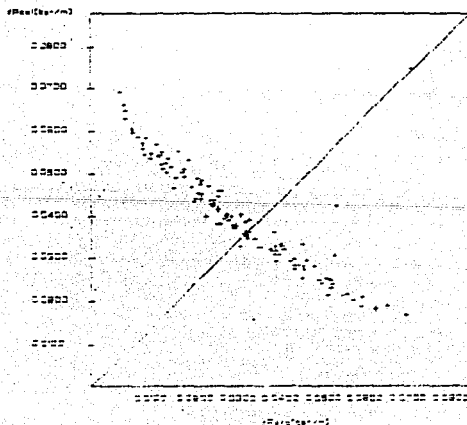


GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO ADICIONADO-OPAS Y DATOS EXPERIMENTALES DE SALINA-PIETERSEN

ANGULO = 4800 GRADOS DESV ESTANDAR = 14006
 LONG ITUD = 100 ERROR PROMEDIO = -4822
 DIAMETRO = 00545 m No. PUNTOS = 128

2 2 4 2 1 0 1 2 3 0

Opas vs Opat



GRÁFICA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO ADICIONADO-OPAS Y DATOS EXPERIMENTALES DE SALINA-PIETERSEN

ANGULO = 4800 GRADOS DESV ESTANDAR = 14006
 LONG ITUD = 100 ERROR PROMEDIO = -4822
 DIAMETRO = 00545 m No. PUNTOS = 128

CAPITULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

VI.1.- CONCLUSIONES

En base a la comparación efectuada en el presente trabajo, el método que mejor predice la pérdida de presión bifásica en tuberías inclinadas para el diseño de líneas con aplicación Geotérmica es el Homogéneo-Drift.

Algunas de las ventajas que ésta correlación presenta sobre las otras, son las siguientes:

- 1.- Proporciona mejores predicciones con un error global, en base a los datos geotérmicos, de $\pm 29.67 \%$, (generalmente subprediciendo).
- 2.- Sus correlaciones dependen del patrón de flujo, lo que implica el modelado de cada uno de ellos.

Cabe mencionar, que debido a la escases de datos experimentales con condiciones similares a las geotérmicas, los datos recolectados pertenecen al patrón de flujo intermitente de acuerdo al método de Taitel-Dukler. Por lo que del modelo Homogéneo-Drift, en realidad solo se comparó la parte correspondiente a flujo relativo (Drift). Además la escases de los datos es más crítica para flujo descendente.

Los resultados obtenidos demuestran que actualmente no existe un método totalmente confiable para determinar la pérdida de presión en tuberías inclinadas ya que con los métodos existentes solo se puede obtener una predicción cercana a la real que puede ser o no satisfactoria. Por esta razón, se debe tomar un criterio de corrección que permita determinar el diámetro requerido por la tubería.

Finalmente se puede concluir que el objetivo planteado al inicio de este trabajo se cubrió satisfactoriamente.

VI.2.- RECOMENDACIONES

Para poder obtener una correlación más confiable, es necesario realizar las siguientes recomendaciones:

1.- Encontrar una constante que permita corregir la correlación ya existente (Homogéneo-Drift). Esta corrección se haría en la ecuación de la fracción volumétrica del líquido, mediante el siguiente procedimiento:

-Primeramente tomar de los datos experimentales (geotérmicos), el valor de la pérdida de presión total, con lo cual se tendría que:

$$\Delta P_{\text{TEORICA}} = \Delta P_{\text{EXPERIMENTAL}}$$

De la ecuación general para calcular la pérdida de

presión total, de este método, el término de aceleración es muy cercano a cero, por lo que se desprecia, quedando la ecuación como sigue:

$$\Delta P = f_{TP} \frac{G_T^2}{2D\rho_{TP}} + \xi \rho_{TP} \text{ sen } \theta$$

donde, la única incógnita de esta ecuación es la densidad de la mezcla ρ_{TP} , la cual se despeja y se determina su valor.

Ahora bien, ρ_{TP} esta dada por la ecuación:

$$\rho_{TP} = R_L \rho_L + (1 - R_L) \rho_V$$

Nuevamente, de esta ecuación se tiene solo una incógnita, que es la fracción volumétrica del líquido R_L , la cual ya determinada, es la que debe ajustarse a la pérdida de presión total.

Por otra parte, R_L esta definida por la ecuación:

$$R_L = 1 - \frac{V_{sv}}{1.2 (V_{sl} + V_{sv}) \pm 0.48 \sqrt{\xi D}}$$

Por lo tanto, el factor a corregir dentro de esta ecuación es $C \sqrt{\xi D}$, siendo C el parámetro a evaluar, y que puede estar definido por una constante o por un polinomio en función del ángulo de inclinación.

2.- Otra forma de corregir esta correlación, es mediante el desarrollo de un análisis dimensional, tomando en cuenta las fuerzas de gravedad y fricción, así como la tensión superficial, cuantificando sus efectos en los números adimensionales de Weber, Reynolds y Froude.

3.- Efectuar más experimentación en las condiciones de la aplicación que se busca, observando la influencia de cada uno de los parámetros (principalmente: calidad, flujo, presión, velocidad y ángulo de inclinación), y poder desarrollar una correlación en base a los resultados que se obtengan. Esto es debido a que la mayoría de los autores, experimentan en condiciones limitadas a su problema específico, haciendo variar más de un parámetro en cada corrida.

En la figura 6.1, se muestra el montaje experimental propuesto, el cual permite la variación y control de los parámetros de estudio para obtener la información requerida, como es: la presión, la calidad, el flujo, el ángulo de inclinación, la pérdida de presión, la velocidad y el patrón de flujo desarrollado.

El montaje experimental propuesto debe estar instalado en un pozo geotérmico el cual deberá estar funcionando normalmente. Entre los puntos b-b y c-c, y entre d-d y e-e (zonas de prueba), la tubería debe ser de pìrex para visualizar el desarrollo del flujo y tener una longitud por cada zona de 1.4 metros. Así mismo, para lograr que el flujo se estabilice antes de entrar a las zonas de prueba y obtener lecturas correctas, se recomienda que desde el punto en el que la mezcla entra a la "omega" (codo) hasta el punto b-b, exista una longitud de por lo menos 5 metros. Esta misma

longitud debe existir desde el cambio de dirección (codo) hasta el punto d-d . Por otra parte, como el montaje experimental tiene como objeto analizar condiciones Geotérmicas y tomando en cuenta

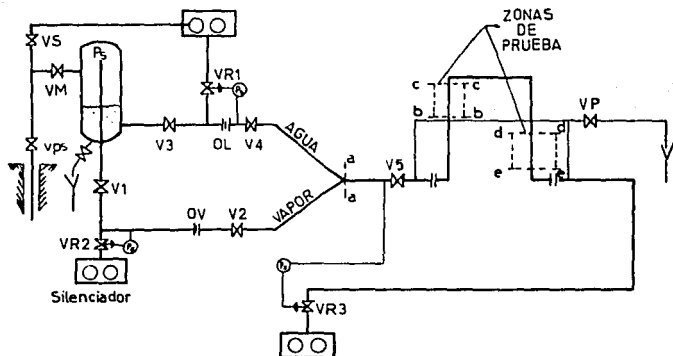


Figura 6.1.- Esquema del Montaje Experimental Recomendado

las longitudes anteriores, se debe utilizar un diámetro de la tubería de 15.24 centímetros (6 pulgadas). Así mismo, el rango de velocidad que se recomienda para operar el montaje es de 30-40 m/s.

La variación del ángulo se podrá hacer por medio de bridas deslizantes (Lap Joint Flanges) lo que permitirá realizar los cambios de inclinación sin desmontar todo el sistema. Para evitarnos estar tomando lecturas tanto en tuberías ascendentes

como descendentes, se debe construir una "omega" que permita tener ángulos positivos y negativos al mismo tiempo.

El tanque TS, es para el control de las condiciones de carga a la línea bifásica, el cual es un separador de fases; el vapor separado es cuantificado por la placa de orificio OV y la cantidad de agua por la placa de orificio OL. Para controlar la presión deseada, así como el nivel de agua en el separador, se cuenta con las válvulas V1, V3 y VM, las cuales se operan manualmente. El separador es calentado por medio de la purga en VPS y la válvula VM. Para controlar el flujo requerido se manipulan las válvulas VR1, VR2, V4 y V2, volviéndose a mezclar las fases en el punto a-a. La válvula VS es para aislar la zona de prueba.

La medición de los parámetros de estudio se podrán efectuar como sigue:

La calidad es controlada por la presión de saturación en el separador, con la cual y por medio de las tablas de vapor saturado se conocerá la entalpía de la mezcla del pozo. Conocida la entalpía y las cantidades de flujo del líquido y vapor que se van a inyectar al sistema, se puede calcular la calidad de la mezcla en cualquier punto, puesto que podemos considerar al sistema en equilibrio termodinámico y al proceso como isoentálpico, mediante la siguiente ecuación:

$$X = \frac{W_v}{W_T}$$

Como se mencionó anteriormente, el flujo másico se medirá por separado antes de mezclarse, por medio de placas de orificios,

empleando manómetros diferenciales sobre las bridas, según las normas de metrología del ASME. Los manómetros diferenciales estarán formados por tubos de vidrio en "U".

Para cuantificar la pérdida de presión se sugieren tomas de presión estática (PI). Para no perturbar el flujo con la toma de presión, el diámetro del orificio de la toma debe guardar una relación de $h/d > 2$, donde 'h' es el espesor de la tubería y 'd' el diámetro del orificio de la toma de presión. Todas las tomas se deben de localizar en la parte inferior del tubo y contar con una cámara de amortiguamiento antes de hacer uso de la señal de presión.

Por último, el arreglo del montaje experimental aquí propuesto permitirá controlar adecuadamente los parámetros sometidos a estudio, facilitando la obtención de las condiciones experimentales requeridas, garantizando la repetitividad de los fenómenos. Esto último es muy importante en la realización correcta de un estudio experimental [27].

BIBLIOGRAFIA

- 1.- BAKER O., "Some Recent Information on Inclined Flows"
- 2.- BARNEA D, SHOHAM O. and TAITEI. Y., "Flow Pattern Transition For Downward Inclined Two Phase Flow; Horizontal To Vertical", Chemical Engineering Science, vol. 37 No.5, pp 735-740, 1982.
- 3.- BARNEA D, SHOHAM O. and TAITEI. Y., and DUKLER A.E., "Gas-Liquid Flow in Inclined Tubes: Flow Pattern Transitions For Upward Flow", Chemical Engineering Science, vol. 40 No.1, pp 735-740, 1985.
- 4.- BEGGS H.D., "An Experimental Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes", PhD Dissertation, U. of Tulsa (1972).
- 5.- BEGGS H.D., and BRILL J.P., "An Experimental Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes", Journal of Petroleum Technology May 1973 pp 607-617.
- 6.- BONDERSON L.S., "An Analysis of the Pressure Drop on a Void for a Two-Phase, Slug Flow in Inclined", Degree of Master of Science, MIT, January 1969.
- 7.- BONNECAZE R.H., ERSKINE W, and GRESKOVICH E.I., "Holdup-up an Pressure Drop for Two-Phase Slug Flow in Inclined Pipelines" AIChE Journal (Vol. 17, No. 5) September 1971 pp 1109-1113.
- 8.- CHEN J.J.J., and SPEDDING L.P., "BRIEF COMMUNICATION: Holdup of Liquid Draining From Inclined Tubes", Int. J. Multiphase Flow vol. 10 No. 2, pp 229-235, 1984.

- 9.- DUKLER A.E., "Gas-Liquid Flow In Pipelines (I. Research Results)", American Gas Association & American Petroleum Institute, August 1969, A.G.A. Catalog No. L20169.
- 10.- FLANIGAN ORIN, "Effect of Uphill Flow on Pressure Drop in Design of Two-Phase Gathering Systems", The Oil and Gas Journal, (March 10, 1958) pp 56,132.
- 11.- FREESTON D.H, LEE K.C, HOLE H., "Utilisation of Geothermal Energy: Two Phase Flow Studies", New Zealand Energy Research AND Development Committee Report No. 95, September 1983.
- 12.- FREESTON D.H, LEE and KENG C., "Two-Phase Pressure Drop Measurements on a Geothermal Pipeline", Geothermal Resources Council, 3, pp 233-236, Sept. 1979.
- 13.- GONZALEZ S.J.M., "Métodos para el Análisis de Transitorios en Flujo de Dos Fases", Simposio Int. Sobre Flujo Bifásico en Tuberías, 8 y 9 de Agosto de 1983, Cuernavaca Mor. México.
- 14.- GOUL. T.L., TEK M.R. and KATZ D., "Two-Phase Flow Through Vertical, Inclined or Curves Pipes", Journal of Petroleum Technology, pp 915-926.
- 15.- GRIFFITH P. and SINGH G., "Determination of The Pressure Drop Optimum Pipe Size for a Two-Phase Slug Flow in an Inclined Pipe", Journal of Engineering for Industry, pp 717-726.
- 16.- GRIFFITH P. and SINGH G., "Down Sloping Inclined Pipe Pressure Drop and Hold-up", ASME-1-12 76-pot-29.
- 17.- LEE C.K, HOLE M.H. and FREESTON H.D., "Pressure Drop Data on Geothermal Steam-Water Flow in A 10 cm Pipe Experimental Rig", Department of Mechanical Engineering Report No. MER 79/1 March 1979 University of Auckland.

- 18.- MENDENHALL W., SCHEAFFER L.R., WACKERLY D.D., "Estadística Matemática con Aplicaciones", Grupo Editorial Iberoamericana, México 1986.
- 19.- MUKHERJEE H., BRILL J.P., "Pressure Drop Correlations for Inclined Two-Phase Flow", Journal of Energy Resources Technology, December (1985) 107 pp 549-554.
- 20.- MUKHERJEE H., BRILL J.P., "Empirical Equations to Predict Flow Patterns in Two-Phase Inclined Flow", Int. J. Multiphase Flow 11-3, pp 229-315.
- 21.- RASCON CH. O.A., "Introducción a la Estadística Descriptiva", Dir.Gral. de publicaciones, UNAM, vol. I, México 1977.
- 22.- RASCON CH. O.A., "Introducción a la Estadística Descriptiva", Dir.Gral. de publicaciones, UNAM, vol. II, México 1983.
- 23.- RAMIREZ de S.M., "Estudio del Mecanismo de Transferencia de Momentum en un Codo Horizontal Debido al Flujo Pulsante Bifásico", Tesis M. en C. en Ing. Mec., IPN-ESIME, México, D.F., 1986.
- 24.- SANCHEZ S. F., "Estudio Bibliográfico: Flujo Bifásico", Instituto de Investigaciones Electricas, Reporte 250-II-f-42, 1981.
- 25.- SANCHEZ S.F., "Problemas del Flujo Bifásico en la Geotermia", Depto. Mec.,Ile, México D.F.
- 26.- SANCHEZ S.F., "Pérdidas de Presión en Tubería de Diámetro Grande", Simposio Internacional sobre Flujo Bifásico en Tuberías, 8 y 9 de Agosto de 1983, Cuernavaca, Mor., México.

- 27.- SANCHEZ S.F., "Diseño de Experimentos para determinar la influencia de los principales parámetros en la pérdida de presión en flujo bifásico", IIE, Reporte 3250-II-F-42, 1982.
- 28.- SANDERSON S. and WARD J.A. (1980), "A Description of the HTFS Data Bank on Adiabatic Two-Phase Pressure Drop", HTFS Design Report 28, Appendix 1 (AERE_R 9797).
- 29.- SEVIGNY R., "An Investigation of Isothermal co-current Two-fluid Two-Phase Flow in an Inclined Tube", PhD Thesis U. of Rochester 1962.
- 30.- SINGH G., GRIFFITH P., 1970, "Determination of the Pressure Drop Optimum Pipe Size for a Two-Phase Slug flow in an Inclined Pipe", TASME J. Engng Ind. 92, 717-726.
- 31.- SINGH G., GRIFFITH P., 1976, "Down Sloping Inclined Pipe Pressure and Holdup", ASME Paper No.76-Pet-29.
- 32.- SPEDDING L.P., CHEN J.J.J., NGUYEN T.V., 1982, "Pressure Drop in Two-Phase Gas-Liquid Flow in Inclined Pipes", Int. J. Multiphase Flow 8-4 pp 407-431.
- 33.- SPEDDING L.P., NGUYEN T.V., 1980, "Regime Maps for Air Water Two Phase Flow", Chem. Engng. Sci. 35, pp 779-793.
- 34.- TAITEL Y. and DUKLER A.E., "A Model for Predicting Flow Regime Transition in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow", A.I.Ch.E. J. 1976, pp 22-47.
- 35.- TAKAHASHI Y., HAYASHIDA T., "An Experimental on Pipeline Transportation of Steam-Water Mixtures at OTAKE Geothermal Field", United Nations Symposium on Development & Utilization of Geothermal Resources, Pisa, Geothermics Special Issue 2, pp 802-891.

- 36.- VILLARREAL A.A., "Inferencia Estadística", IIE.
- 37.- WEISMAN J. and KANG S.Y., "Flow Pattern Transitions in Vertical and Upwardly Inclined Lines", Int. J. Multiphase Flow, vol. 7, pp 271-291, 1981.
- 38.- BALDINA O.M. y PETERSON D.F., "Investigation of the Effective Pressure Head in Boiler Tubes", Symposium on Problems of Heat Transfer and Hidraulics of Two-Phase Media, Rusia, pp.233-303, Ed. Kutateladze, S.S., Pergamon Press.

ANEXO I

PARAMETROS ESTADISTICOS

Los parámetros estadísticos utilizados en el análisis de resultados son el error entre el valor experimental y el valor calculado de la pérdida de presión, el error promedio, la desviación estandar, el intervalo de confianza para varios niveles de significancia y la probabilidad.

El error (E), es calculado en porciento, utilizando la ecuación:

$$\%E = \frac{\Delta P_{exp} - \Delta P_{cal}}{\Delta P_{exp}} \times 100$$

El error promedio ó media aritmética (\bar{E}), proporciona una idea de los valores de la variable alrededor de los cuales tienden a aglomerarse los puntos de la grafica, y es calculado por medio de la siguiente ecuación:

$$\% \bar{E} = \frac{\sum_{i=1}^N \% E_i}{N}$$

donde N es el número total de errores.

La desviación estandar de los errores en porciento, es una

medida de dispersión de las mediciones a ambos lados de la media, y es calculada por:

$$\sigma = \left[\frac{N \sum_{i=1}^N (\%E_i)^2 - \sum_{i=1}^N (\% \bar{E})^2}{N^2} \right]^{1/2}$$

Se encontró que la distribución de mediciones de la población analizada se aproxima a una normal, por lo cual la estimación de la probabilidad de los resultados obtenidos se hace bajo la curva de la distribución normal (figura 1).

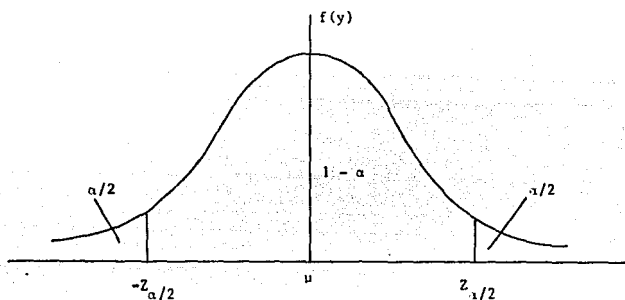


Figura 1.- La función de densidad de probabilidad normal.

La estimación del parámetro error (E) de la población, mediante un par de números entre los cuales se encuentra, con cierta probabilidad, el valor de dicho parámetro, se llama estimación del intervalo mismo (Intervalo de confianza) [18].

Sea la media (\bar{E}) una estadística obtenida de una muestra de

tamaño N , para estimar el valor del parámetro E , y sea $\sigma_{\bar{E}}$ la desviación estandar (conocida o estimada) de su distribución muestral. La probabilidad, $1-\alpha$, de que el valor de E se localice en el intervalo de $\bar{E} - Z_c \sigma_{\bar{E}}$ a $\bar{E} + Z_c \sigma_{\bar{E}}$, donde Z_c es una constante, se escribe en la forma:

$$P \left(\bar{E} - Z_c \sigma_{\bar{E}} \leq E \leq \bar{E} + Z_c \sigma_{\bar{E}} \right) = 1 - \alpha$$

Si se fija el valor de $1-\alpha$, se puede obtener el valor de Z_c necesario para que se satisfaga la ecuación anterior, con lo cual queda definido el intervalo de confianza del parámetro E ($\bar{E} - Z_c \sigma_{\bar{E}}$, $\bar{E} + Z_c \sigma_{\bar{E}}$), correspondiente al nivel de confianza $(1 - \alpha)$. La constante Z_c que fija el intervalo de confianza se conoce como valor crítico. Como la distribución de \bar{E} es normal, el valor de Z_c correspondiente a uno de α se obtiene de la tabla de áreas bajo la curva normal.

Para una distribución de mediciones que es aproximadamente normal (forma de campana), el intervalo:

$\bar{E} \pm \sigma_{\bar{E}}$ contiene aproximadamente 68% de las mediciones.

$\bar{E} \pm 2\sigma_{\bar{E}}$ contiene aproximadamente 95 % de las mediciones.

$\bar{E} \pm 3\sigma_{\bar{E}}$ contiene casi todas las mediciones.

ANEXO II

ANÁLISIS DE SIMILITUD

El principio de Similitud establece que si dos sistemas son similares, al encontrar una relación entre las variables de uno de los sistemas, la misma relación existe en el otro sistema.

La Similitud Geométrica existe solo cuando puede establecerse una escala particular para cada figura semejante a aquel y exista una correspondencia total de longitud, de tal manera que cuando es medido en su escala propia resulten iguales.

La Similitud Cinemática existe si se puede mostrar que hay una escala de velocidad para el sistema "A", V_{SA} y una para "B", V_{SB} , tal que la velocidad de todos los puntos homólogos sean iguales cuando son medidos en su respectiva escala. Si se designa la velocidad local de un punto A como V_A y a un punto homólogo B como V_B , entonces el estado matemático de la similitud cinemática es:

$$\frac{V_A}{V_{SA}} = \frac{V_B}{V_{SB}}$$

La Similitud Dinámica existe si para todos los puntos homólogos existe una misma escala de fuerza en la cual puedan ser medidos todos estos puntos. Si F_A es la fuerza que actúa en el

punto M_A y F_B es la fuerza que actúa en el punto homólogo M_B , la relación matemática de la similitud dinámica es:

$$\frac{F_A}{\rho_A} = \frac{F_B}{\rho_B}$$

Dukler [9] aplica estos principios del análisis de similitud al problema de la producción de la pérdida de presión por fricción en flujo bifásico, y estableció entonces las siguientes relaciones:

Fuerza inercial A = Fuerza inercial B

Fuerza de presión A = Fuerza de presión B

Fuerza viscosa A = Fuerza viscosa B

Estas relaciones son puntuales y aplican a todos los puntos similares.

Con estas relaciones Dukler demostró que los números de Reynolds y de Euler son iguales en dos sistemas similares. A partir de la similitud cinemática y suponiendo que las cantidades en los dos sistemas en su escala respectiva son independientes de la posición, Dukler relacionó las cantidades puntuales a cantidades promedio.

Por otro lado, haciendo también la suposición que la similitud cinemática aplica a las velocidades individuales de las dos fases, así como aplica a la velocidad de la mezcla. Dukler amplió las relaciones al flujo en dos fases y finalmente relacionó las fracciones volumen de gas y líquido puntuales a unas promedio basándose en los requerimientos de la similitud geométrica.

Los números de Reynolds y Euler obtenidos por Dukler son entonces:

$$Re_{TP} = \ell \bar{V}_m \left[\frac{\rho_L \frac{\lambda^2}{\bar{R}_L} + \rho_G \frac{(1-\lambda)^2}{\bar{R}_G} C_1}{\mu_L \lambda + \mu_G (1-\lambda) C_2} \right]$$

$$Eu_{TP} = 2f = \left[\frac{\partial P / \partial z}{\bar{V}_m^2 / g_c \ell} \right] \left[\frac{1}{\rho_L \frac{\lambda^2}{\bar{R}_L} + \rho_G \frac{(1-\lambda)^2}{\bar{R}_L} C_2} \right]$$

donde:

$$C_1 = \frac{R_G}{\bar{R}_G} \frac{\bar{R}_L}{R_L} \left[\frac{\bar{V}_L}{\bar{V}_G} \right]^2 \frac{V_G}{V_L} \frac{\partial V_G / \partial z}{\partial V_L / \partial z}$$

$$C_2 = \frac{R_G}{\bar{R}_G} \frac{\bar{R}_L}{R_L} \frac{\bar{V}_L}{\bar{V}_G} \frac{\partial^2 V_G / \partial n^2}{\partial^2 V_L / \partial z^2}$$

donde: n es la distancia a la dirección del fluido, ℓ es la escala de longitud y z es la dirección de flujo.

Basándose en la similitud dinámica, las propiedades en las dos fases se definen como:

$$\rho_{TP} = \rho_L \frac{\lambda^2}{\bar{R}_L} + \rho_G \frac{(1-\lambda)^2}{\bar{R}_G} C_1$$

$$\mu_{TP} = \mu_L \lambda + \mu_G (1-\lambda) C_2$$

El problema que queda entonces por resolver, después de este planteamiento matemático, es el de determinar los grupos C_1 y C_2 , los cuales cambiarán según el tipo de flujo que se considere.

Dukler hace varias suposiciones para obtener los términos C_1 y C_2 .

CASO 1: Se tiene un flujo sin deslizamiento y homogéneo. En este caso se tiene:

$$C_1 = C_2 = 1$$

CASO 2: Hay deslizamiento pero C_1 y C_2 se suponen iguales a 1.

CASO 3: C_1 y C_2 se suponen iguales a cero (R_0 es pequeña).

CASO 4: C_1 y $C_2 = \bar{v}_L / \bar{v}_0$.

ANEXO III

METODO HOMOGENEO - DRIFT

Para el cálculo de la pérdida de presión se utilizan las ecuaciones generales, pero considerando dos casos:

1) Modelo Homogéneo, se considera que no existe deslizamiento entre las fases y se utiliza para los patrones de flujo anular - disperso y burbujeante.

2) Modelo de flujos relativos, se considera que existe deslizamiento entre las fases y se utiliza cuando se tiene el patrón de flujo intermitente.

METODO HOMOGENEO

A continuación se describe la secuencia de cálculo para utilizar este modelo:

a) Fracción volumétrica superficial del vapor :

$$\lambda_v = \frac{X \rho_L}{X \rho_L + (1-X) \rho_v}$$

b) Fracción volumétrica superficial del líquido :

$$\lambda_L = 1 - \lambda_v$$

c) Densidad de la mezcla homogénea

$$\rho_{NS} = \frac{1}{X v_v + (1-X) v_L}$$

d) Viscosidad de la mezcla homogénea :

$$\mu_{NS} = \lambda_L \mu_L + \lambda_V \mu_V$$

e) Número de Reynolds de la mezcla homogénea :

$$Re_{NS} = \frac{G_T D}{\mu_{NS}}$$

f) Factor de fricción de la mezcla homogénea empleando la ecuación de Colebrook.

$$\frac{1}{\sqrt{f_{NS}}} = -2.0 \log_{10} \left[\frac{\epsilon}{3.71D} + \frac{2.51}{Re_{NS} \sqrt{f_{NS}}} \right]$$

g) Pérdida de presión total por unidad de longitud:

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{\frac{f_{NS}}{D} \frac{G_T^2}{2\rho_{NS}} + \rho_{NS} \epsilon \sin \theta}{1 + G_T^2 \left[(v_V - v_L) \frac{dX}{dP} + X \frac{dv_V}{dP} \right]}$$

METODO DE FLUJOS RELATIVOS

A continuación se describe la secuencia de cálculo para este método:

a) Fracción volumétrica del vapor :

$$R_V = \frac{V_{SV}}{1.2(V_{SL} + V_{SV}) \pm 0.45 \sqrt{\epsilon D}}$$

+ para flujo ascendente

- para flujo descendente

V_{SL} es la velocidad superficial del líquido.

V_{SV} es la velocidad superficial del vapor.

b) Fracción volumétrica del líquido :

$$R_L = 1 - R_V$$

c) Densidad de la mezcla:

$$\rho_{TP} = R_L \rho_L + R_V \rho_V$$

d) Viscosidad de la mezcla :

$$\mu_{TP} = R_L \mu_L + R_V \mu_V$$

e) El número de Reynolds de la mezcla es:

$$Re_{TP} = \frac{G_T D}{\mu_{TP}}$$

f) El factor de fricción del flujo de la mezcla es:

$$\frac{1}{\sqrt{f_{NS}}} = -2.0 \log_{10} \left[\frac{\epsilon}{3.71D} + \frac{2.51}{Re_{NS} \sqrt{f_{NS}}} \right]$$

g) y finalmente la pérdida de presión total por unidad de longitud

es:

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{\frac{f_{TP}}{D} \frac{G_T^2}{2\rho_{TP}} + \epsilon \rho_{TP} \sin \theta}{1 - \frac{G_T^2}{\rho_{TP}^2} \left[R_V \frac{d\rho_V}{dP} + \rho_{LV} \frac{dR_L}{dP} \right]}$$

ANEXO IV

METODO DE BEGGS - BRILL

La forma de aplicar este método es la siguiente:

Primeramente se debe identificar el patrón de flujo en flujo horizontal. Beggs agrupa los patrones de flujo en tres grupos:

FLUJO SEGREGADO	ESTRATIFICADO
	ONDULADO
	ANULAR
FLUJO INTERMITENTE	INTERMITENTE
	ALTERNANTE
FLUJO DISTRIBUIDO	BURBUJEANTE
	DISPERSO

La forma de determinar el patrón de flujo se basa en el número de Froude:

$$NFr = \frac{V_m^2}{g D}$$

donde:

- La velocidad superficial de la mezcla es:

$$V_m = V_{SL} + V_{SV}$$

- Determinación del parámetro X

$$X = \ln \lambda_L$$

- parámetros para los patrones de flujo :

$$L_1 = \exp \left[-4.62 - 3.757X - 0.481X^2 - 0.0207X^3 \right]$$

$$L_2 = \exp \left[1.061 - 4.602X - 1.609X^2 - 0.179X^3 + 0.635 \times 10^{-3} X^4 \right]$$

Determinación del patrón de flujo desarrollado en un flujo horizontal :

$NFr < L_1$	Flujo Segregado
si $NFr > L_1$	Flujo Distribuido
y $NFr > L_2$	
$L_1 < NFr < L_2$	Flujo Intermitente

Determinación de la fracción volumétrica del líquido para flujo horizontal:

Flujo segregado

$$R_L(O) = \frac{0.98 \lambda_L^{0.4846}}{NFr^{0.0868}}$$

$$C+ = (1-\lambda_L) \ln \left[\frac{0.011 N_{LV}^{2.539}}{\lambda_L^{2.768} NFr^{1.014}} \right]$$

$$C- = (1-\lambda_L) \ln \left[\frac{4.7 N_{LV}^{0.1244}}{\lambda_L^{0.3697} NFr^{0.5056}} \right]$$

Flujo Intermitente

$$R_L(O) = \frac{0.845 \lambda_L^{0.5351}}{NFr^{0.0173}}$$

$$C+ = (1-\lambda_L) \ln \left[\frac{2.96 \lambda_L^{0.305} NFr^{0.0978}}{N_{LV}^{0.4473}} \right]$$

$$C^- = (1 - \lambda_L) \ln \left[\frac{4.7 N_{LV}^{0.1244}}{\lambda_L^{0.3402} N_{Fr}^{0.5056}} \right]$$

Flujo Distribuido

$$R_L(\theta) = \frac{1.065 \lambda_L^{0.5824}}{N_{Fr}^{0.0400}}$$

$$C^+ = 0.0$$

$$C^- = (1 - \lambda_L) \ln \left[\frac{4.7 N_{LV}^{0.1244}}{\lambda_L^{0.3402} N_{Fr}^{0.5056}} \right]$$

- Número de la velocidad del líquido :

$$N_{LV} = v_{sl} \left(\frac{\rho_L}{\epsilon \sigma} \right)^{0.25}$$

- Número de la velocidad del vapor :

$$N_{VV} = v_{sv} \left(\frac{\rho_L}{\epsilon \sigma} \right)^{0.25}$$

- Cálculo de la fracción volumétrica del líquido a cualquier ángulo de inclinación:

$$R_L(\theta) = R_L(0) \left[1 + C \left(\operatorname{sen} 1.8 \theta - \frac{1}{3} \operatorname{sen}^3 1.8 \theta \right) \right]$$

para:

$$R_L(0) \geq \lambda_L$$

$$0 \leq R_L(\theta) \leq 1.0$$

- Correlación para el factor de fricción

factor de fricción para flujo homogéneo.

$$f_{NS} = \left[2 \log \left(\frac{NRe_{NS}}{4.5223 \log NRe_{NS} - 3.8215} \right) \right]^{-2}$$

$$NRe_{NS} = \frac{Q_T D}{\mu_{NS}}$$

$$\mu_{NS} = \lambda_L \mu_L + \lambda_V \mu_V$$

factor de fricción para la mezcla bifásica.

$$\frac{f_{TP}}{f_{NS}} = f \left\{ \frac{\lambda_L}{[R_L(\theta)]^2} \right\}$$

$$f_{TP} = f_{NS} e^S$$

$$S = \frac{\ln Y}{-0.0523 + 3.182 \ln Y - 0.8725 (\ln Y)^2 + 0.01853 (\ln Y)^4}$$

$$Y = \frac{\lambda_L}{[R_L(\theta)]^2}$$

Si $1.0 < Y < 1.2$:

$$S = \ln (2.2 Y - 1.2)$$

Empleando las ecuaciones previas, la evaluación de la pérdida de presión total se hará empleando la siguiente ecuación:

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{\frac{f_{TP}}{D} \frac{G_T^2}{2\rho_{TP}} + \rho_{TP} \xi \operatorname{sen} \theta}{1 - \frac{G_T^2}{\rho_{TP}^2} \left[\rho_{LV} \frac{dR_L}{dP} + R_V \frac{d\rho_V}{dP} \right]}$$

donde:

$$\rho_{TP} = R_L(\theta) \rho_L + R_V(\theta) \rho_V$$

$$\rho_{LV} = \rho_L - \rho_V$$

ANEXO V

METODO DE DUKLER_II

La pérdida de presión total dada por el método de Dukler_II

es:

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{\frac{f_{TP}}{D} \frac{G_T^2}{2\rho_{TP}} + \rho_{TP} g \sin \theta}{1 - \frac{G_T^2}{\rho_{TP}^2} \left[\rho_{LV} \frac{dR_L}{dP} + R_V \frac{d\rho_V}{dP} \right]}$$

- Densidad de la mezcla bifásica:

$$\rho_{TP} = \frac{\rho_{NS}}{\beta}$$

- Parámetro de Dukler

$$\beta = \frac{\frac{\rho_L \lambda_L^2}{R_L} + \frac{\rho_V \lambda_V^2}{R_V}}{\rho_{NS}}$$

- Cálculo de la Densidad de la mezcla homogénea:

$$\rho_{NS} = \rho_L \lambda_L + \rho_V \lambda_V$$

- Cálculo de la Fracción volumétrica superficial del vapor:

$$\lambda_V = \frac{X \rho_L}{X \rho_L + (1-X) \rho_V}$$

- Fracción volumétrica superficial del líquido:

$$\lambda_L = 1 - \lambda_V$$

- Densidad de flujo másico:

$$G_T = \frac{W_T}{A}$$

Cálculo de la Fracción Volumétrica del Líquido (HUGHMARK)

- Cálculo del factor de Hughmark

$$\delta = \frac{Re_{TP}^{1/5} NFr^{1/8}}{\lambda_L^{1/4}}$$

- Cálculo del parámetro de Bankoff:

$$\text{Si } \delta \leq 10.0$$

$$k = -0.16367 + 0.31037\delta - 0.03525\delta^2 + 0.001366\delta^3$$

$$\text{Si } \delta > 10.0$$

$$K = -0.75545 + 0.003585\delta - 0.1436 \times 10^{-4} \delta^2$$

- Cálculo de la fracción volumétrica del líquido:

$$R_L = 1 - (1 - \lambda_L) K$$

Cálculo del Factor de Fricción (DUKLER)

- Número de Reynolds de la mezcla:

$$Re_{TP} = \beta Re_{NS}$$

- Factor de fricción ecuación de Colebrook:

$$f_o = \left[2 \log \left[\frac{Re_{TP}}{4.5223 \log Re_{TP} - 3.8215} \right] \right]^{-2}$$

- Factor de fricción de la mezcla bifásica:

$$f_{TP} = f_o \alpha(\lambda_L)$$

- Factor de corrección del factor de fricción:

$$\alpha(\lambda_L) = 1.0 - \frac{\ln \lambda_L}{\xi}$$

$$\xi = 1.281 + 0.478 \ln \lambda_L + 0.444 (\ln \lambda_L)^2 + 0.094 (\ln \lambda_L)^3 + 0.00843 (\ln \lambda_L)^4$$