

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA**



**ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DE PEQUEÑAS CANTIDADES
DE GAS EN AGUA A TRAVÉS DE LA CORRELACIÓN
DE DARCY-WEISBACH**

REALIZADO POR:

Adonis José Romero Muziotti

**Trabajo de Grado Presentado ante la Universidad de Oriente Como
Requisito Parcial Para Optar al Título de:**

INGENIERO MECÁNICO

PUERTO LA CRUZ, DICIEMBRE DEL 2010

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA**



**ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DE PEQUEÑAS CANTIDADES
DE GAS EN AGUA A TRAVÉS DE LA CORRELACIÓN
DE DARCY-WEISBACH**

ASESOR:

Ing. Orlando; Ayala Rodríguez. M. Sc

Asesor Académico

Firma

PUERTO LA CRUZ, DICIEMBRE DEL 2010

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA**



**ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DE PEQUEÑAS CANTIDADES
DE GAS EN AGUA A TRAVÉS DE LA CORRELACIÓN
DE DARCY-WEISBACH**

JURADO:

El jurado hace constar que asignó a esta Tesis la calificación de:

APROBADO

Ing. Orlando Ayala R
Asesor Académico

Prof. Johnny Martínez
Jurado Principal

Prof. Carlos Da'silva
Jurado Principal

PUERTO LA CRUZ, DICIEMBRE DEL 2010

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajo de grado:

“Los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizadas a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo”

DEDICATORIA

A CHÁLOLA por decirme el último día que la vi; “estudia y termina rápido que quiero verte graduado”. Por ti abuela!

A mi Padre Luís Romero por toda su ayuda durante mi carrera y en especial a mi madre Deneissy, por apoyarme en todo momento, por estar conmigo en las buenas y en las malas y ser esa amiga incondicional que tanto hace falta en esos momentos duros. Por eso y por muchas cosas más te amo madre.

A mi amor y más preciada amiga Kenia por todo su apoyo incondicional a lo largo de nuestros días como estudiantes y que siempre estuvo ahí tanto en los momentos malos como buenos. Te amo y nunca tendré palabras para agradecerte todo lo que me has ayudado.

A una persona muy especial en vida y que sin su apoyo y fe en mí, hoy este sueño no sería posible, gracias y mil veces gracias. Nunca se me acabarán las palabras para agradecerte todo lo que has hecho por mí. Hoy este sueño es por ti. Nereida.

A tío Diógenes por todo su apoyo a lo largo de toda mi carrera, gracias tío, siempre tendré presente todos tus consejos.

A ustedes va dedicado con mucho esfuerzo, amor y cariño.

AGRADECIMIENTOS

A mi hermana, tíos, tías, primos y primas quienes de una u otra forma colaboraron para alcanzar esta meta.

A la Universidad de Oriente y sus profesores de los cuales me sentiré orgulloso y agradecido toda mi vida por todas y cada una de las enseñanzas que ayudaron a mi formación.

A Chersia, mi mejor amiga en la Universidad; al mejor grupo de parranda que he podido tener: Solinca (la mejor ex amiga), Cirilo; Carlos, Medero, Sheyla, Josep, Giovanella, Yanetzys. En fin, a todos mis amigos y compañeros de la universidad quienes cada semestre me acompañaron en la continua lucha por alcanzar mis metas.

Al Profesor Orlando Ayala R; a su hijo Orlando Ayala M; por sus asesorías académicas que hizo posible la realización de este trabajo de grado.

Mi querido compadre (Sisso), por todos esos momentos que compartimos juntos en la universidad, gracias.

A TODOS DE CORAZÓN, MUCHAS GRACIAS.

RESUMEN

En el siguiente trabajo se establecieron criterios para proponer modificaciones a la correlación de Darcy-Weisbach, mediante cambios de las propiedades físicas de la mezcla, con la finalidad de ajustarla al uso de flujo bifásico (agua-aire). Este estudio se realizó, considerando flujo homogéneo y variando el contenido de aire a la entrada de una tubería imaginaria. Para ello se realizaron simulaciones con un simulador comercial y una hoja de cálculo (Excel), mediante los cuales se evaluó la caída de presión en tuberías lisas y horizontales. Con los resultados obtenidos se determinó, que los criterios planteados para la propuesta de modificación de la expresión de Darcy-Weisbach eran viables, consistentes y de aceptable exactitud. Esto se logró establecer al compararse los resultados de la propuesta con los resultados de las correlaciones bifásicas de Begg & Brill, Lockhart & Martinelli y Dukler. Igualmente, se pudo observar que los resultados obtenidos con la correlación de Begg & Brill eran irregulares, estableciéndose que la misma presenta problemas en su planteamiento cuando el contenido de aire es pequeño. También, se pudo establecer que los resultados obtenidos con la correlación de Lockhart & Martinelli, a través del simulador no eran los esperados, comprobándose que el simulador comercial tiene un planteamiento distinto para la correlación de Lockhart & Martinelli. Es decir, el simulador no plantea lo establecido por Lockhart & Martinelli en su postulado. Ya que, los resultados obtenidos con las correlaciones bifásicas establecidas no eran confiables, se añadió otra correlación bifásica al estudio, con finalidad de darle sustento a la propuesta planteada. Dicha correlación fue la de Dukler y ésta presentó un comportamiento uniforme en todos los estudios realizados.

CONTENIDO

	Pag.
RESOLUCIÓN	IV
DEDICATORIA	V
AGRADECIMIENTOS	VI
RESUMEN	VII
CONTENIDO	VIII
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	12
1.1 RESEÑA HISTORICA	12
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	14
1.3 OBJETIVOS	15
1.3.1 Objetivo General	15
1.3.2 Objetivos Específicos.....	15
CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO	16
2.1 ANTECEDENTES	16
2.2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS	17
2.2.1 Flujo Monofásico.....	17
2.2.2 Flujos de Líquidos.....	17
2.2.3 Propiedades Físicas de los Fluidos	17
2.2.3.1 Viscosidad	18
2.2.3.2 Densidad específica o absoluta.....	18
2.2.4 Pérdida de Presión debido a la Fricción.....	19
2.2.4.1 Factor de fricción	20
2.2.5 Número de Reynolds	20

2.2.6	Regímenes de flujos	21
2.2.7	Tuberías Hidráulicamente Lisas.....	23
2.3	FLUJO BIFÁSICO.....	24
2.3.1	Patrones de Flujo Bifásico	25
2.3.2	Patrones de Flujos para Flujo Horizontal	26
2.3.2.1	Flujo estratificado	26
2.3.2.2	Flujo intermitente.....	27
2.3.2.3	Flujo anular.....	28
2.3.2.4	Burbujas dispersas y flujo distribuido	29
2.4	DEFINICIONES BÁSICAS PARA EL FLUJO BIFÁSICO	30
2.4.1	Fracción de Líquido (“Hold-Up slip”)	30
2.4.2	Fracción de Líquido sin Deslizamiento “no slip”	31
2.4.3	Velocidad Superficial	32
2.4.4	Velocidad Real.....	33
2.4.5	Densidad Bifásica	34
2.4.6	Viscosidad Dinámica Bifásica	34
2.4.7	Calidad.....	35
2.4.8	Número de Reynolds Bifásico.....	35
2.5	CAÍDA DE PRESIÓN DE FLUIDOS EN TUBERÍAS	36
2.6	CORRELACIONES DE FLUJO MULTIFÁSICOS EN TUBERÍAS	37
2.7	CORRELACIÓN DE LOCKHART & MARTINELLI (1949).....	38
2.7.1	Parámetro “X”	39
2.7.2	Factor de Fricción Bifásico de Lockhart & Martinelli	40
2.8	CORRELACIÓN DE DUKLER (1964).....	42
2.8.1	Factor de Fricción Bifásico de Dukler	43
2.9	CORRELACIÓN DE BEGG & BRILL (1973).....	45
2.9.1	Determinación de los Patrones de Flujos.....	46
2.9.2	Fracción de Líquido “Hold-Up” de Begg & Brill	48

2.9.3	Factor de Fricción Bifásico de Begg & Brill	49
2.10	PROPUESTA DE MODIFICACIÓN A LA CORRELACIÓN DE DARCY-WEISBACH	50
CAPÍTULO 3.	DESARROLLO DEL TRABAJO	52
3.1	METODOLOGÍA	52
3.1.1	Calculo del Gradiente de Presión para Flujo Bifásico	54
3.1.2	Consideraciones para las Modificaciones Propuestas	55
3.1.3	Definición del Caso de Estudio	56
3.1.4	Propiedades Físicas y de Operación de los Fluidos	57
3.1.5	Tasas de los Fluidos	57
3.1.6	Característica de la Línea	59
3.2	DESCRIPCIÓN DEL SIMULADOR (PIPEPHASE)	59
3.2.1	Tipos de Fluidos (Type Fluid).....	60
3.2.1.1	Fluidos composicionales (Compositional).....	60
3.2.1.2	Fluidos monofásicos (No Compositional)	60
3.2.1.3	Composición del crudo (Compositional Blackoil).....	61
3.3	DATOS DE ENTRADA DEL SIMULADOR.....	61
3.3.1	Pantalla de Entrada al Simulador.....	62
3.3.2	Selección del Tipo de Simulación	62
3.3.3	Selección del Tipo de Flujo.....	63
3.3.4	Selección del Sistema de Unidades.....	64
3.3.5	Diagrama de la Tubería Modelo o Imaginaria	65
CAPÍTULO 4.	ANÁLISIS DE RESULTADOS	66
4.1	DIÁMETRO DE UNA PULGADA (1 PULG).....	66
4.1.1	Evaluación de las Correlaciones de Begg & Brill, Lockhart & Martinelli y Darcy-Weisbach para el Cálculo de Caída de Presión en Tuberías Horizontales, variando las condiciones de operación.....	66

4.1.2	Evaluación de las Modificaciones Propuestas para la Correlación Darcy-Weisbach, para el Cálculo de Caída de Presión en Tuberías Horizontales, variando las condiciones de operación.....	71
4.1.3	Comparación de los Resultados de Caída de Presión de las Correlaciones de Flujo Bifásico con la correlación de Darcy-Weisbach con las modificaciones propuestas.....	73
4.2	DIÁMETRO DE UNA PULGADA Y MEDIA (1,5 PULG)	85
	CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	91
5.1	CONCLUSIONES	91
5.2	RECOMENDACIONES	93
	BIBLIOGRAFÍA	94
	APÉNDICES	96
	APÉNDICE A. Muestra de Cálculo	96
	APÉNDICE B. Comparación de Diferentes Modelos para Tuberías de Horizontal.	97
	APÉNDICE C. Recomendaciones del Simulador (Pipephase).....	98
	METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	99

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

1.1 RESEÑA HISTORICA

El estudio del flujo simultáneo de gas y de líquido a través de una tubería, es una de las combinaciones de flujo bifásico más complejas que existen; esto debido a la diversidad de configuraciones relacionadas con la distribución espacial de ambas fases en la tubería y a la compresibilidad de la fase gaseosa.

Estas configuraciones espaciales son conocidas como patrones de flujo. Durante los últimos 60 años se han realizado distintas investigaciones en el campo del flujo multifásico, motivadas principalmente por la necesidad de tener diseños confiables.

Los investigadores han intentado desarrollar correlaciones que permitan predecir la caída de presión, que se produce en tuberías producto del flujo multifásico. Este estudio es complejo debido al número de variables que intervienen y a las variaciones de estas variables.

Las caídas de presión en flujo bifásico, varían mucho con respecto a las que ocurren en flujo monofásico, debido a que existe una fase de gas que puede deslizarse en el líquido. Casi todos los investigadores del problema de pérdida de energía en flujos de dos fases, han separados sus datos experimentales en varios regímenes o patrones de flujos observados. A partir de estas separaciones han desarrollado modelos simplificados, así como también correlaciones empíricas.

Uno de estos modelos, es el de flujo homogéneo, en el cual el flujo bifásico es supuesto como un fluido pseudo homogéneo con una velocidad y propiedades físicas promedios de la mezcla. Entre estos modelos se cuenta el denominado modelo de flujo homogéneo de Wallis [1969].

Entre las correlaciones empíricas se encuentran: Lockhart & Martinelli [1949], Dukler et al. [1964] y Begg & Brill [1973]. Estas correlaciones ofrecen una solución para evaluar las características asociadas con el flujo bifásico. Algunas de estas correlaciones fueron desarrolladas a partir de la década del 40 y todavía son herramientas de cálculo usadas en modernos paquetes de computación.

Cabe destacar que todas estas correlaciones y métodos para el cálculo de caída de presión, tienen un error experimental comprendido entre 15 y 30% en el mejor de los casos.

Durante la realización de esta investigación se trató de desarrollar una correlación que permitiera determinar, el gradiente de presión por fricción en tuberías para flujo bifásico. La idea principal del trabajo era proponer modificaciones a la correlación de Darcy-Weisbach. Dicha modificación debía ser lo más sencilla y práctica posible. Con el fin de lograr este objetivo se realizaron simulaciones con un simulador comercial y una hoja de cálculo, validando los resultados obtenidos mediante las correlaciones de flujo bifásico.

La otra parte del trabajo consistió, en observar el comportamiento de las correlaciones de Begg & Brill y Lockhart & Martinelli, cuando estas operaban con bajo contenido de gas (aire).

1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Pocos problemas de flujo multifásico, pueden ser solucionados con un grado de exactitud aceptable al usar ecuaciones diseñadas para aplicaciones idealizadas. Para los propósitos de diseño en ingeniería se han desarrollado varias formulas empíricas, ajustándose a circunstancias particulares en la predicción de la caída de presión en tuberías. Debido a la variedad de fluidos que se utilizan en los procesos industriales modernos, una ecuación que pueda ser usada para cualquier fluido ofrece ventajas obvias.

La mayoría de los trabajos de investigación para el cálculo de caída de presión en tuberías horizontales para flujo bifásico, se han enfocados en los patrones de flujos, estratificados e intermitente. Es decir los estudios se han realizados para tasas de gas relativamente altas. Por ello la necesidad de realizar un estudio cuando el patrón de flujo, sea considerado como flujo distribuido. Es decir que el contenido de líquido sea alto y la tasa de gas pequeña.

El presente trabajo de investigación tiene como finalidad, determinar la influencia de pequeñas cantidades de gas (aire) en agua en la correlación de Darcy-Weisbach, para ello se propondrá modificaciones al factor de fricción, a través de las propiedades físicas del fluido, tales como: la densidad y la viscosidad de la mezcla. Se observará dicha influencia en el comportamiento de la caída de presión para tuberías horizontales. Finalmente, se analizará el comportamiento en la caída de presión para tuberías horizontales, con las correlaciones de flujo bifásico: de Begg & Brill y de Lockhart & Martinelli, y se compararan los resultados obtenidos con la propuesta de modificación de Darcy-Weisbach.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 Objetivo General

Determinar la influencia en la caída de presión de pequeñas cantidades de gas en agua a través de las correlaciones de Darcy-Weisbach y de flujo bifásico.

1.3.2 Objetivos Específicos

- 1** Evaluar las correlaciones de Begg & Brill y de Lockhart & Martinelli para el cálculo de caída de presión en tuberías horizontales, variando las condiciones de operación.
- 2** Evaluar la correlación de Darcy-Weisbach para el cálculo de caída de presión en tuberías horizontales, variando las condiciones de operación.
- 3** Proponer modificaciones a la correlación de Darcy-Weisbach para el flujo agua-gas, variando el factor de fricción mediante el ajuste de las propiedades física de la mezcla.
- 4** Evaluar las modificaciones propuestas para la correlación Darcy-Weisbach, para el cálculo de caída de presión en tuberías horizontales, variando las condiciones de operación.
- 5** Comparar los resultados de caída de presión de las correlaciones de flujo bifásico con la correlación de Darcy-Weisbach con las modificaciones propuestas.

CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES

Durante la etapa de investigación, se revisaron algunos trabajos de grado los cuales sirvieron de referencia para el presente trabajo.

En el año 2009, Rubén Yépez ^[1], realizó un estudio que permitió a PDVSA, obtener los diámetros adecuados de las tuberías para los fluidos (crudo multifásico, crudo limpio y gas), que se transportarían en la Faja petrolífera del Orinoco (FPO) desde las macollas a los centros operativos y de éstos a los patios tanques o centros de entrega de gas. Los resultados que se obtuvieron en este trabajo fueron a través de un simulador comercial (Pipephase). Mostrando las caídas de presiones permisibles para cada diámetro de tubería.

En el año 2006, Jorge Ramos ^[2], realizó un análisis hidráulico al sistema de recolección de flujo multifásico del Campo San Joaquín. El análisis le permitió establecer el comportamiento del sistema, bajo un incremento de la producción para los niveles de presión de 60 y 450 psi del Campo. Determinándose que el sistema cumplía con las normas establecidas para el manejo de flujo multifásico.

En el año 2005, Carlos Marcano ^[3], hizo un trabajo que se basó en comparar el Método Unificado de Cálculo con un simulador comercial (Pipephase), para el cálculo de la caída de presión en tuberías con flujo multifásico.

Determinándose que los resultados que se obtuvieron con el Método Unificado de Cálculo, tanto en la caída de presión, como en la determinación del “Hold-Up” presentaban una desviación del 10% en comparación con los resultados obtenidos con el simulador comercial.

2.2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.2.1 Flujo Monofásico

Este tipo de flujo se caracteriza porque se encuentra en una sola fase, ya sea una fase líquida, sólida o gaseosa. El flujo monofásico se puede clasificar como: laminar, turbulento, estacionarios, uniforme, no uniforme, reversible no reversible, rotacional, no rotacional ^[3].

2.2.2 Flujos de Líquidos

En los flujos de líquidos, las propiedades físicas del fluido se pueden suponer constantes. Con respecto a la densidad, esto significa que el fluido es incomprensible y ésta no varía por la disminución de la presión, a lo largo de la trayectoria del flujo y con respecto a la viscosidad del líquido se satisfacen las condiciones de flujo isotérmico ^[4].

2.2.3 Propiedades Físicas de los Fluidos

Las características físicas de un líquido que fluye se deben conocer para predecir la caída de presión en la tubería. Las dos características que entran en la solución de la mayoría de los problemas del flujo de fluido son: la viscosidad y la densidad ^[3].

2.2.3.1 Viscosidad

Expresa la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa. También es una medida de resistencia al deslizamiento o a sufrir deformaciones internas. La viscosidad se divide en dos: viscosidad absoluta o dinámica y viscosidad cinemática.

La unidad de viscosidad dinámica en el sistema internacional (SI), es el pascal segundo (Pa s) o también newton segundo por metro cuadrado (N s/m^2), o sea kilogramo por metro segundo (kg/m s). La unidad más utilizada para la viscosidad, es el centipoise (cP).

La viscosidad cinemática, es el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad. En el sistema internacional (SI) la unidad de viscosidad cinemática, es el metro cuadrado por segundo (m^2/s). La unidad CGS correspondiente, es el stoke (St) con dimensiones de centímetro cuadrado por segundo y el centistoke (cSt), 10^2 Stokes, que es el múltiplo más utilizado. La viscosidad cinemática viene dada por la expresión [5]:

$$v = \mu/\rho \quad (2.1)$$

Donde:

μ = Viscosidad absoluta del líquido, kg/m s ($\text{lb}_m/\text{pie s}$).

ρ = Densidad del líquido, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

2.2.3.2 Densidad específica o absoluta

La densidad de algunos líquidos, es fundamentalmente una función de la temperatura.

Sin embargo, la densidad puede variar a muy altas presiones, estas variaciones para todos los cálculos prácticos se pueden despreciar. La densidad viene dada por ^[5]:

$$\rho = m/v \quad (2.2)$$

Donde:

m = Masa, kg (lb_m).

v = Volumen, m³ (pie³).

2.2.4 Pérdida de Presión debido a la Fricción

El flujo de los fluidos en tuberías está siempre acompañado de rozamiento de las partículas del fluido entre sí, y consecuentemente, por la pérdida de energía disponible; en otras palabras, tiene que existir una pérdida de presión en el sentido del flujo. Una ecuación general para la caída de presión debido a la fricción, es la ecuación de Darcy-Weisbach (designada a menudo simplemente como Darcy).

Esta ecuación se puede derivar por análisis dimensional, a excepción del factor de fricción f, que se debe determinar experimental. La fórmula de Darcy se expresa en pascal como ^[5]:

$$\Delta P = \frac{f L \rho V^2}{2 D C} \quad (2.3)$$

Donde:

ΔP = Caída de presión, Pa (psi).

f = Factor de fricción.

L = Longitud de la tubería, m (pie).

ρ = Densidad del líquido, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

V = Velocidad del líquido, m/s (pie/s).

D = Diámetro, m (pulg).

$C = 144$ (Factor cuyo valor depende de las unidades usadas).

2.2.4.1 Factor de fricción

Es un factor adimensional que depende de la velocidad del fluido (v), del diámetro de la tubería (d), de la densidad (ρ), de la viscosidad (μ) del fluido y de la rugosidad de la tubería (e) ^[5].

$$f = F(V, \rho, \mu, D, e) \quad (2.4)$$

Donde:

V = Velocidad del fluido, m/s (pie/s).

ρ = Densidad del líquido, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

μ = Viscosidad absoluta del fluido, kg/m s ($\text{lb}_m/\text{pie s}$).

D = Diámetro de la tubería, m (pulg).

e = Rugosidad absoluta de la tubería, mm (pulg).

2.2.5 Número de Reynolds

Las investigaciones de Osborne Reynolds, demostraron que existen distintos regímenes de flujo en tuberías. Y estos regímenes dependían, del diámetro de la tubería, de la densidad, la viscosidad del fluido y de la velocidad del flujo.

La combinación de estas cuatro variables, da un valor numérico adimensional conocido como el número de Reynolds, que puede considerarse como la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido, respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad. El número Reynolds, indica de manera cuantitativa en qué régimen de flujo se encuentra un fluido.

Si el $Re \leq 2.000$, se establece que el flujo se encuentra en régimen laminar; si el Re está comprendido entre $2.000 \leq Re \leq 4.000$, el flujo está en régimen de transición, pero si el $Re \geq 4.000$ el flujo se encuentra en régimen turbulento. El número de Reynolds, viene dado por la expresión [6]:

$$R_e = \frac{\rho V D}{\mu} \quad (2.5)$$

Donde:

ρ = Densidad del fluido, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

μ = Viscosidad absoluta del fluido, kg/m s ($\text{lb}_m/\text{pie s}$).

D = Diámetro de la tubería, m (pulg).

V = Velocidad media del fluido, m/s (pie/s).

2.2.6 Regímenes de flujos

Los Regímenes de flujo de fluidos en tuberías, se clasifican como: flujo laminar, flujo de transición y flujo turbulento [5].

Flujo laminar, este flujo existe a velocidades más bajas que la crítica. Este tipo de régimen se caracteriza por el deslizamiento de capas cilíndricas concéntricas una sobre la otra de manera ordenada.

La velocidad del fluido, es máxima en el eje de la tubería y disminuye rápidamente hasta anularse en la pared de la tubería, en la Fig. 2.1-A, se puede apreciar el comportamiento de este tipo de régimen.

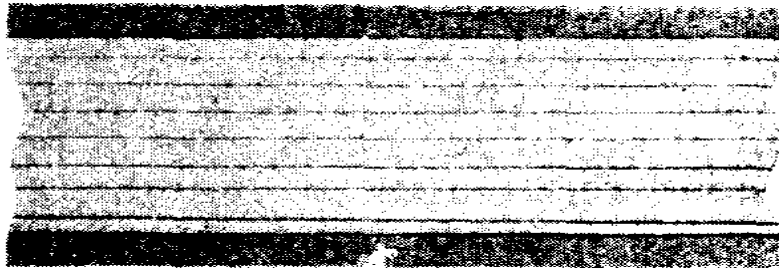


Figura 2.1-A. Fotografía de los Filamentos Coloreados que se Transportan sin Turbulencia por la Corriente da Agua (Flujo Laminar).

Flujo de transición, este flujo se caracteriza porque las láminas continúan moviéndose en líneas rectas, hasta que alcanza una velocidad en donde las láminas comienzan a ondularse y se rompen en forma brusca y difusa, según se ve en la Fig. 2.1-B. Esto ocurre en la llamada velocidad crítica.

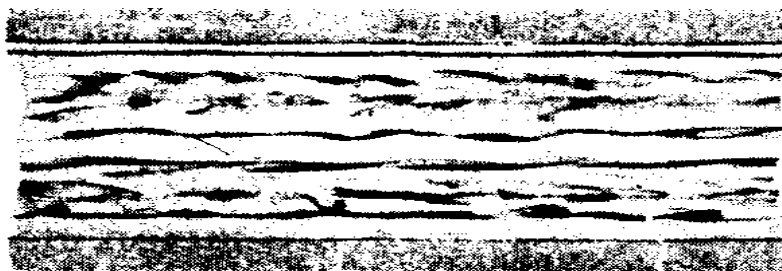


Figura 2.1-B. Fotografía de los Filamentos Coloreados que se Transportan cuando empieza la Turbulencia por la Corriente da Agua (Flujo Crítico o de Transición).

Flujo Turbulento, este flujo se caracteriza por velocidades mayores a la crítica, provocando movimientos irregulares e indeterminados de las partículas del fluido en direcciones transversales a la dirección principal del flujo. La distribución de velocidades en el régimen turbulento, es más uniforme a través del diámetro de la tubería que en régimen laminar.

A pesar de que existe un movimiento turbulento a través de la mayor parte del diámetro de la tubería, siempre hay una pequeña capa de fluido en la pared de la tubería, conocida como la “capa periférica” o “subcapa laminar”, que se mueve en régimen laminar, según se indica en la Fig. 2.1-C.



Figura 2.1-C. Fotografía de los Filamentos Coloreados que se Transportan con Turbulencia por la Corriente da Agua (Flujo Turbulento).

2.2.7 Tuberías Hidráulicamente Lisas

En una tubería hidráulicamente lisa se desarrolla una subcapa laminar, cuyo espesor es bastante mayor que la rugosidad. De acá que las irregularidades del contorno quedan dentro de la subcapa laminar y por lo tanto no tienen significado para el cálculo de f . En una tubería lisa, f es una función del número de Reynolds:

$$f = F(R_e) \quad (2.6)$$

Blasius estudió experimentalmente el comportamiento de las tuberías lisas estableciendo que, para $Re < 100.000$:

$$f = \frac{0,316}{Re^{0,25}} \quad (2.7)$$

Para régimen turbulento ($5^3 < Re < 10^6$) y tuberías lisas, con estudios teóricos y ajustando experimentalmente los coeficientes, Karmán y Prandtl dedujeron la siguiente ecuación [7]:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log(Re \sqrt{f}) - 0,8 \quad (2.8)$$

2.3 Flujo Bifásico

El flujo bifásico (líquido/gas) es el movimiento de la mezcla de fluidos que presentan diferencias en sus propiedades. Una de las características importantes de estos sistemas, es la variación de sus propiedades físicas y termodinámicas con la composición de la mezcla en términos de fracción molar o en peso.

La Fig. 2.2 muestra las distintas combinaciones de flujo multifásico existentes en la producción de hidrocarburos. Para diferenciar la corriente de gas y de líquido, se utilizan las letras G y L respectivamente.

La combinación Gas-Líquido es la más compleja, ya que cambian las características de una interface deformable y la compresibilidad de una de las fases. Además, esta combinación es la más importante en las aplicaciones cotidianas de ingeniería, el flujo Gas-Líquido se encuentra en forma vertical, horizontal o inclinada.

Adicionalmente las fases pueden fluir simultáneamente hacia arriba, hacia abajo o contra flujo.

El problema del flujo horizontal es tan complejo como el del flujo bifásico vertical. Una consecuencia del flujo multifásico, es la acumulación de líquido dentro de la tubería. La acumulación de líquidos es una fracción que varía entre cero para flujo monofásico de gas y uno para flujo monofásico de líquido [2].

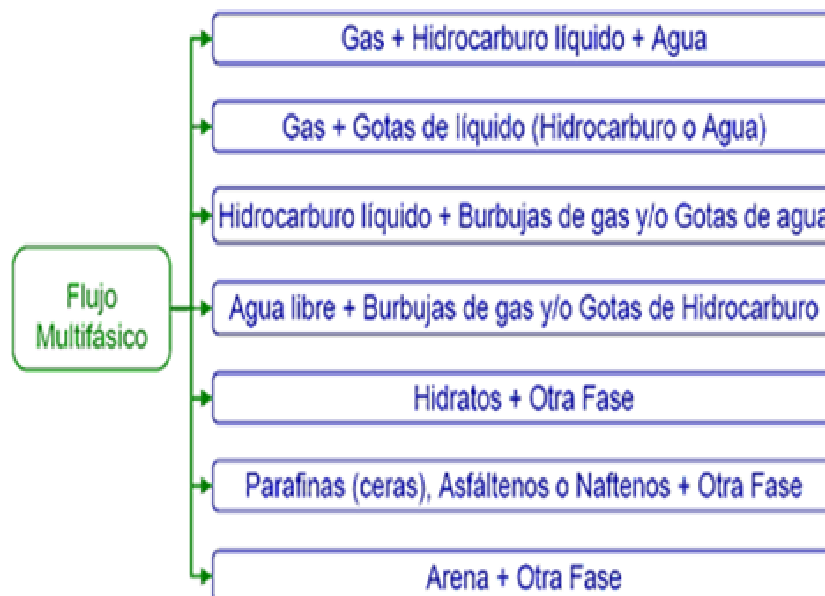


Figura 2.2. Flujos Multifásicos en la Producción de Hidrocarburos.

2.3.1 Patrones de Flujo Bifásico

Cuando dos fluidos con diferentes propiedades se desplazan simultáneamente a través de una línea, la fase gaseosa y la líquida se distribuyen dentro de la misma formando diferentes configuraciones, las cuales reciben el nombre de patrones o regímenes de flujo [3].

La existencia de patrones de flujo en un sistema bifásico, depende de las siguientes variables:

- Parámetros operaciones, es decir tasas de flujo de gas y líquido.
- Variables geométricas, incluyendo diámetro de la tubería e inclinación de la misma.
- Las propiedades físicas de las dos fases como; densidad, viscosidad y tensión superficial del gas y del líquido.

2.3.2 Patrones de Flujos para Flujo Horizontal

Muchos investigadores han tratado de predecir y clasificar los patrones de flujo, para varias condiciones y muchos nombres les han sido asignados para las diferentes configuraciones.

En la mayoría de los casos se definen cuatro patrones principales de flujo, para describir el flujo en una tubería horizontal o ligeramente inclinada, los cuales son: Flujo Estratificado, Flujo Intermitente, Flujo Anular y Flujo Distribuido ^[8].

2.3.2.1 Flujo estratificado

Abreviado como “St” ocurre a tasas relativamente bajas de gas y líquido. Las dos fases son separadas por la gravedad, donde la fase líquida fluye al fondo de la tubería y la fase gaseosa en el tope.

Este patrón es subdividido en “Estratificado suave liso” (SS), donde la interfase gas-líquido es lisa. Y “Estratificado ondulado” (SW), se produce a tasas relativamente más alta de gas, donde se forman ondas estables sobre la interfase gas-líquido.

En las Figs. 2.3 y 2.4, se pueden observar dichos patrones ^[8].

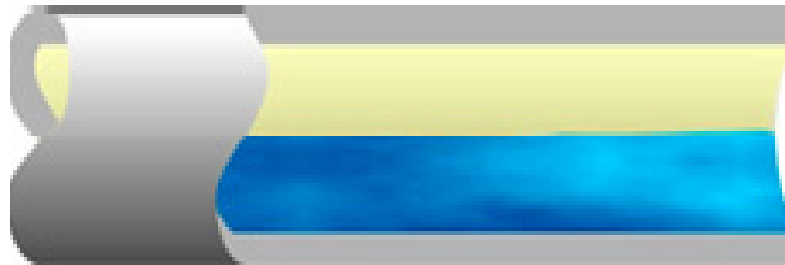


Figura 2.3. Flujo Estratificado Liso (SS).



Figura 2.4. Flujo Estratificado Ondulado (SW).

2.3.2.2 Flujo intermitente

Abreviado como “I”, el flujo intermitente es caracterizado por flujo alternado de líquido y gas formándose “tapones” o “babosa de líquidos”. Los cuales llenan el área transversal de la tubería siendo separados por bolsillos de gas, que tienen una capa líquida estratificada fluyendo en el fondo de la tubería.

El líquido en el cuerpo del tapón podría ser aireado por pequeñas burbujas, las cuales son concentradas en el frente del tapón y al tope de la tubería. El patrón de flujo intermitente es dividido en patrones de flujo tipo “tapón” (SL), y en patrones tipo “burbujas alargadas” (EB). En las Figs. 2.5 y 2.6, se pueden observar dichos patrones ^[8].



Figura 2.5. Flujo Tapón de Líquido (SL).

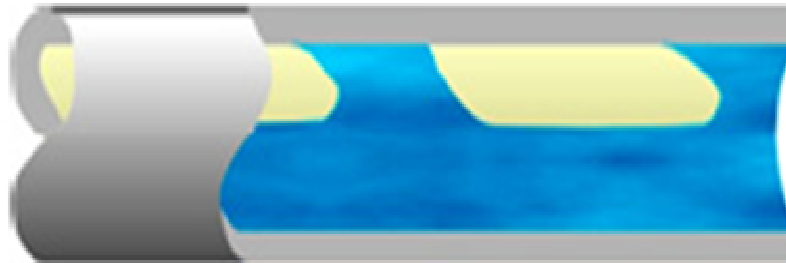


Figura 2.6. Flujo Burbuja Alargada (EB).

2.3.2.3 Flujo anular

Abreviado como “A”, ocurre a altas tasas de gas. El líquido fluye como una película anular de espesor variable a lo largo de la pared, mientras que el gas fluye como un núcleo a alta velocidad en el centro. Existiendo deslizamiento entre las fases.

Parte del líquido es extraído fuera de la película por el gas y llevado al centro como gotas arrastradas, la película anular en la pared es más espesa en el fondo que en el tope de la tubería.

En la Fig. 2.7, se puede observar dicho patrón ^[8].

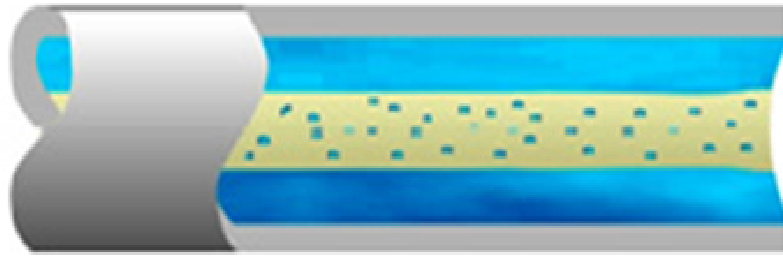


Figura 2.7. Flujo Anular (A).

2.3.2.4 Burbujas dispersas y flujo distribuido

Abreviado como “BD”, éste patrón se subdivide en “burbujas dispersas” y “flujo distribuido”. Ocurre a altas tasas de flujo líquido, la fase líquida es la fase continua y la fase gaseosa es la dispersa como burbujas discretas. A medida que las tasas de líquido son mayores, las burbujas de gas son más uniformemente dispersas en el área transversal de la tubería.

Bajo condiciones de flujo disperso o distribuido, debido a las altas tasas de líquido las dos fases están moviéndose a la misma velocidad y el flujo es considerablemente homogéneo.

En las Figs. 2.7 y 2.8, se pueden observar dichos patrones.^[8]

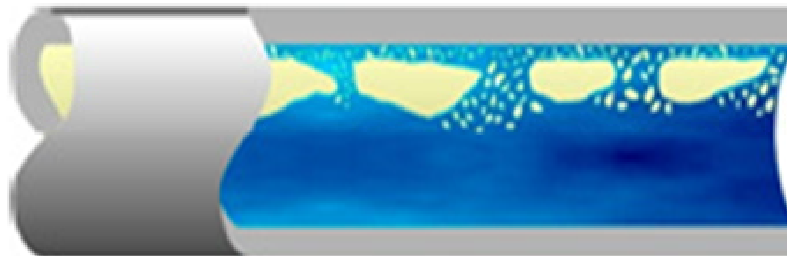


Figura 2.8. Flujo Burbuja Dispersa (BD).

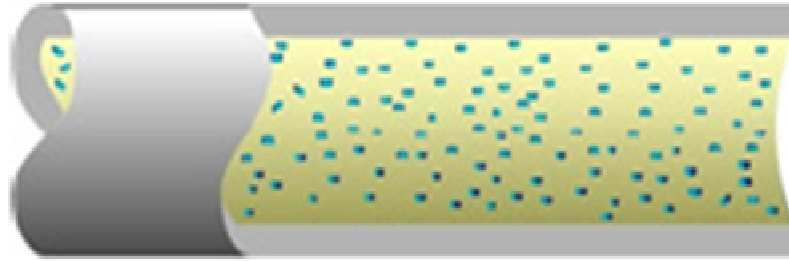


Figura 2.9. Flujo distribuido.

2.4 Definiciones Básicas Para el Flujo Bifásico

El cálculo del gradiente de presión requiere conocer la velocidad y las propiedades de los fluidos, tales como: densidad, viscosidad, entre otras. Cuando estas variables son calculadas para el flujo bifásico, se utilizan ciertas reglas de mezcla y definiciones únicas ^[3].

2.4.1 Fracción de Líquido (“Hold-Up slip”)

La fracción de líquido o retención de líquido, se define como la relación entre la cantidad de volumen de líquido en un segmento de línea y el volumen total de dicho segmento:

$$H_L = \frac{\text{Volumen de un Líquido en un Segmento de Línea}}{\text{Volumen del Segmento de Línea}} \quad (2.9)$$

La definición de “ H_L ” varía entre: cero para la fase completamente gaseosa y uno para la fase completamente líquida. El volumen restante de la línea ocupado por el gas se denomina “Hold-Up” de gas o fracción de vacío (ver Fig. 2.10). La fracción de vacío se expresa de la siguiente manera ^[8]:

$$\alpha_g = 1 - H_L \quad (2.10)$$

Donde:

α_g = Fracción de Vacío o “Hold-up” de gas.

H_L = Fracción de líquido o “Hold-up”.

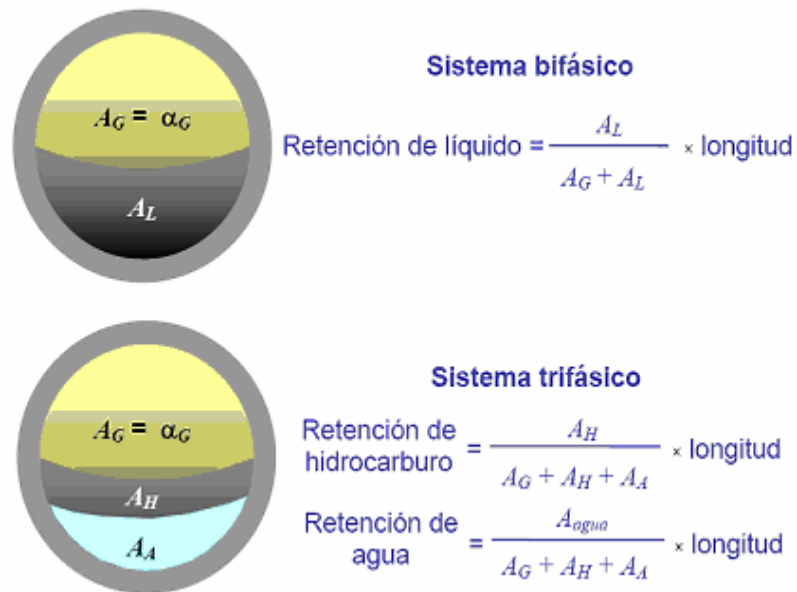


Figura 2.10. Fracción de Líquido “Hold-Up”.

2.4.2 Fracción de Líquido sin Deslizamiento “no slip”

La fracción de líquido sin deslizamiento, algunas veces llamado contenido de líquido de entrada, es definido como la relación del caudal del líquido entre el caudal del líquido más el del gas en la entrada de la tubería.

El contenido de líquido de entrada, es la aproximación más simple para estimar el “Hold-up”, debido a que supone que ambas fases fluyen a la misma velocidad (flujo homogéneo), es decir, no hay deslizamiento entre ellas (“no slip”) [9].

$$\lambda_L = \frac{Q_L}{(Q_L + Q_G)} = \frac{V_{SL}}{V_m} \quad (2.11)$$

Donde:

Q_L = Tasa de flujo de líquido, m³/s (pie³/s).

Q_G = Tasa de flujo de líquido, m³/s (pie³/s).

V_{SL} = Velocidad superficial del líquido, m/s (pie/s).

V_m = Velocidad de la mezcla, m/s (pie/s).

2.4.3 Velocidad Superficial

La velocidad superficial de una fase fluida, es la velocidad que esta fase exhibiría si fluyera sola a través de la sección transversal de la línea. La velocidad superficial representa la tasa de flujo volumétrico de una de las fases por unidad de área, viene dada por la expresión ^[9]:

$$V_{SL} = Q_L/A \quad (2.12)$$

$$V_{SG} = Q_G/A \quad (2.13)$$

Donde:

Q_L = Tasa de flujo de líquido, m³/s (pie³/s).

Q_G = Tasa de flujo de líquido, m³/s (pie³/s).

A = Área transversal de la tubería, m² (pulg²).

La velocidad superficial bifásica, es el flujo volumétrico total por unidad de área y está dada por:

$$V_m = \frac{Q_L + Q_G}{A} = V_{SL} + V_{SG} \quad (2.14)$$

Donde:

Q_L = Tasa de flujo de líquido, m³/s (pie³/s).

Q_G = Tasa de flujo de gas, m³/s (pie³/s).

A = Área transversal de la tubería, m² (pulg²).

V_{SL} = Velocidad superficial del líquido, m/s (pie/s).

V_{SG} = Velocidad superficial del gas, m/s (pie/s).

2.4.4 Velocidad Real

La velocidad real o actual de la fase, es el caudal volumétrico entre el área que ocupa dicha fase. De esta manera para líquido o gas la velocidad actual se puede hallar con las siguientes expresiones ^[9]:

$$V_L = \frac{Q_L}{A \cdot H_L} = \frac{V_{SL}}{H_L} \quad (2.15)$$

$$V_G = \frac{Q_G}{A \cdot (1 - H_L)} = \frac{V_{SG}}{1 - H_L} \quad (2.16)$$

Donde:

Q_L = Tasa de flujo de líquido, m³/s (pie³/s).

Q_G = Tasa de flujo de gas, m³/s (pie³/s).

A = Área transversal de la tubería, m² (pulg²).

V_{SL} = Velocidad superficial del líquido, m/s (pie/s).

V_{SG} = Velocidad superficial del gas, m/s (pie/s).

H_L = Fracción de líquido o “Hold-up”.

2.4.5 Densidad Bifásica

El cálculo de la densidad bifásica se realiza a través del “Hold Up”, con o sin deslizamiento, se expresa como ^[9]:

Densidad con deslizamiento:

$$\rho_m = (\rho_L * H_L) + \rho_G(1 - H_L) \quad (2.17)$$

Densidad sin deslizamiento:

$$\rho_{ms} = (\rho_L * \lambda_L) + \rho_G(1 - \lambda_L) \quad (2.18)$$

Donde:

ρ_L = Densidad del líquido, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

ρ_G = Densidad del gas, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

H_L = Fracción de líquido o “Hold-Up”.

λ_L = Contenido de líquido sin deslizamiento.

2.4.6 Viscosidad Dinámica Bifásica

El cálculo de la viscosidad dinámica bifásica, se realiza a través del “Hold Up”, con o sin deslizamiento, se expresa como ^[9]:

Viscosidad con deslizamiento:

$$\mu_m = (\mu_L * H_L) + \mu_G(1 - H_L) \quad (2.19)$$

Viscosidad sin deslizamiento:

$$\mu_{mez} = (\mu_L * \lambda_L) + \mu_G(1 - \lambda_L) \quad (2.20)$$

Donde:

μ_L = Viscosidad absoluta del líquido, kg/m s (lb_m/pie s).

μ_G = Viscosidad absoluta del gas, kg/m s (lb_m/pie s).

H_L = Fracción de líquido o "Hold-Up".

λ_L = Contenido de líquido sin deslizamiento.

2.4.7 Calidad

Es el cociente del flujo másico del gas entre el flujo de másico total, se expresa como ^[9]:

$$X = \frac{W_G}{W_L + W_G} = \frac{W_G}{W_m} \quad (2.21)$$

Donde:

W_L = Flujo másico del líquido, kg/h (Lb_m/h).

W_G = Flujo másico del gas, kg/h (Lb_m/h).

W_m = Flujo másico total o de la mezcla, kg/h (Lb_m/h).

2.4.8 Número de Reynolds Bifásico

Al igual que para flujo monofásico el número de Reynolds bifásico depende del diámetro de la tubería, de la densidad de la mezcla, la viscosidad y la velocidad de la mezcla ^[9].

$$Re_m = \frac{\rho_{ns} V_m D}{\mu_m} \quad (2.22)$$

Donde:

ρ_{ns} = Densidad de la mezcla sin deslizamiento, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

μ_m = Viscosidad absoluta de la mezcla, $kg/m \text{ s}$ ($lb_m/pie \text{ s}$).

D = Diámetro de la tubería, m (pulg).

V_m = Velocidad media de la mezcla, m/s (pie/s).

2.5 Caída de Presión de Fluidos en Tuberías

En el flujo de fluidos bifásicos en tuberías, es de importancia conocer las ecuaciones que permiten determinar la caída de presión.

La ecuación general del gradiente de presión aplicada a todo tipo de flujo de fluidos en una tubería y para múltiples ángulos de inclinación; es derivada de la ecuación general de la conservación de la energía mecánica y tiene la siguiente forma [9]:

$$\Delta P = \frac{f L \rho_{ns} V_m^2}{2 D C} + \frac{L \rho_{ns} g \cos \alpha}{C} + \frac{L \rho_{ns} V_m dV^2}{C dL} \quad (2.23)$$

Donde:

ΔP = Caída de presión total del sistema, Pa (psi).

ρ_{ns} = Densidad de la mezcla sin deslizamiento, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

g = Aceleración de la gravedad, m/s^2 (pie/s^2).

C = 144 (Factor cuyo valor depende de las unidades usadas).

- α = Ángulo de inclinación con respecto a la horizontal, radianes.
 f = Factor de fricción.
 D = Diámetro de la tubería, m (pulg).
 V_m = Velocidad del fluido, m/s (pie/s).
 dV/dL = Componente de aceleración, s^{-1} .

La caída de presión total del sistema puede expresarse, en función de sus tres componentes fundamentales, de la siguiente manera:

$$(\Delta P)_{TOTAL} = (\Delta P)_{FRICCIÓN} + (\Delta P)_{ELEVACIÓN} + (\Delta P)_{ACELERACIÓN} \quad (2.24)$$

Para flujo horizontal el gradiente de presión total, se reduce al gradiente de presión por fricción; ya que el gradiente por elevación es cero y el gradiente por aceleración se puede despreciar dependiendo del caso. Quedando el gradiente de presión total como:

$$(\Delta P)_{TOTAL} = (\Delta P)_{FRICCIÓN} \quad (2.25)$$

Donde:

ΔP = Caída de presión total del sistema, Pa (psi).

ΔP_F = Caída de presión por fricción, Pa (psi).

2.6 Correlaciones de Flujo Multifásicos en Tuberías

Diversos investigadores han desarrollado diferentes correlaciones de flujo multifásico en tuberías verticales y horizontales^[9].

Basándose en los principios termodinámicos y de flujo de fluidos, pero principalmente en observaciones empíricas limitadas por: caídas de presión por fricción, geometría de la tubería, características de los fluidos utilizados, condiciones de flujo y relaciones líquido-gas.

No existe una correlación que sea la más adecuada para utilizarla en todas las aplicaciones. Cuando se utiliza algún modelo o correlación se deben examinar los datos del sistema, en los cuales está basada. Es decir, si el modelo o correlación es compatible físicamente con los datos del sistema propuesto para su aplicación.

2.7 Correlación de Lockhart & Martinelli (1949)

El modelo separado se limita al cálculo de las pérdidas de presión por fricción en tuberías horizontales. En él, la fase gaseosa y la fase líquida se suponen por separado. Este modelo se basa, en el concepto de diámetro hidráulico para cada una de las fases. En donde la fase gaseosa fluye en la parte superior de la tubería y la fase líquida en la parte inferior de la tubería.

Para obtener una solución bifásica se requiere la combinación de las dos fases, para ello Lockhart & Martinelli estableció un parámetro denominado "X". Los datos experimentales con los cuales trabajó Lockhart & Martinelli fueron ^[11]:

- Propiedades de Índice 0,0027 a 0,0105.
- Calidad de 0,01 a 1%.
- Presión promedio de 107 a 420 kPa (15,6 a 61,1 psi).
- Diámetro de la tubería de 0,148 a 2,582 cm (0,0586 a 1,017 Pulg).

2.7.1 Parámetro “X”

Para el cálculo del parámetro “X”, se requiere del cálculo del gradiente de presión por fricción para las dos fases:

$$\Delta P_{SL} = \frac{f_L L \rho_L V_{SL}^2}{2 D C} \quad (2.26)$$

$$\Delta P_{SG} = \frac{f_G L \rho_G V_{SG}^2}{2 D C} \quad (2.27)$$

$$X = \sqrt{\frac{\Delta P_{SL}}{\Delta P_{SG}}} \quad (2.28)$$

Donde:

ΔP_{SL} = Caída de presión para la fase líquida, Pa (psi).

ΔP_{SG} = Caída de presión para la fase gaseosa, Pa (psi).

V_{SL} = Velocidad superficial del líquido, m/s (pie/s).

V_{SG} = Velocidad superficial del gas, m/s (pie/s).

f_L = Factor de fricción del líquido.

f_G = Factor de fricción del gas.

L = Longitud de la tubería, m (pie).

ρ_L = Densidad del líquido, kg/m³ (lb_m/pie³).

ρ_G = Densidad del gas, kg/m³ (lb_m/pie³).

D = Diámetro, m (pulg).

C = 144 (Factor cuyo valor depende de las unidades usadas).

Lockhart & Martinelli graficó el comportamiento del parámetro “X” y el contenido de líquido “ λ_L ” en función del parámetro “X” (ver Fig. 2.11).

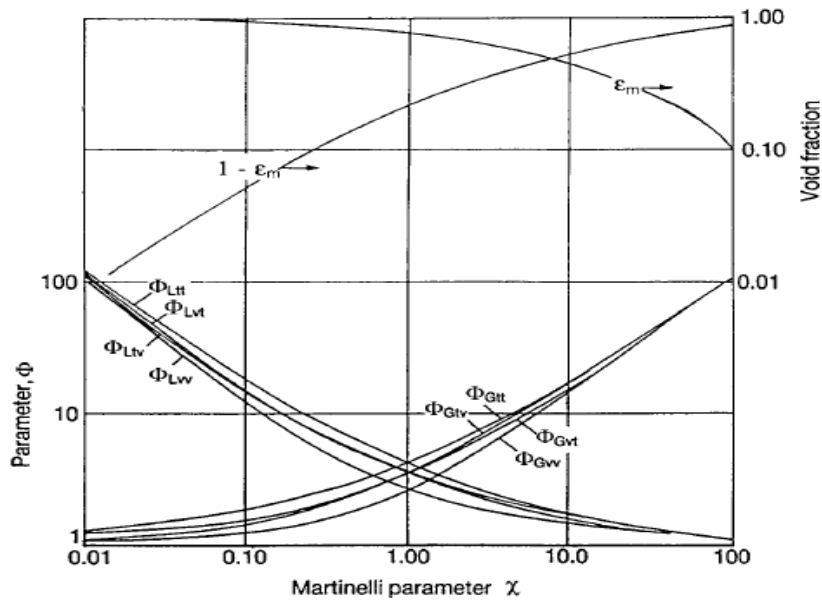


Figura 2.11. Parámetro “ ϕ ” y el Contenido de Líquido “ λ_L ” en función del Parámetro “ χ ”

2.7.2 Factor de Fricción Bifásico de Lockhart & Martinelli

Lockhart & Martinelli consideraron cuatro posibles combinaciones de flujos bifásicos, a las cuales denominaron flujos mecánicos. Con estas combinaciones se calcula el factor de fricción (ver Tabla 2.1).

Tabla 2.1. Combinaciones de los Distintos Flujos Bifásicos y las Variables que Intervienen en el Factor de Fricción Bifásico

Líquido	Gas	C	n	m	C_L	C_G
Turbulento	Turbulento	20	0,2	0,2	0,184	0,184
Laminar	Turbulento	12	1	0,2	64	0,184
Turbulento	Laminar	10	0,2	1	0,184	64
Laminar	Laminar	5	1	1	64	64

El factor de fricción para cada fase se calcula con las siguientes expresiones:

$$f_L = C_L^n * R_{eL} \quad (2.29)$$

$$f_G = C_G^m * R_{eG} \quad (2.30)$$

El factor de fricción bifásico con:

$$f_{tp} = \Phi^2 * f_L \quad (2.31)$$

El término “ ” con la expresión:

$$\Phi^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad (2.32)$$

Y el gradiente de presión bifásico con la siguiente expresión:

$$\Delta P = \frac{L f_{tp} \rho_L V_{sL}^2}{2 D C} \quad (\text{Ec.2.33})$$

Donde:

ΔP = Gradiente de presión bifásico, Pa (psi).

L = Longitud de la tubería, m (pie).

f_{tp} = Factor de fricción bifásico.

ρ_L = Densidad del líquido, kg/m³ (lb_m/pie³).

V_{sL} = Velocidad superficial del líquido, m/s (pie/s).

D = Diámetro, m (pulg).

C = 144 (Factor cuyo valor depende de las unidades usadas).

f_L = Factor de fricción del líquido.

f_G = Factor de fricción del gas.

Re_L = Número de Reynolds para la fase líquida.

Re_G = Número de Reynolds para la fase gaseosa.

2.8 Correlación de Dukler (1964)

La correlación desarrollada por Dukler, está limitada para las condiciones de flujo horizontales; es decir para el gradiente por fricción y de aceleración. Dukler basó su modelo en fases separadas y mediante unos ajustes en las propiedades físicas de la mezcla, ajustó su modelo al flujo bifásico considerando el deslizamiento entre las fases. Los datos experimentales con los cuales trabajó Dukler fueron ^[12]:

- Contenido de Líquido desde 0,01 hasta 1.
- Presión absoluta de 172 a 690 kPa (25 a 100 psia).
- Diámetro de la tubería de 2,582 a 12,7 cm (1,017 a 5 pulg).

El gradiente de presión bifásico viene expresado por:

$$\Delta P = \frac{L f_{TP} \rho_{TP} V_m^2}{2 D C (1 - E_K)} \quad (2.34)$$

El término E_K , representa la aceleración y viene dado por la expresión:

$$E_K = \frac{\rho_{TP} V_m V_{SG}}{P} \quad (2.35)$$

La densidad bifásica viene expresada por:

$$\rho_{TP} = \rho_L \frac{\lambda_L^2}{H_L} + \rho_G \frac{(1-\lambda_L)^2}{(1-H_L)} \quad (2.36)$$

El “Hold-up” viene expresado por:

$$H_L = \frac{1}{1+(0.326(V_{SG})^{1.006})} \quad (2.37)$$

Donde:

ΔP = Gradiente de presión bifásico, Pa (psi).

L = Longitud de la tubería, m (pie).

f_{tp} = Factor de fricción bifásico.

ρ_{TP} = Densidad de la mezcla con deslizamiento, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

V_m = Velocidad de la mezcla, m/s (pie/s).

D = Diámetro, m (pulg).

C = 144 (Factor cuyo valor depende de las unidades usadas).

E_K = Constante adimensional.

H_L = Fracción de líquido o “Hold-up”.

λ_L = Contenido de líquido sin deslizamiento.

2.8.1 Factor de Fricción Bifásico de Dukler

Para el cálculo del factor de fricción bifásico, Dukler desarrolló una expresión que depende del contenido de líquido “ λ_L ”. La expresión viene dada por:

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = S \quad (2.38)$$

Donde f_{tp} es el factor de fricción bifásico, f_n el factor de fricción “normalizado” y “S” es un parámetro adimensional. En donde el factor de fricción “normalizado” viene dado por la expresión:

$$f_n = 0,0056 + (0,5Re_m^{-0,32}) \quad (2.39)$$

La constante “S”, se calcula por la siguiente expresión:

$$s = 1 + \frac{Y}{1,281 - (0,478 \cdot Y) + (0,444 \cdot Y^2) - (0,094 \cdot Y^3) + (0,00843Y^4)} \quad (2.40)$$

La constante “Y” con:

$$Y = -\text{Ln}(\lambda) \quad (2.41)$$

Dukler graficó el comportamiento del parámetro “ f_{TP}/f_n ” en función del contenido de líquido “ λ_L ” (ver Fig. 2.12).

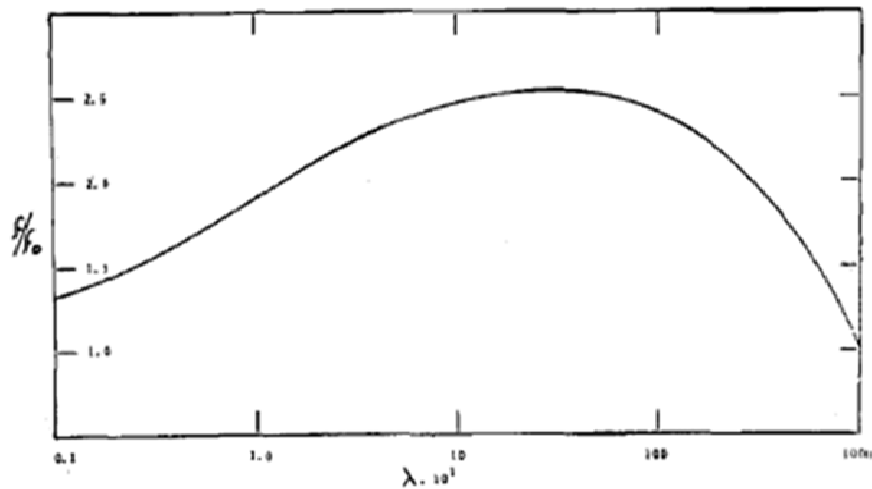


Figura 2.12. Parámetro “ f_{TP}/f_n ” en función del Contenido de Líquido “ λ_L ”.

2.9 Correlación de Begg & Brill (1973)

Begg & Brill desarrollaron una correlación que tomaba en cuenta tanto el patrón de flujo, como el deslizamiento entre las fases. Sus estudios les permitieron desarrollar su propio mapa del patrón de flujo, con lo cual establecieron el cálculo del “Hold-up” en función a dicho patrón de flujo.

Las correlaciones para el “Hold-up” y el factor de fricción bifásico, fueron desarrolladas para el gradiente de presión por fricción para flujo bifásico en tuberías, para cualquier ángulo y con distintas condiciones de flujo.

Los datos experimentales con los cuales trabajaron Begg & Brill fueron ^[10]:

- Tasa de flujo del gas de 0 a 353,961 m³/h (300 Mscf/D).
- Tasa de flujo del líquido de 0 a 6,813 m³/h (30 gal/min).
- Presión promedio de 241 a 655 kPa (35 a 95 psi).
- Diámetro de la tubería de 0,0254 a 0,0381 m (1 a 1,5 pulg).
- Variación de la fracción de líquido “Hold-Up” de 0 a 0,87.
- Gradiente de presión de 0 a 18,097 Pa/m (0 a 0,8 psi/pie).
- Ángulo de inclinación de -90° a +90°.
- Cualquier tipo de flujo.

El Gradiente de presión para flujo bifásico viene dado por:

$$\Delta P = \frac{L f_{TP} \rho_{ns} v_m^2}{z D C} \frac{1}{1 - E_K} \quad (2.42)$$

El término E_K , representa la aceleración y viene dado por la expresión:

$$E_K = \frac{\rho_{ns} V_m V_{SG}}{P} \quad (2.43)$$

Donde:

ΔP = Gradiente de presión bifásico, Pa (psi).

L = Longitud de la tubería, m (pie).

f_{tp} = Factor de fricción bifásico.

ρ_{ns} = Densidad de la mezcla sin deslizamiento, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

V_m = Velocidad de la mezcla, m/s (pie/s).

V_{SG} = Velocidad superficial de la fase gaseosa, m/s (pie/s).

D = Diámetro, m (pulg).

C = 144 (Factor cuyo valor depende de las unidades usadas).

P = Presión promedio, kPa (psi).

E_K = Constante adimensional.

H_L = Fracción de líquido o "Hold-Up".

λ_L = Contenido de líquido sin deslizamiento.

Para el cálculo del gradiente de presión, primero se establecen los límites de los patrones de flujo en el mapa, luego se calcula el Hold-Up y por último el factor de fricción bifásico ^[10].

2.9.1 Determinación de los Patrones de Flujos

Para determinar los distintos patrones de flujo, es necesario establecer los límites de los mismos en el mapa (ver Tablas 2.2 y 2.3, y Fig. 2.13). El mapa fue desarrollado con base al número de Froude en función del Contenido de Líquido.

Tabla 2.2. Parámetros para Determinar los Límites de los Patrones de Flujos

Límites de los Patrones de Flujo	
$L_1 = 316 (\lambda_L)^{0,302}$	$L_3 = 0,10 (\lambda_L)^{-1,4516}$
$L_2 = 0,0009252 (\lambda_L)^{-2,4684}$	$L_4 = 0,5 (\lambda_L)^{-6,738}$

Tabla 2.3. Criterios para Establecer los Distintos Patrones de Flujos

Patrón de Flujo	Condiciones
Segregado	$\lambda_L < 0,01$ $Fr_M^2 < L_1$; ó $\lambda_L \geq 0,01$ and $Fr_M^2 < L_2$
Transición	$\lambda_L \geq 0,01$ and $L_2 \leq Fr_M^2 \leq L_3$
Intermitente	$0,01 \leq \lambda_L < 0,4$ and $L_3 \leq Fr_M^2 \leq L_1$; ó $\lambda_L \geq 0,4$ and $L_3 \leq Fr_M^2 \leq L_4$
Distribuido	$\lambda_L < 0,4$ and $Fr_M^2 \geq L_1$ ó $\lambda_L \geq 0,4$ and $Fr_M^2 \geq L_4$

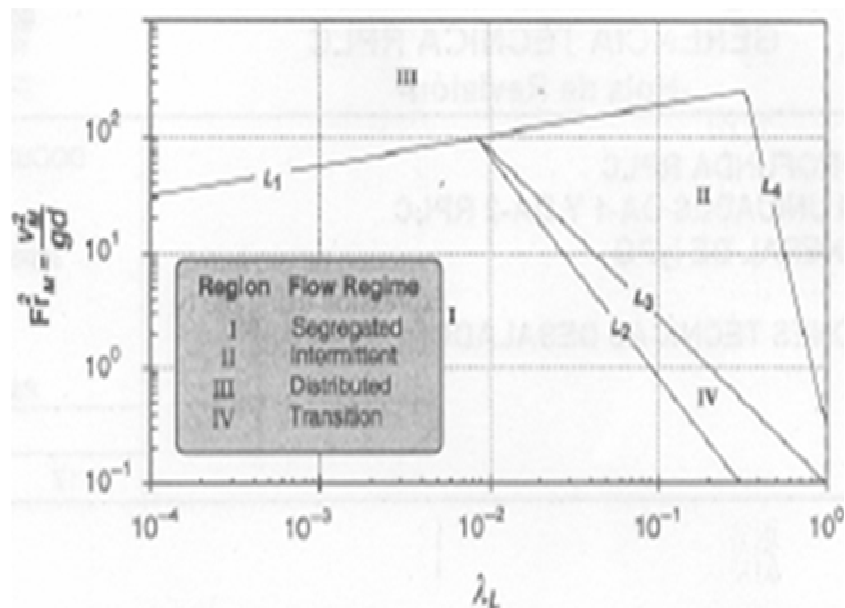


Figura 2.13. Mapa de los Patrones de Flujo de Begg & Brill.

Adicionalmente, se requiere del número de Froude, que se expresa de la siguiente manera:

$$Fr_M^2 = \frac{V_m^2}{g D} \quad (2.43)$$

Donde:

V_m = Velocidad de la mezcla, m/s (pie/s).

g = Gravedad específica, m/s² (pie/s²).

D = Diámetro de la tubería m (pulg).

2.9.2 Fracción de Líquido “Hold-Up” de Begg & Brill

Viene dado por la expresión:

$$H_L' = H_L * \psi \quad (2.44)$$

Donde; H_L' es la fracción de líquido “Hold-Up” para inclinaciones; H_L , es la fracción de líquido “Hold-Up” de Begg & Brill y “ ψ ” es un factor de corrección para tuberías inclinadas.

El “Hold-Up” viene expresado por la expresión:

$$H_L = \frac{a \lambda_L^b}{(Fr_M^2)^c} \quad (2.45)$$

En donde a, b y c; son los coeficientes que se aprecian en la Tabla 2.4.

Tabla 2.4. Valores de las Constante de los Patrones de Flujo

Patrón	a	b	c
Segregado	0,98	0,4846	0,0868
Intermitente	0,845	0,5351	0,0173
Distribuido	1,065	0,5824	0,0609

2.9.3 Factor de Fricción Bifásico de Begg & Brill

Para el cálculo del factor de fricción, Begg & Brill desarrollaron una expresión que depende de la fracción de líquido “Hold-Up” y del contenido de líquido “ λ_L ”, la cual viene dada por la siguiente expresión:

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = e^s \quad (2.46)$$

Donde f_{tp} , es el factor de fricción bifásico, f_n es el factor de fricción “normalizado”, el cual puede ser calculado con el diagrama de Moody o con la expresión:

$$f_n = [2 \log\left(\frac{Re}{(4.5223 \cdot \log Re - 3.8215)}\right)]^{-2} \quad (2.47)$$

Y e^s es una constante adimensional que se calcula por la expresión:

$$s = \frac{\ln(Y)}{-0.0523 + (3.182 \cdot \ln(Y)) - (0.8725 \cdot (\ln(Y))^2) + (0.01853 \cdot (\ln(Y))^4)} \quad (2.48)$$

Con:

$$Y = \frac{\lambda_L}{H_L^2} \quad (2.49)$$

Si “Y” está comprendida en un intervalo de $1 < y < 1,2$; entonces la función “S” se calcula con la expresión:

$$S = \text{Ln}(2,2Y - 1,2) \quad (2.50)$$

Nota: Para todo patrón de flujo debe cumplirse que $\lambda \leq H_L$.

2.10 Propuesta de Modificación a la Correlación de Darcy-Weisbach

Las modificaciones propuestas consistieron, en variar el factor de fricción a través de las propiedades físicas de la mezcla, tomando en cuenta el número de Reynolds bifásico.

Las expresiones modificadas, son las Ecs. (2.51) y (2.52) que representan a las ecuaciones de Blasius y la primera ecuación de Karmán y Prandtl, respectivamente.

$$f_{TP} = \frac{0,316}{Re_m^{0,25}} \quad (2.51)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f_{TP}}} = 2 \log(Re_m \sqrt{f}) - 0,8 \quad (2.52)$$

Quedando el gradiente de presión bifásico expresado de la siguiente manera:

$$\Delta P = \frac{L f_{TP} \rho_{ms} V_m^2}{2 D C} \quad (2.53)$$

Donde:

ΔP = Gradiente de presión bifásico, Pa (psi).

L = Longitud de la tubería, m (pie).

f_{tp} = Factor de fricción bifásico.

ρ_{ns} = Densidad de la mezcla sin deslizamiento, kg/m^3 (lb_m/pie^3).

V_m = Velocidad de la mezcla, m/s (pie/s).

D = Diámetro, m (pulg).

C = 144 (Factor cuyo valor depende de las unidades usadas).

Re_m = Número de Reynolds bifásico.

CAPÍTULO 3. DESARROLLO DEL TRABAJO

3.1 METODOLOGÍA

La metodología que se implementó para el desarrollo de la investigación se basó en simulaciones de tipo teóricas, tanto para un flujo monofásico (líquido), como para un flujo bifásico (agua-aire). Es decir, se asumieron las condiciones de operaciones y propiedades físicas de la sustancia. Para ello se contó con la ayuda de un simulador comercial (Pipephase) y una hoja de cálculo (Excel). La hoja de cálculo (Excel), se usó para realizar las modificaciones a la correlación de Darcy-Weisbach y para validar los resultados del simulador. Encontrándose una discrepancia entre los resultados de la hoja de cálculo y los resultados del simulador para correlación de Lockhart & Martinelli.

Se determinó que la discrepancia obedecía al procedimiento que usa el simulador comercial, que difiere al postulado planteado por Lockhart & Martinelli (ver secc. 2.7). El simulador plantea una ponderación con respecto al gradiente de presión bifásico, como se puede apreciar en la siguiente expresión:

$$\frac{dP}{dl} = \frac{\left(\frac{dP}{dl}\right)_L + \left(\frac{dP}{dl}\right)_G}{2} \quad (3.1)$$

Donde:

dP/dl = Caída de presión bifásica por fricción.

$(dP/dl)_L$ = Caída de presión por fricción para la fase líquida.

$(dP/dl)_G$ = Caída de presión por fricción para la fase gaseosa.

Esta investigación se fundamentó en lo establecido en la norma PDVSA (“flujo bifásico líquido-vapor” PDVSA MDP-02-FF-05 [10]). La cual establece tres métodos para determinar la caída de presión en tuberías horizontales para flujo bifásico (agua-aire).

Estos métodos son: El método A “Método Homogéneo modificado”, el método B “Método de Tubería recta” y el método C “Método de Tubería recta”.

El método A “Método Homogéneo modificado”: que supone una mezcla homogénea de líquido-vapor, sin separación entre las fases. El método B “Método de Tubería recta”: el cual permite la separación entre las fases, pero supone la relación de velocidad local de líquido constante independiente de la localización. Por último el método C “Método de Tubería recta”: que se requiere la predicción del régimen de flujo bifásico.

Con el método A, se utilizó la correlación de Lockhart & Martinelli que no considera deslizamiento ($\lambda_L = H_L$), con el método B se implementó la correlación de Dukler y con el método C la ecuación de Begg & Brill. En estas dos últimas correlaciones se considera que existe deslizamiento ($\lambda_L \neq H_L$) entre las fases.

De acuerdo al planteamiento de cada método, el método A es el que más se asemeja la correlación de Darcy-Weisbach modificada, ya que éste método no considera el deslizamiento ($\lambda_L = H_L$) entre las fases. Es decir, la propuesta de modificación está basada en las condiciones de no deslizamiento al igual que la correlación de Lockhart & Martinelli.

3.1.1 Cálculo del Gradiente de Presión para Flujo Bifásico

Cuando se habla de flujo bifásico en tubería, se deben considerar los tres componentes del gradiente de presión total que son: el gradiente por fricción, el gradiente por elevación y el gradiente por aceleración.

Para este estudio por tratarse de una tubería horizontal el término por elevación se elimina. También se desprecia el término por aceleración, debido a lo corto de la tubería, ya que ésta no provoca una aceleración significativa del aire, además que el contenido del aire es muy pequeño.

Solo se considerará el término por fricción, que no es más que el gradiente de presión de Darcy-Weisbach; el cual se tomó como referencia para comparar los resultados obtenidos en la caída de presión, cuando se aumentaba de manera paulatina el contenido de aire. Ya que el estudio consistió en ir agregando aire a un caudal de agua fijo, teniendo presente que el patrón de flujo fuera de tipo distribuido, para todas las correlaciones bifásicas.

Este incremento del caudal de aire, permitiría determinar si la propuesta de modificación validaba las condiciones del flujo bifásico. De ser así, establecer hasta qué porcentaje de aire, se podía utilizar la correlación de Darcy-Weisbach modificada.

Adicionalmente, el aumento de ese caudal de aire permitió, determinar el comportamiento en la caída de presión para los tres métodos citados. Observándose un comportamiento irregular en la correlación de Begg & Brill, por lo cual se realizó un estudio de misma, con la finalidad de establecer el por qué de dicho comportamiento.

Para establecer el problema de la correlación fue necesario trabajar con un simulador desarrollado en una hoja de cálculo (Excel), lo que permitió asumir que el problema de la correlación se debía al factor corrector del factor de fricción bifásico (ver secc. 2.9.3). Para ello se realizó un análisis teórico de las variables que intervienen en el cálculo del factor de fricción bifásico, como son: el Parámetro “Y”, el parámetro “S” y el “Hold-Up”.

El análisis consistió en darle valores arbitrarios a el parámetro “Y”, que estuviesen comprendidos entre 0,9 y 1,3 con la finalidad de abarcar el rango de estudio establecido por Begg & Brill para las dos ecuaciones del parámetro del “S” (ver secc. 2.9.3). Es decir, con los valores asumidos del parámetro “Y” se evaluaron las dos correlaciones del parámetro “S”. Obteniéndose dos gráficas que representan el comportamiento de dichos parámetros.

3.1.2 Consideraciones para las Modificaciones Propuestas

Para realizar las modificaciones a la propuesta, primero se plantearon algunos criterios como fueron:

- Las modificaciones debían ser lo más sencillas posible.
- Considerar al flujo como homogéneo, es decir el “Hold-up” con deslizamiento es igual al contenido de líquido sin deslizamiento ($H_L = \lambda_L$); ó la velocidad real del gas es igual a la velocidad real del líquido.
- El contenido de líquido sin deslizamiento, no varía a lo largo de la tubería, es decir se consideró como incompresible.
- El patrón de flujo debía ser de tipo distribuido.
- El flujo se consideró como isotérmico.

- Las propiedades de la mezcla se calcularon con base a lo establecido para flujo bifásico.
- La tubería se consideró lisa.

3.1.3 Definición del Caso de Estudio

Para el desarrollo de las simulaciones fue necesario definir una tubería modelo o tubería imaginaria, como se muestra en la Fig. 3.1. Considerándose ciertas propiedades físicas del fluido y condiciones de operación del mismo.

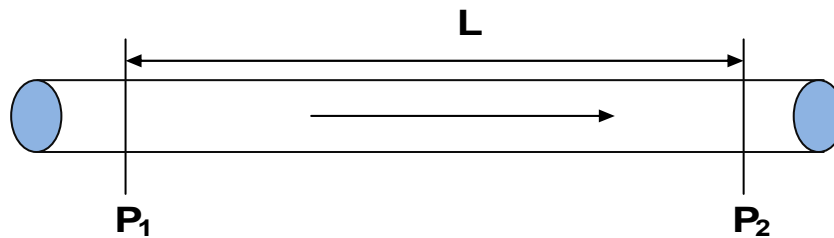


Figura 3.1. Representación de una Tubería Modelo o Imaginaria.

Las simulaciones se evaluaron con las condiciones de entrada, es decir, todos los datos que se introdujeron al simulador y a la hoja de cálculo fueron establecidos o calculados a la entrada de la tubería. Considerándose que las condiciones de operación y propiedades físicas de la sustancias se mantendrían constantes a lo largo de la tubería.

Las condiciones de operación y las propiedades físicas de los componentes de la mezcla, se establecieron con base en los trabajos de los autores de las correlaciones bifásicas expuestas en esta investigación y dentro de los rangos usados por ellos. Es decir, se consideraron sus datos experimentales.

Dado el amplio rango de las condiciones utilizada por los otros autores, se estableció el uso de las normas de PDVSA, las cuales sirvieron de referencia para la determinación de las velocidades y tasas de flujos.

3.1.4 Propiedades Físicas y de Operación de los Fluidos

En las Tablas 3.1 y 3.2, se pueden apreciar las condiciones de operación y propiedades físicas para el fluido (respectivamente), que se establecieron para el desarrollo de las simulaciones.

Tabla 3.1. Condiciones de Operación del fluido

<i>Presión y Temperatura del Fluido</i>	
Presión (kPa)	200
Temperatura (°c)	30

Tabla 3.2. Propiedades Físicas de los Fluidos

<i>Densidad y Viscosidad de la Mezcla</i>	
Densidad del Agua (kg/m³)	995,447
Densidad del Aire (kg/m³)	2,282
Viscosidad del Agua (kg/m s)	7,970E-04
Viscosidad del Aire (kg/m s)	1,866E-05

3.1.5 Tasas de los Fluidos

Para la variación de las tasas de los fluidos, se estableció el caudal de líquido (agua) fijo a través de las normas PDVSA y con el contenido de aire (“1 – λ_L”) asumido he incrementándose paulatinamente, se calculó el caudal de aire, mediante la Ec. (2.11) que rearrreglada queda expresada como:

$$Q_G = \frac{Q_L (1 - \lambda_L)}{\lambda_L} \quad (3.2)$$

CAPÍTULO 3. DESARROLLO DEL TRABAJO

Con estos datos se obtuvieron: el caudal total (mezcla), el flujo másico para cada fase, el flujo másico total (mezcla) y por último se calculó la calidad. Este procedimiento se repitió para las tres tasas de flujo que se asumieron para la realización de las simulaciones. Toda la información de las tasas se puede apreciar en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Tasas de Flujos, Composición de las Tasas, FLUJO másico de las fases y contenido de aire

λ_G	Q_L (m ³ /h)	Q_G (m ³ /h)	Q_{TOTAL} (m ³ /h)	W_L (kg/h)	W_G (kg/h)	W_{TOTAL} (kg/h)	CALIDAD (%)
0,000	0,835	0,0000	0,8350	831,198	0,000	831,198	0,0000
0,010	0,835	0,0084	0,8434	831,198	0,019	831,217	0,0023
0,020	0,835	0,0170	0,8520	831,198	0,039	831,237	0,0047
0,040	0,835	0,0348	0,8698	831,198	0,079	831,277	0,0095
0,060	0,835	0,0533	0,8883	831,198	0,122	831,320	0,0146
0,080	0,835	0,0726	0,9076	831,198	0,166	831,364	0,0199
0,100	0,835	0,0928	0,9278	831,198	0,212	831,410	0,0255
0,120	0,835	0,1139	0,9489	831,198	0,260	831,458	0,0312
0,140	0,835	0,1359	0,9709	831,198	0,310	831,508	0,0373

Tabla 3.3. Tasas de Flujos, Composición de las Tasas, FLUJO másico de las fases y contenido de aire (CONTINUACIÓN)

λ_G	Q_L (m ³ /h)	Q_G (m ³ /h)	Q_{TOTAL} (m ³ /h)	W_L (kg/h)	W_G (kg/h)	W_{TOTAL} (kg/h)	CALIDAD (%)
0,000	1,253	0,0000	1,2525	1246,797	0,000	1246,797	0,0000
0,010	1,253	0,0127	1,2652	1246,797	0,029	1246,826	0,0023
0,020	1,253	0,0256	1,2781	1246,797	0,058	1246,855	0,0047
0,040	1,253	0,0522	1,3047	1246,797	0,119	1246,916	0,0095
0,060	1,253	0,0799	1,3324	1246,797	0,182	1246,980	0,0146
0,080	1,253	0,1089	1,3614	1246,797	0,248	1247,046	0,0199
0,100	1,253	0,1392	1,3917	1246,797	0,318	1247,115	0,0255
0,120	1,253	0,1708	1,4233	1246,797	0,390	1247,187	0,0312
0,140	1,253	0,2039	1,4564	1246,797	0,465	1247,262	0,0373

CAPÍTULO 3. DESARROLLO DEL TRABAJO

Tabla 3.3. Tasas de Flujos, Composición de las Tasas, FLUJO másico de las fases y contenido de aire (CONTINUACIÓN)

λ_G	Q_L (m ³ /h)	Q_G (m ³ /h)	Q_{TOTAL} (m ³ /h)	W_L (kg/h)	W_G (kg/h)	W_{TOTAL} (kg/h)	CALIDAD (%)
0,000	1,670	0,0000	1,6700	1662,396	0,000	1662,396	0,0000
0,010	1,670	0,0169	1,6869	1662,396	0,038	1662,435	0,0023
0,020	1,670	0,0341	1,7041	1662,396	0,078	1662,474	0,0047
0,040	1,670	0,0696	1,7396	1662,396	0,159	1662,555	0,0095
0,060	1,670	0,1066	1,7766	1662,396	0,243	1662,639	0,0146
0,080	1,670	0,1452	1,8152	1662,396	0,331	1662,728	0,0199
0,100	1,670	0,1856	1,8556	1662,396	0,423	1662,820	0,0255
0,120	1,670	0,2277	1,8977	1662,396	0,520	1662,916	0,0312
0,140	1,670	0,2719	1,9419	1662,396	0,620	1663,016	0,0373

3.1.6 Característica de la Línea

Para cada diámetro se consideraron las mismas tasas de flujos, es decir, para cada diámetro se trabajó con los mismos caudales. La longitud de la tubería se consideró de un metro (1 m). Con la finalidad de que la aceleración se pudiera despreciar, manteniéndose constante la propiedades física del fluido. En la Tabla 3.4 se pueden apreciar las características.

Tabla 3.4. Características de la Línea

Diámetro Actual (pulg)	Rugosidad Absoluta (mm)	Longitud (m)
1	0,001	1
1,5		

3.2 Descripción del Simulador (Pipephase)

Pipephase, es un programa de simulación que predice: presión, temperatura, composición, perfiles de líquido "Hold-Up", en las líneas de flujo, sistemas de recolección y de distribución.

Esto sirve para el diseño de nuevos sistemas, monitoreo de sistemas actuales, y la prevención y solución de problemas.

3.2.1 Tipos de Fluidos (Type Fluid)

Para la realización de esta investigación se trabajó con dos fluidos: el monofásico (agua) y el bifásico (agua-aire). Son tres los tipos de fluidos que se pueden modelar con Pipephase, los cuales son: Fluidos Composicionales, fluidos monofásicos y crudos.

3.2.1.1 Fluidos composicionales (Compositional)

Los fluidos composicionales son definidos como una mezcla de componentes químicos con composición conocida. Pipephase calculará la separación de las fases requeridas, cuales sean las condiciones prevalecientes del fluido procesado.

También puede ser instruido para suponer que el fluido se encuentre en estado monofásico todo el tiempo, esto para reducir el tiempo que se toma para resolver el cálculo del equilibrio líquido-vapor (flash).

3.2.1.2 Fluidos monofásicos (No Compositional)

Los fluidos no composicionales son aquellos que se encuentran en fase monofásica, ya sea en estado líquido o gaseoso. Las opciones a elegir son:

- Crudo (Blackoil).
- Gas condensado (Gas condensate).
- Gas.
- Líquido (Liquid).
- Vapor (Steam).

3.2.1.3 Composición del crudo (Compositional Blackoil)

Se combina crudo (Blackoil) con un fluido composicional (compositional). El tipo de fluido establece como el programa, obtendrá las propiedades físicas necesarias para el cálculo de la caída de presión y transferencia de calor en la tubería.

El vapor es un caso especial del fluido no composicional, por lo cual Pipephase usa las Tablas de vapor de la GPSA.

3.3 Datos de Entrada del simulador

A continuación se detalla los datos de entrada que requirió el simulador para realizar las simulaciones, los cuales fueron:

- Tasa del fluido para el flujo monofásico líquido (agua).
- Composición de las tasas de los fluidos agua y aire para el flujo multifásico.
- Presión de entrada (las unidades depende del sistema en el cual se trabaje).
- Temperatura de entrada y temperatura del ambiente (las unidades depende del sistema en el cual se trabaje).
- Diámetro de la tubería (pulg).
- Longitud (las unidades depende del sistema en el cual se trabaje).
- Rugosidad de la tubería (las unidades depende del sistema en el cual se trabaje).
- Selección de la correlación con la que se desea trabajar.

A continuación se detalla de forma ordenada la manera de introducir los datos al simulador:

3.3.1 Pantalla de Entrada al Simulador

En la Fig. 3.2 se puede observar la pantalla de presentación del simulador, en la cual se le da la bienvenida al usuario al programa.

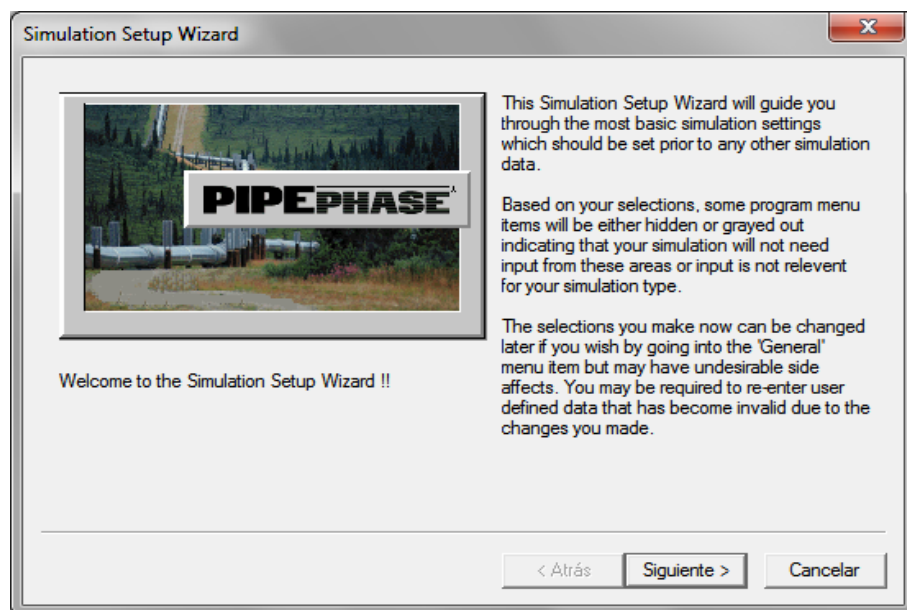


Figura 3.2. Ventana de Presentación del Simulador.

3.3.2 Selección del Tipo de Simulación

En esta etapa del simulador, se seleccionó el tipo de simulación en la cual se deseaba trabajar. En la Fig. 3.3 se puede apreciar que la selección tomada fue la de “Network Model”.

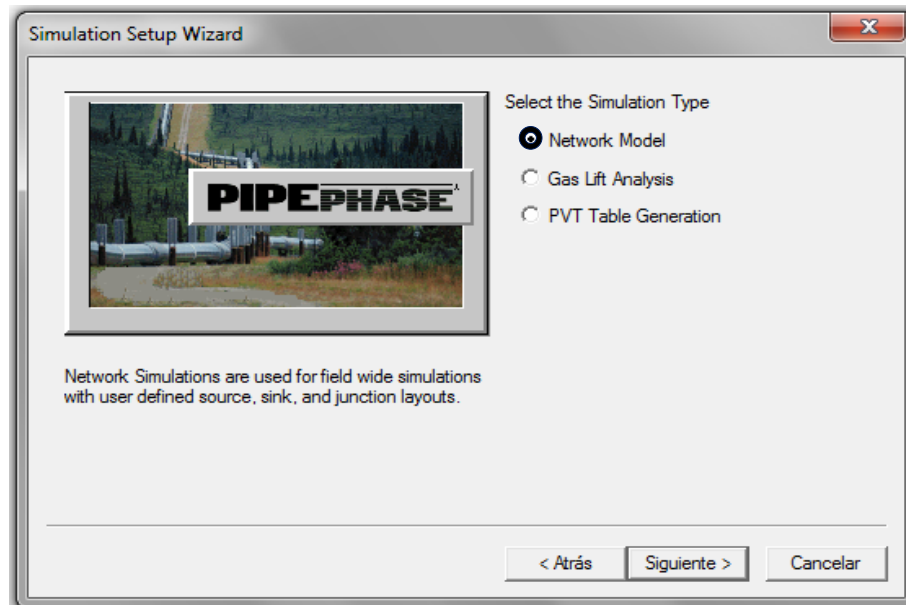


Figura 3.3. Ventana para la Selección del tipo de simulación.

3.3.3 Selección del Tipo de Flujo

En esta etapa del simulador, se seleccionó el tipo de flujo con el cual se deseaba trabajar. En la Fig. 3.4 se puede apreciar la gama de opciones en cuanto a los diferentes tipos de flujos con los cuales el simulador puede trabajar.

Cabe destacar que el simulador solo permite utilizar una de estas opciones a la vez. Para el caso de este estudio se utilizaron dos opciones:

- “Liquid”: esta opción es para flujo monofásico líquido y permitió trabajar con la correlación de Darcy-Weisbach.
- “Compositional”: esta opción es para flujo multifásico y permitió trabajar con las correlaciones de flujo multifásico de Lockhart & Martinelli, Beggs & Brill y Dukler.

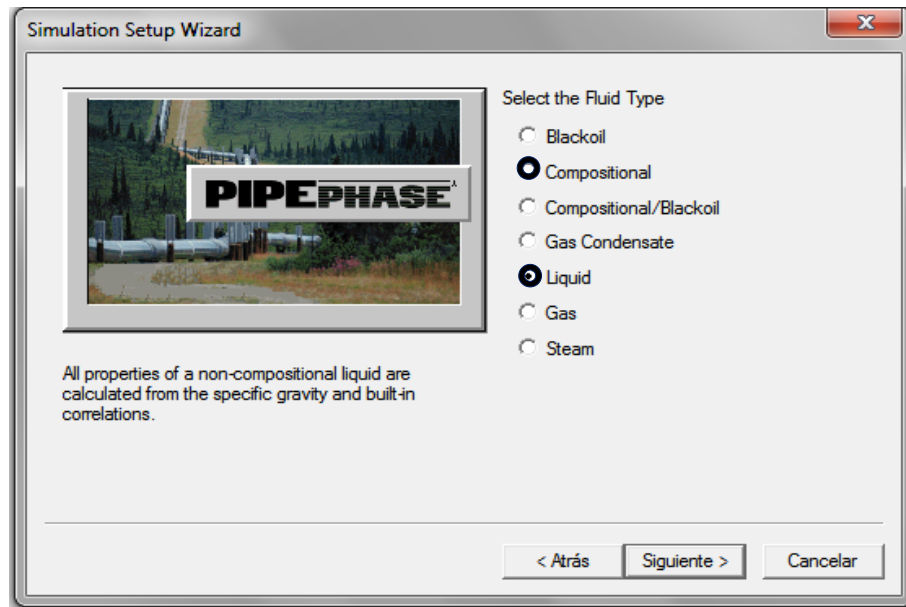


Figura 3.4. Ventana para la Selección del Tipo de Flujo.

3.3.4 Selección del Sistema de Unidades

En esta etapa del simulador se seleccionó el sistema de unidades con el cual se deseaba trabajar, para este estudio se trabajó con el sistema internacional.

Cabe destacar que el simulador adicionalmente da la opción de trabajar con distintos sistemas de unidades al mismo tiempo.

En la Fig. 3.5 se puede apreciar los distintos sistemas de unidades que maneja el simulador.

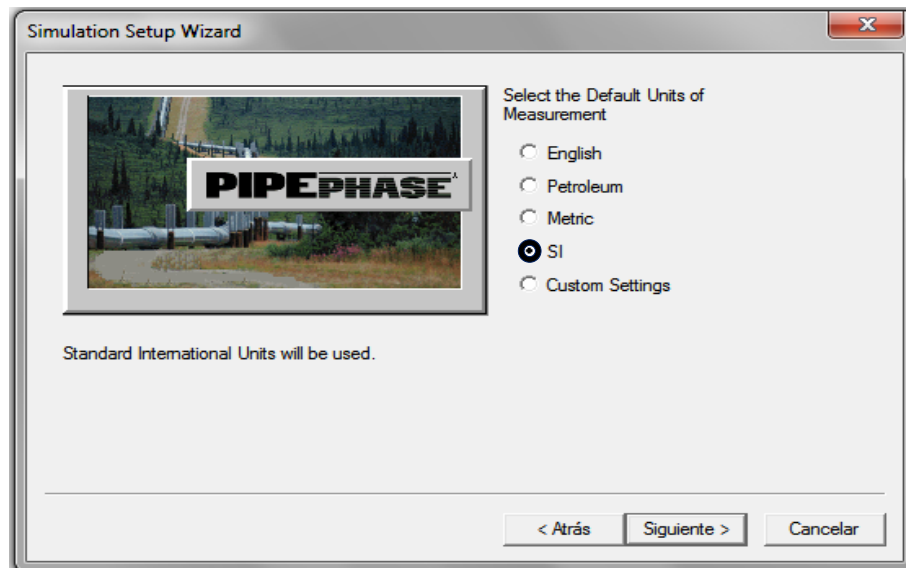


Figura 3.5. Ventana de Selección del Sistema de Unidades

3.3.5 Diagrama de la Tubería Modelo o Imaginaria

En esta etapa del simulador se creó la tubería modelo y se introdujeron los datos operacionales requeridos por el simulador (ver Fig. 3.6).

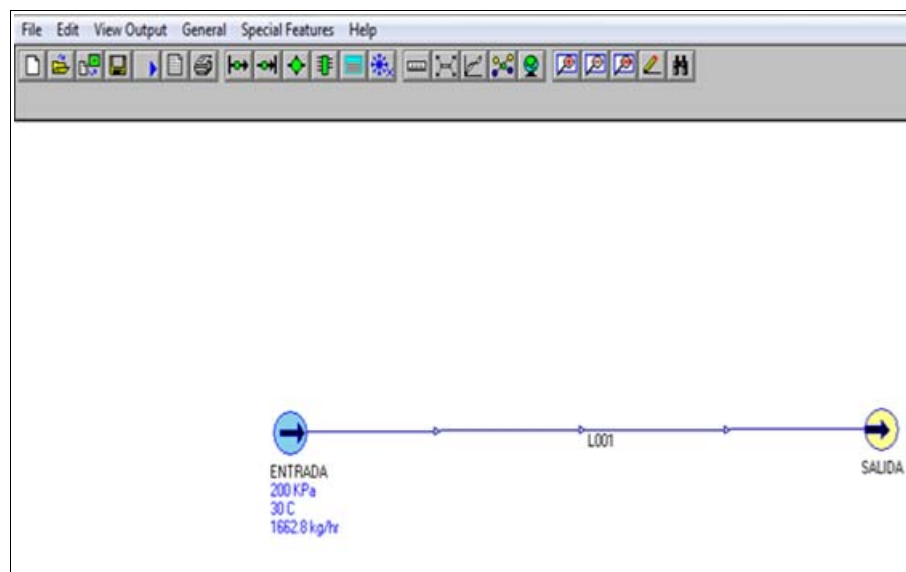


Figura 3.6. Representación de la Tubería modelo o imaginaria.

CAPÍTULO 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Este capítulo muestra los resultados obtenidos en las simulaciones. El análisis de estos resultados se realizó de acuerdo a los objetivos específicos planteados. Para ello se evaluó el comportamiento de las distintas correlaciones a través de la caída de presión por unidad de longitud en función del contenido de aire.

Los resultados expuestos en este capítulo serán los del simulador comercial y los de la hoja de cálculo, sin embargo el análisis se hará tomando como referencia los resultados obtenidos con la hoja de cálculo, debido a lo explicado en la sección 3.1.

En las figuras que se muestran a continuación, la leyenda que se encuentra al lado derecho de la misma, representa los nombres de las distintas correlaciones utilizadas. En donde: Darcy-Weisbach se representa como “Darcy-W”; la propuesta de modificación como “Darcy-M”; Begg & Brill como “BB-MOODY”; Lockhart & Martinelli como “LOCKHART” y Dukler como “DUKLER”.

4.1 Diámetro de una Pulgada (1 pulg)

4.1.1 Evaluación de las Correlaciones de Begg & Brill, Lockhart & Martinelli y Darcy-Weisbach para el Cálculo de Caída de Presión en Tuberías Horizontales, variando las condiciones de operación.

En las Figs. 4.1, 4.2 y 4.3 se puede apreciar el efecto del incremento del contenido de aire ($1-\lambda_L$), en la caída de presión por unidad de longitud para varios caudales. Obtenidos mediante la hoja de cálculo.

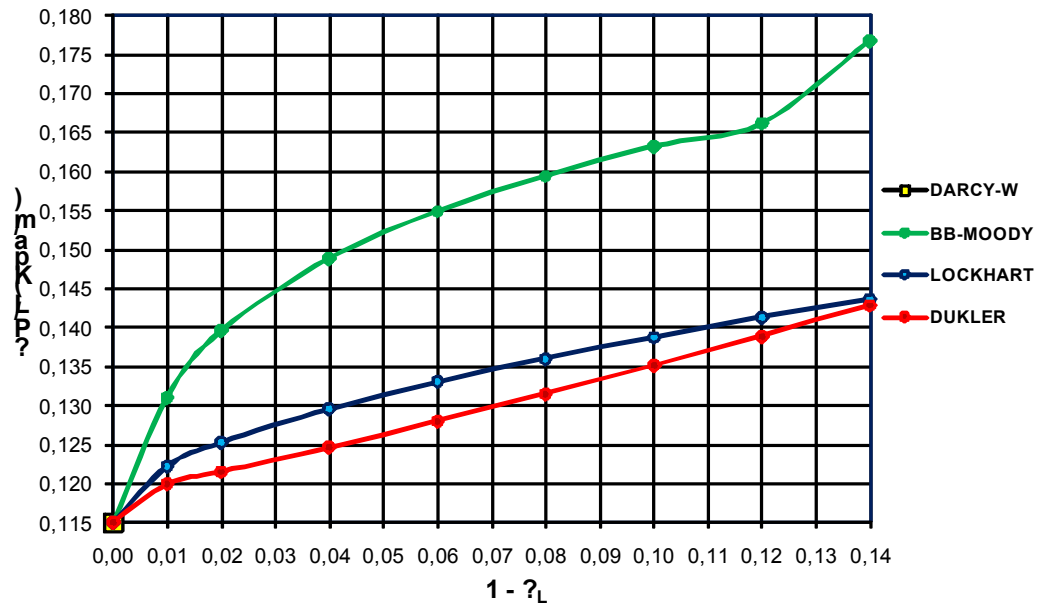


Figura 4.1. Efecto del incremento del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 0,836 \text{ m}^3/\text{h}$.

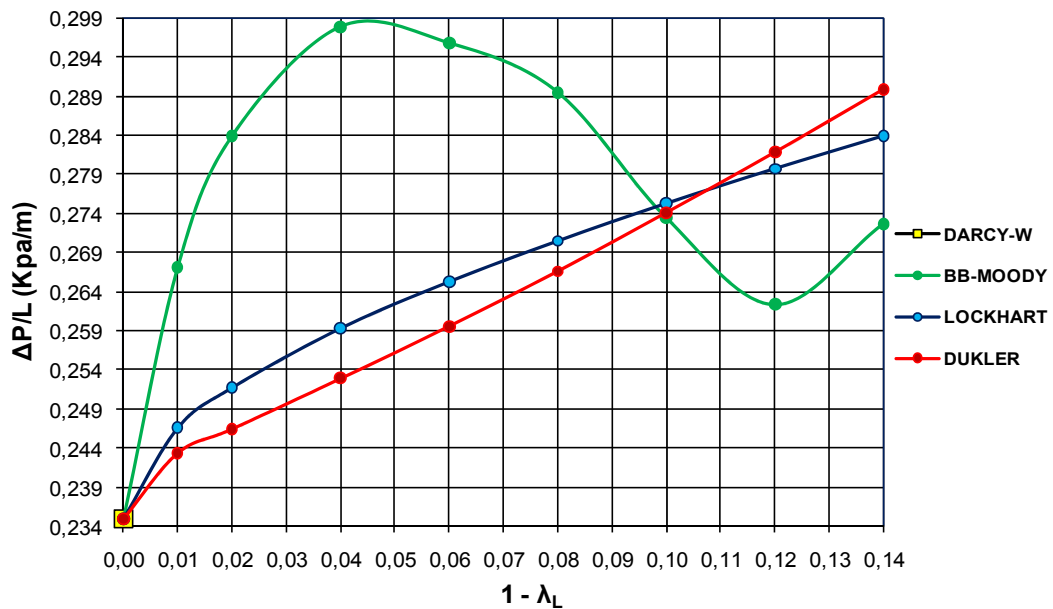


Figura 4.2. Efecto del incremento del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 1,252 \text{ m}^3/\text{h}$.

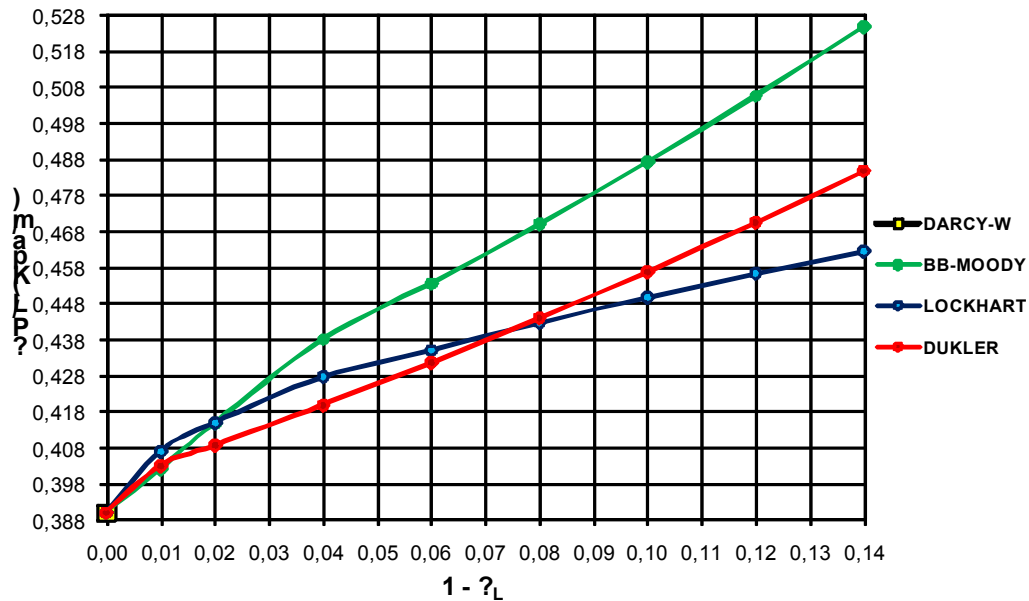


Figura 4.3. Efecto del incremento del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 1,670 \text{ m}^3/\text{h}$.

En las Figs. 4.1, 4.2 y 4.3 se observa el efecto que tiene el incremento del contenido de aire ($1-\lambda_L$), en las caídas de presión para las distintas correlaciones de flujo bifásico y para la correlación de Darcy-Weisbach. Observándose que la caída de presión tiende a aumentar para las distintas correlaciones bifásicas y permaneciendo constante para la correlación de Darcy-Weisbach. Estos resultados eran los esperados para la correlación de Darcy-Weisbach, por cuanto la correlación está establecida para el flujo monofásico de líquidos.

De igual forma se puede apreciar que la caída de presión aumenta de forma exponencial con el aumento de las tasas de flujo y que la correlación de Begg & Brill, presenta un comportamiento diferente e irregular con el incremento de dichas tasas. Por lo cual el análisis se hará con bases a las correlaciones de Lockhart & Martinelli y Dukler.

Esta diferencia que se aprecia entre la correlación de Darcy-Weisbach y las correlaciones de flujo bifásico, permitió determinar que la misma no se puede utilizar para un flujo bifásico, por más pequeña que fuese la cantidad del contenido de aire ($1-\lambda_L$).

A continuación en las Figs. 4.4, 4.5 y 4.6 se muestra el efecto del incremento del contenido de aire ($1-\lambda_L$), en la caída de presión por unidad de longitud para varios caudales. Obtenido mediante el simulador comercial (Pipephase), apreciándose que la correlación de Lockhart & Martinelli, presenta los mayores valores para la caída de presión en comparación a las otras correlaciones bifásicas. Estos valores altos se deben al planteamiento establecido por el simulador para dicha correlación, lo cual no es correcto como se explicó en la sección 3.1. Y comparando los resultados del simulador con la hoja de cálculo es aprecia la diferencia que existe entre un planteamiento y otro.

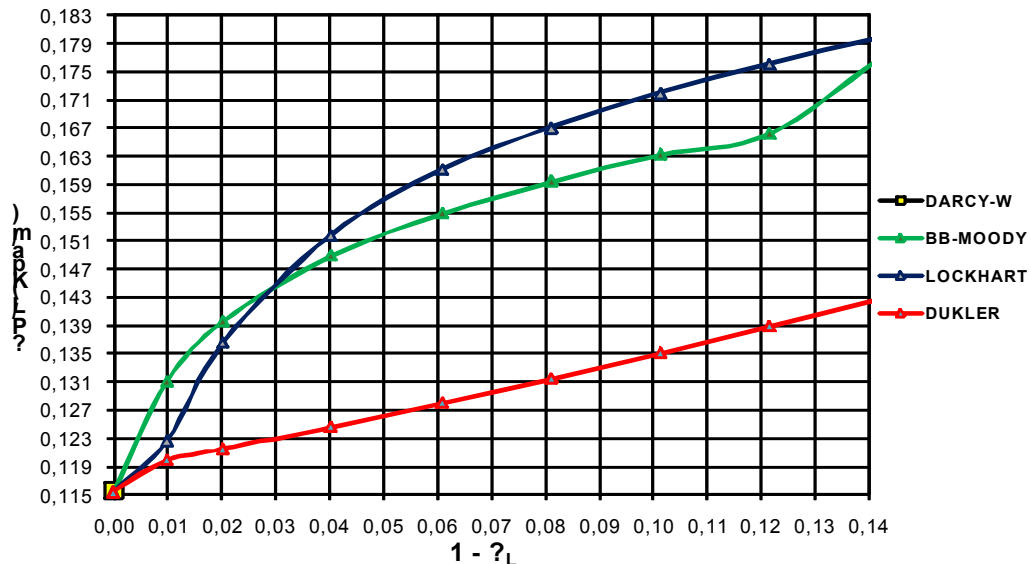


Figura 4.4. Efecto del incremento del Contenido de Aire " $1-\lambda_L$ " en la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 0,836 \text{ m}^3/\text{h}$ (Pipephase).

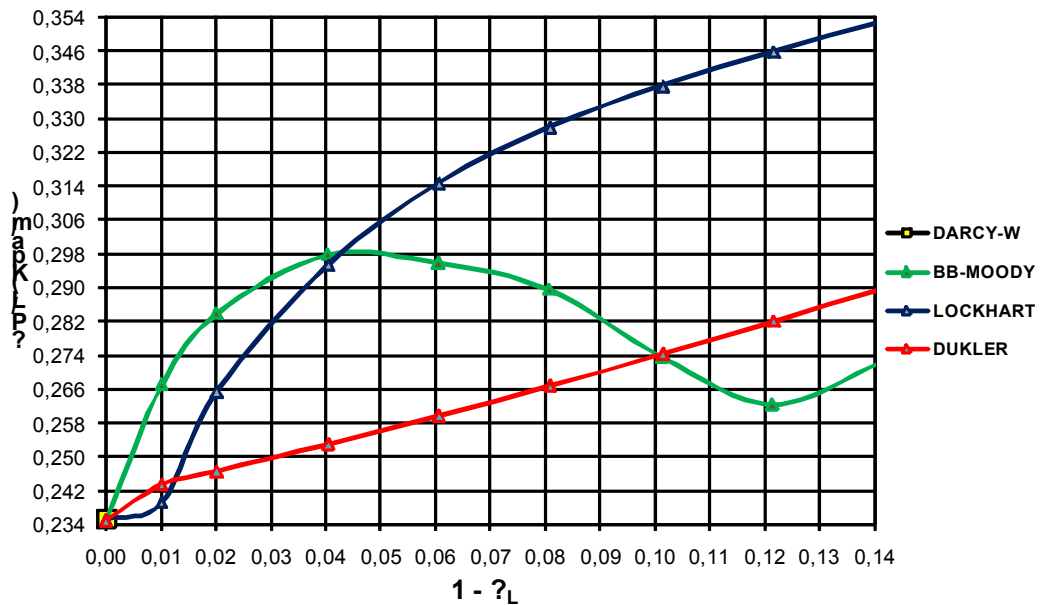


Figura 4.5. Efecto del incremento del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 1,252 \text{ m}^3/\text{h}$ (Pipephase).

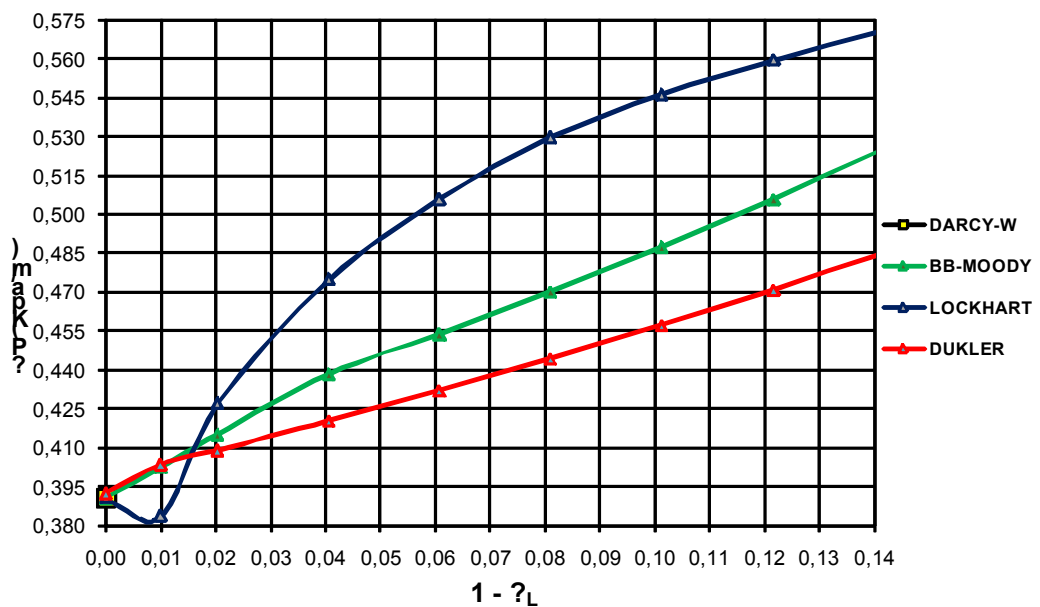


Figura 4.6. Efecto del incremento del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 1,670 \text{ m}^3/\text{h}$ (Pipephase).

4.1.2 Evaluación de las Modificaciones Propuestas para la Correlación Darcy-Weisbach, para el Cálculo de Caída de Presión en Tuberías Horizontales, variando las condiciones de operación.

En las Figs. 4.7, 4.8 y 4.9 se pueden apreciar los resultados obtenidos para las modificaciones propuestas para la correlación de Darcy-Weisbach. En las mismas se aprecian que las modificaciones realizadas logran aumentar la caída de presión, tal y como ocurre con las correlaciones de flujo bifásico. Este aumento del gradiente de presión se debe al aumento del factor cinético.

También se observa que las modificaciones mantienen un comportamiento uniforme en el aumento de la caída de presión, tanto con el incremento del contenido de líquido ($1-\lambda_L$), como con el aumento de las tasas de flujos.

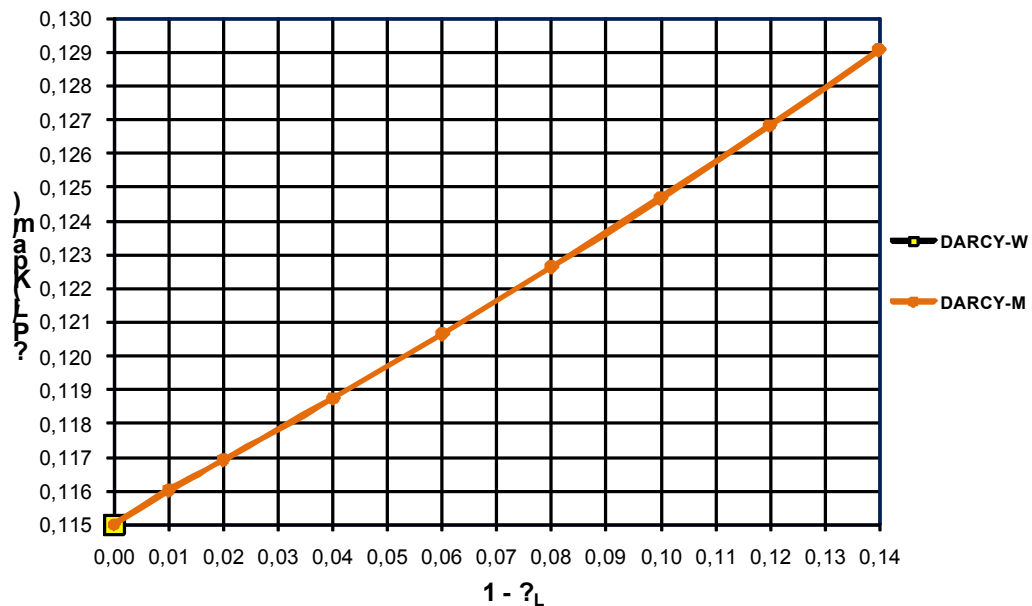


Figura 4.7. Influencia del Contenido de Aire " $1-\lambda_L$ " en la Caída de Presión para la Propuesta de Modificación de Darcy-Weisbach para $Q = 0,835 \text{ m}^3/\text{h}$.

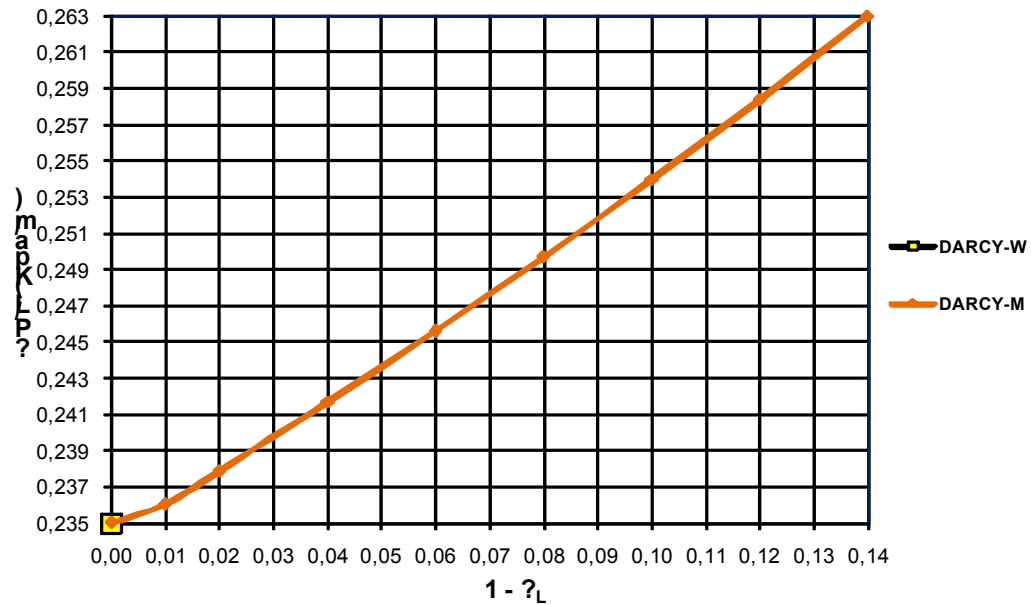


Figura 4.8. Influencia del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión para la Propuesta de Modificación de Darcy-Weisbach para $Q = 1,252 \text{ m}^3/\text{h}$.

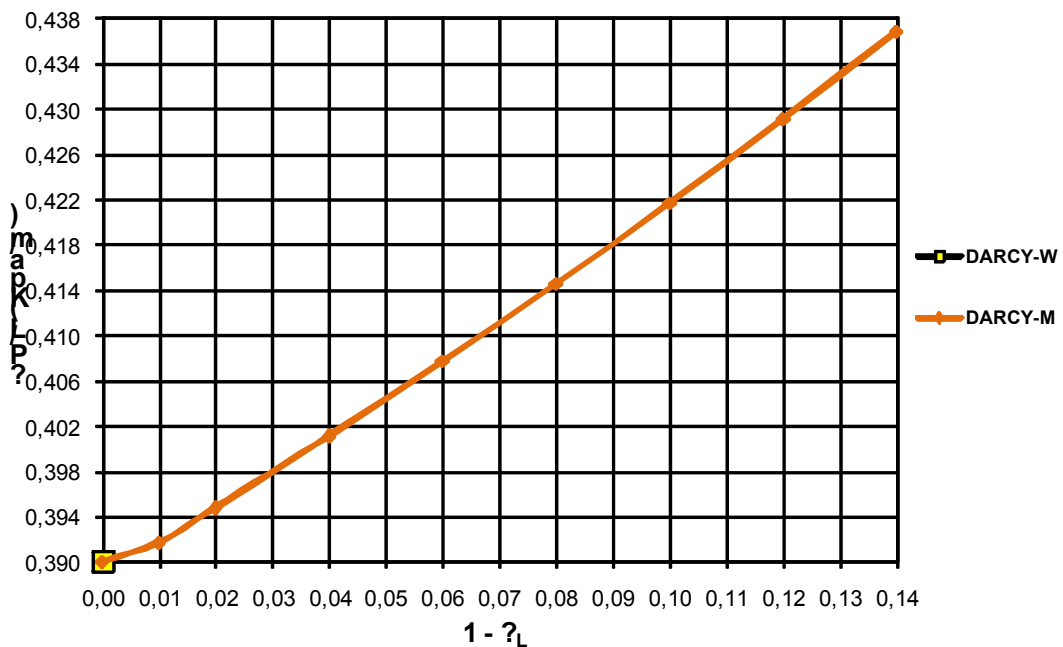


Figura 4.9. Influencia del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión para la Propuesta de Modificación de Darcy-Weisbach para $Q = 1,670 \text{ m}^3/\text{h}$.

4.1.3 Comparación de los Resultados de Caída de Presión de las Correlaciones de Flujo Bifásico con la correlación de Darcy-Weisbach con las modificaciones propuestas.

Los resultados se compararon estableciendo a la propuesta de modificación de Darcy-Weisbach, como referencia con respecto a las otras correlaciones de flujo bifásico. Determinándose que la propuesta mantiene un error promedio, con respecto de la correlación de Dukler que considera el deslizamiento del 11% para un contenido de aire ($1-\lambda_L$) del 14% y un error promedio del 8%, con respecto de la correlación de Lockhart & Martinelli que no considera el deslizamiento, para el mismo contenido de aire ($1-\lambda_L$).

En las Figs. 4.10, 4.11 y 4.12 se pueden apreciar los resultados de la propuesta expresados en el porcentaje de error para la caída de presión.

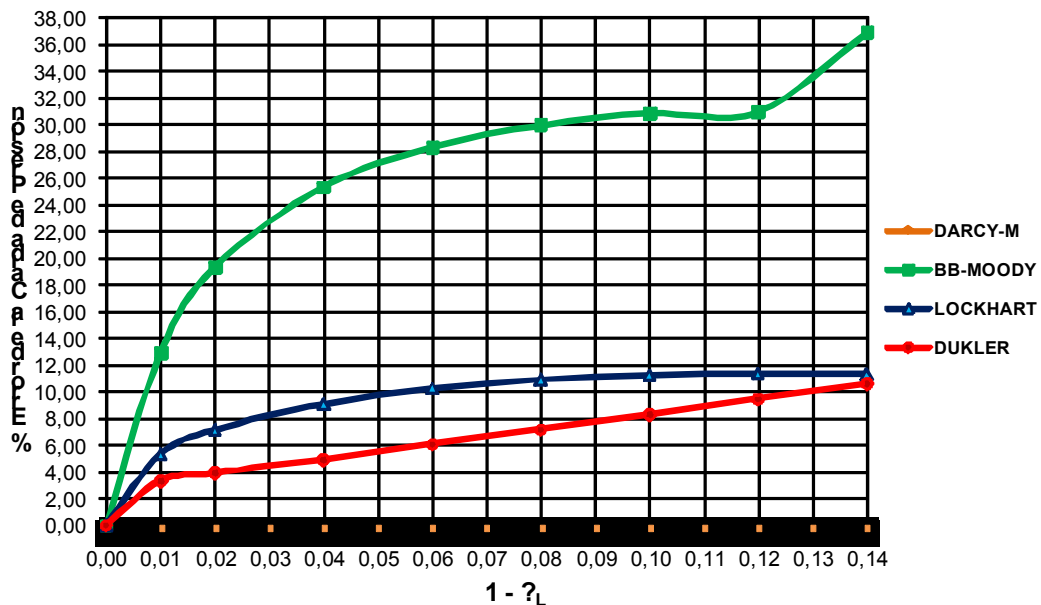


Figura 4.10. Porcentaje de Error en la Caída de Presión para $Q = 0,835 \text{ m}^3/\text{h}$.

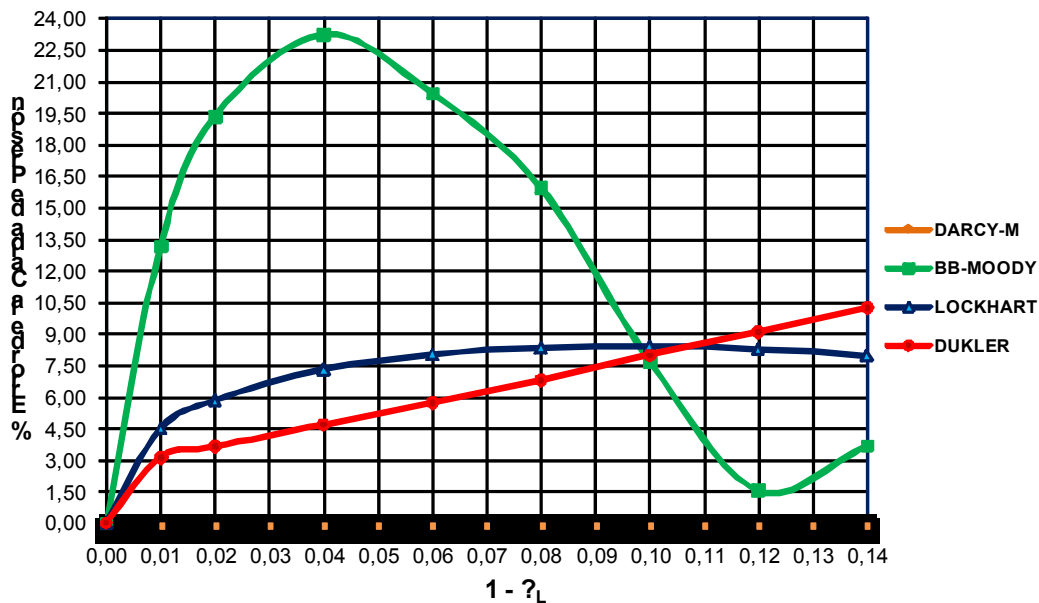


Figura 4.11. Porcentaje de Error en la Caída de Presión para $Q = 1,252 \text{ m}^3/\text{h}$.

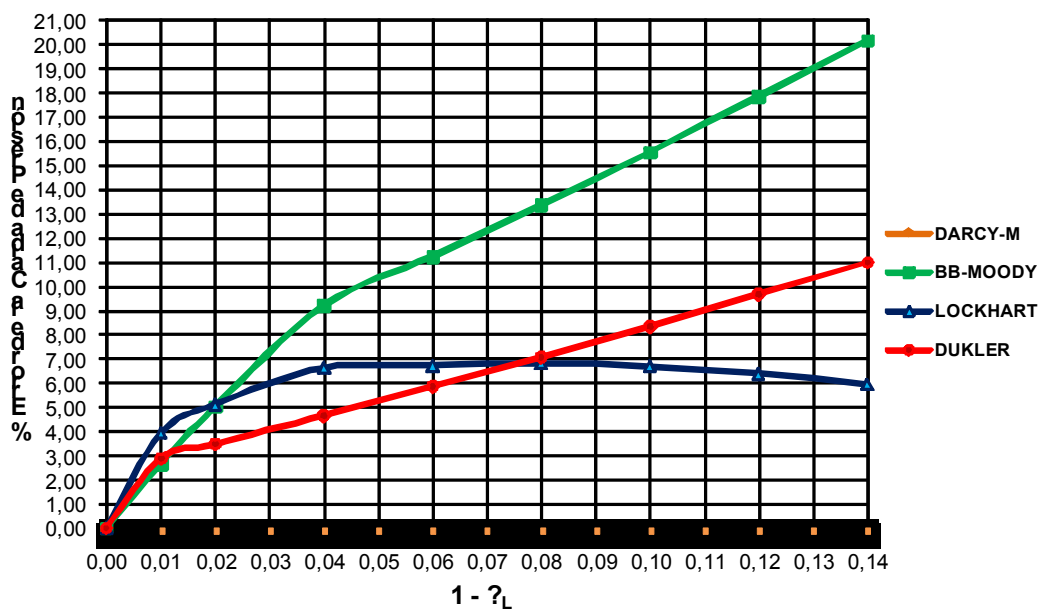


Figura 4.12. Porcentaje de Error en la Caída de Presión $Q = 1,670 \text{ m}^3/\text{h}$.

La diferencia que existe en cuanto al porcentaje de error, entre las distintas correlaciones y la propuesta de modificación de Darcy-Weisbach, se debe fundamentalmente a dos factores: el factor de fricción bifásico y el factor cinético.

En las Figs. 4.13, 4.14 y 4.15 se puede apreciar el comportamiento del factor cinético para cada una de las correlaciones bifásicas. Observándose que el mismo aumenta con el aumento de las tasas de flujos y con el incremento del contenido de aire ($1-\lambda_L$).

Este aumento del factor cinético se debe principalmente al aumento de la velocidad mezcla, ya que la misma tiende a aumentar con el aumento del contenido de aire ($1-\lambda_L$).

La velocidad de la mezcla tiene el mismo valor para todas las correlaciones bifásicas, sólo en el caso de Lockhart & Martinelli ésta no aumenta por ser fija la velocidad superficial del líquido, como se puede apreciar en las Tablas 4.1 y 4.2.

La diferencia que existe entre los distintos resultados obtenidos del factor cinético para cada correlación, se debe a la densidad de la mezcla de cada una de las correlaciones bifásicas expuestas, por cuanto para cada correlación la densidad se calcula de diferentes maneras, según el planteamiento realizado por los autores para las distintas correlaciones (ver secc. 2.7, 2.8 y 2.9).

En el caso particular de Lockhart & Martinelli la densidad será la densidad del Líquido (agua), de allí que el factor cinético del mismo se mantenga constante, ya que la velocidad y la densidad serán constantes.

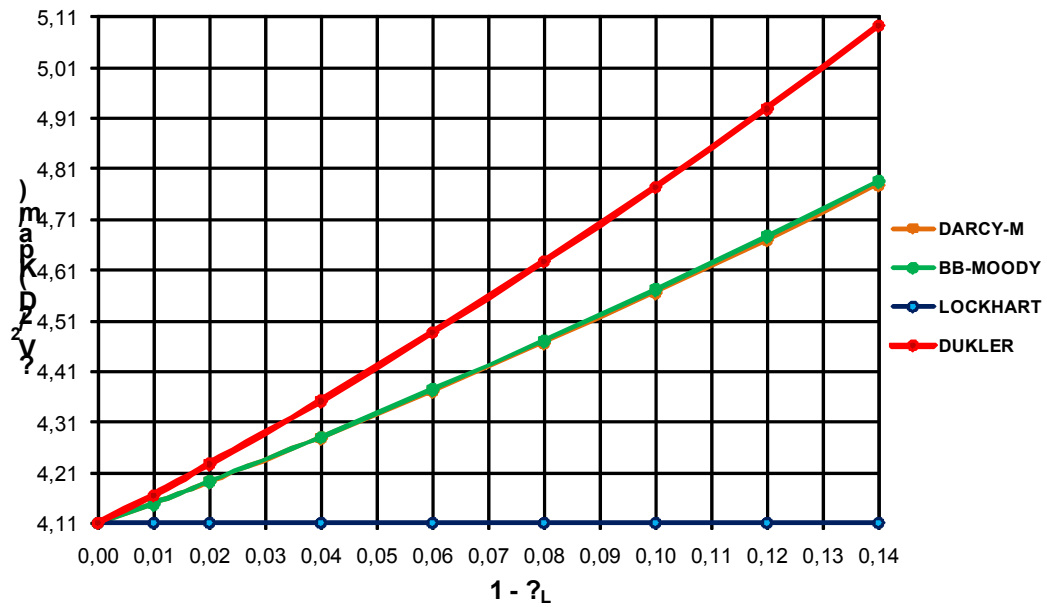


Figura 4.13. Factor Cinético para $Q = 0,835 \text{ m}^3/\text{h}$.

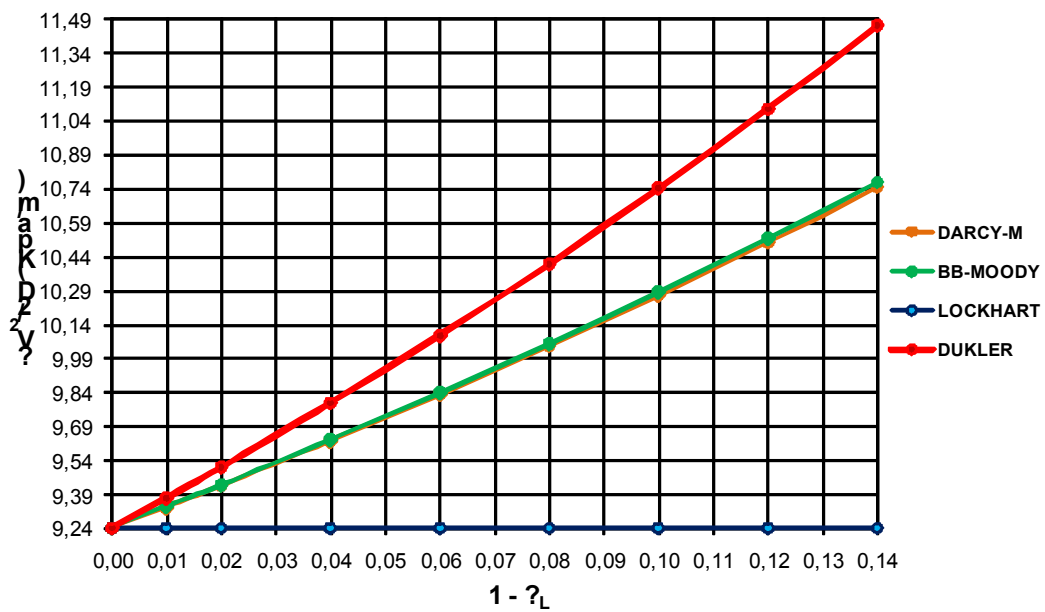


Figura 4.14. Factor Cinético para $Q = 1,252 \text{ m}^3/\text{h}$.

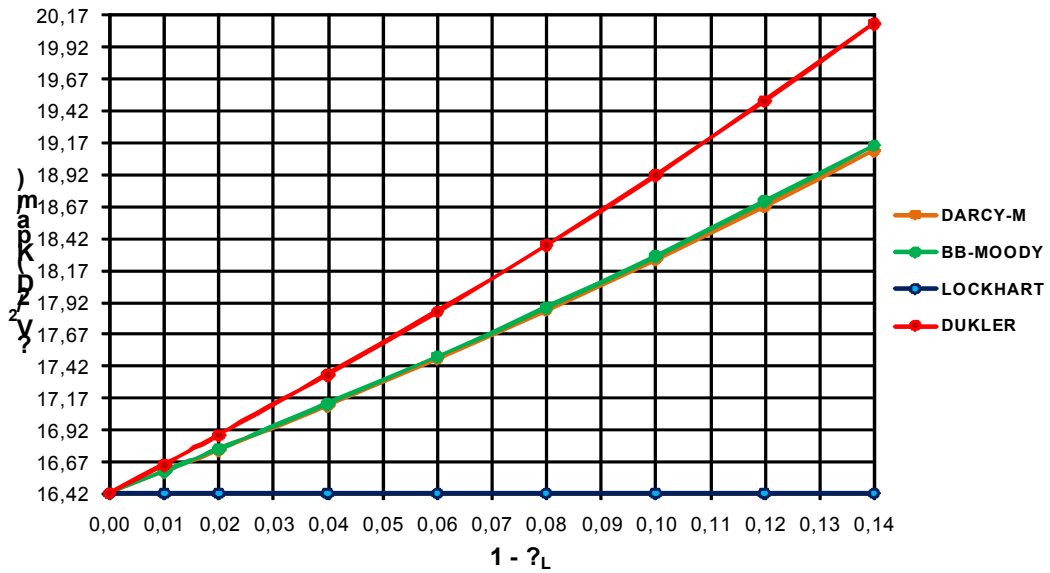


Figura 4.15. Factor Cinético para $Q = 1,670 \text{ m}^3/\text{h}$.

Tabla 4.1. Resultados de la Velocidad superficial para la correlación de lockhart & Martinelli

$Q \text{ (m}^3/\text{h)}$	λ_G	$V_{SL} \text{ (m}^3/\text{h)}$
0,835	0,00	0,458
	0,01	
	0,02	
	0,04	
	0,06	
	0,08	
	0,10	
	0,12	
1,252	0,14	0,687
	0,00	
	0,01	
	0,02	
	0,04	
	0,06	
	0,08	
	0,10	
1,670	0,12	0,915
	0,14	
	0,00	
	0,01	
	0,02	
	0,04	
	0,06	
	0,08	
0,10		
0,12		
0,14		

Tabla 4.2. Resultados de las Velocidades para las correlaciones bifásicas

Distintas

Q (m ³ /h)	λ_G	V_m (m ³ /h)
0,835	0,00	0,458
	0,01	0,462
	0,02	0,467
	0,04	0,477
	0,06	0,487
	0,08	0,498
	0,10	0,509
	0,12	0,521
	0,14	0,533
1,252	0,00	0,687
	0,01	0,694
	0,02	0,701
	0,04	0,716
	0,06	0,731
	0,08	0,747
	0,10	0,764
	0,12	0,782
	0,14	0,800
1,670	0,00	0,915
	0,01	0,925
	0,02	0,935
	0,04	0,954
	0,06	0,975
	0,08	0,996
	0,10	1,019
	0,12	1,042
	0,14	1,067

El otro factor que influyó en los resultados y el más determinante fue, el factor de fricción bifásico, ya que en el caso de las correlaciones de flujo bifásico, éstas tienen un “factor corrector” del mismo, el cual influye aumentando su valor. En las Figs. 4.16, 4.17 y 4.18 se puede apreciar los resultados de dicho factor, en donde para las modificaciones propuestas este valor es uno (1) y para las correlaciones bifásica es mayor que uno (1).

En el caso de Begg & Brill vale e^S , para Dukler vale S y para Lockhart & Martinelli vale S^2 . De igual forma es apreciable que el “factor corrector” tiende a incrementarse de manera exponencial, con el aumento del contenido de aire $(1-\lambda_L)$.

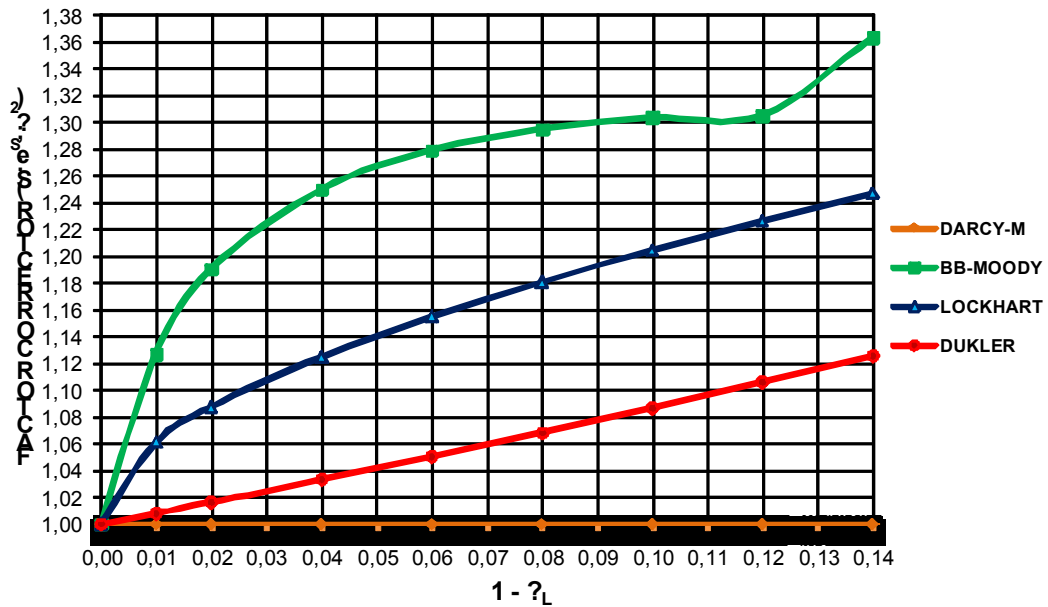


Figura 4.16. Factor Corrector del Factor de Fricción Bifásico para $Q = 0,835$ m^3/h .

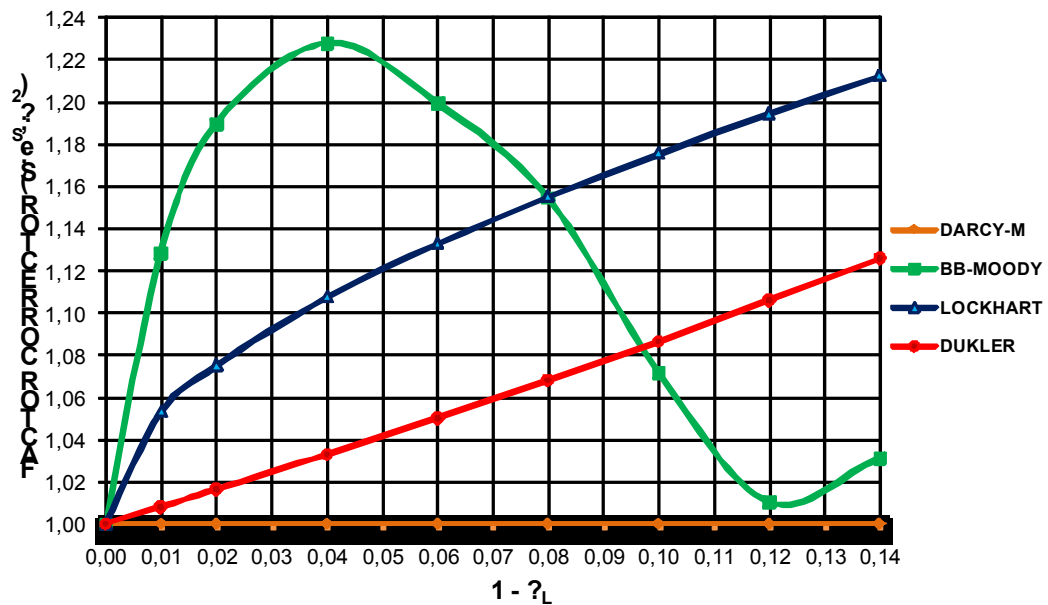


Figura 4.17. Factor Corrector del Factor de Fricción Bifásico para $Q = 1,525$ m^3/h .

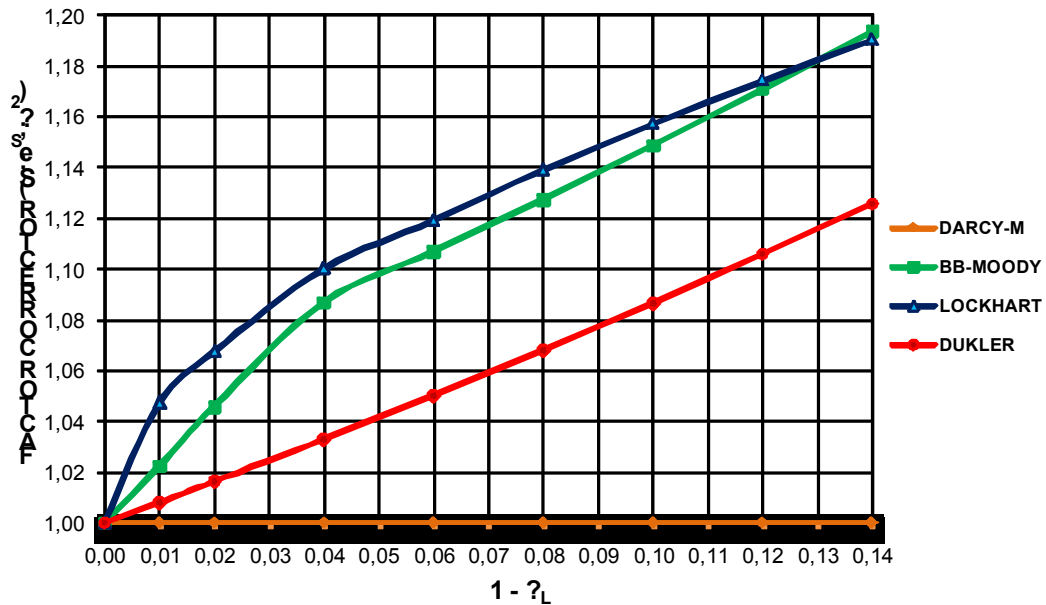


Figura 4.18. Factor Corrector del Factor de Fricción Bifásico para $Q = 1,670 \text{ m}^3/\text{h}$.

Como se aprecia en las Figs. 4.16, 4.17 y 4.18, el “factor corrector” se mantendrá constante con respecto al aumento de las tasas de flujos, pero aumentará con el incremento del contenido de aire ($1-\lambda_L$).

También es apreciable que el “factor corrector” definirá el comportamiento en la caída de presión, para las distintas correlaciones bifásicas como se pudo observar en las Figs. 4.1, 4.2 y 4.3.

Las correlaciones bifásicas tienen ese “factor corrector”, debido a que el factor de fricción bifásico tiende a disminuir con el aumento del contenido de aire ($1-\lambda_L$), ya que el número de Reynolds dependerá sólo de la velocidad de la mezcla (menos para el caso de Lockhart & Martinelli), por cuanto la viscosidad cinemática se mantendrá casi constante, para los contenidos de aire ($1-\lambda_L$), establecidos en este estudio (ver Fig. 4.19).

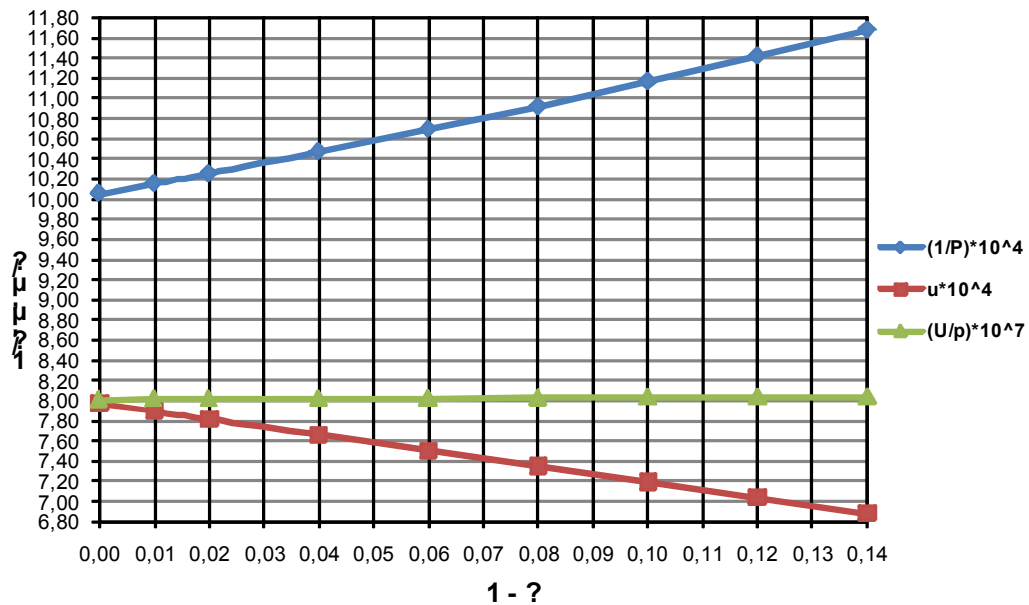


Figura 4.19. Comportamiento de la Viscosidad Cinemática.

Este comportamiento de la viscosidad cinemática, se debe a que la viscosidad absoluta o dinámica (μ) de la mezcla, es decreciente con el contenido de aire ($1-\lambda_L$), mientras que la inversa de la densidad ($1/\rho$) es creciente puesto que la densidad de la mezcla disminuye con el contenido de aire ($1-\lambda_L$). Siendo el producto de estos dos factores la viscosidad cinemática ($\nu = \mu \times 1/\rho$).

Una mención aparte se requiere para explicar el comportamiento de la correlación de Begg & Brill, la más compleja de todas las correlaciones expuesta en este trabajo.

Durante el desarrollo de este trabajo se intentó establecer el problema del planteamiento de dicha correlación. Dado que los resultados presentaban un comportamiento inconsistente e irregular.

Encontrándose que el problema radica en el factor corrector del factor de fricción. El factor corrector de Begg & Brill (parámetro “S”), depende del parámetro “Y” que a su vez depende del “Hold-Up” (ver secc. 2.9.3).

En la Fig. 4.20 se puede apreciar el comportamiento del parámetro “S” para valores comprendido entre $0,9 < Y < 1,3$ observándose que la misma presenta un “salto brusco” para los valores comprendido entre $1 < Y < 1,2$. Se infiere que Begg & Brill al percatarse que la correlación presentaba problemas en ese rango, establecieron la otra correlación para el parámetro “S”.

En la Fig. 4.21 se puede apreciar el comportamiento de la otra expresión del parámetro “S”, la cual es una línea recta. Esta línea recta elimina el salto producido por los valores comprendido entre $1 < Y < 1,2$, obteniéndose una “nueva curva” (ver Fig. 4.22).

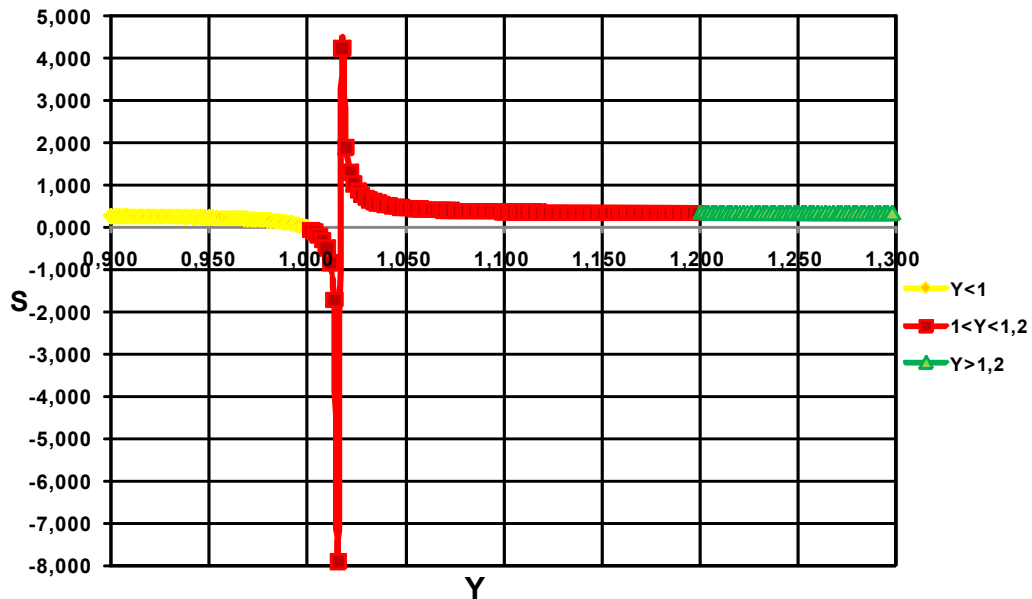


Figura 4.20. Comportamiento del Parámetro “S”.

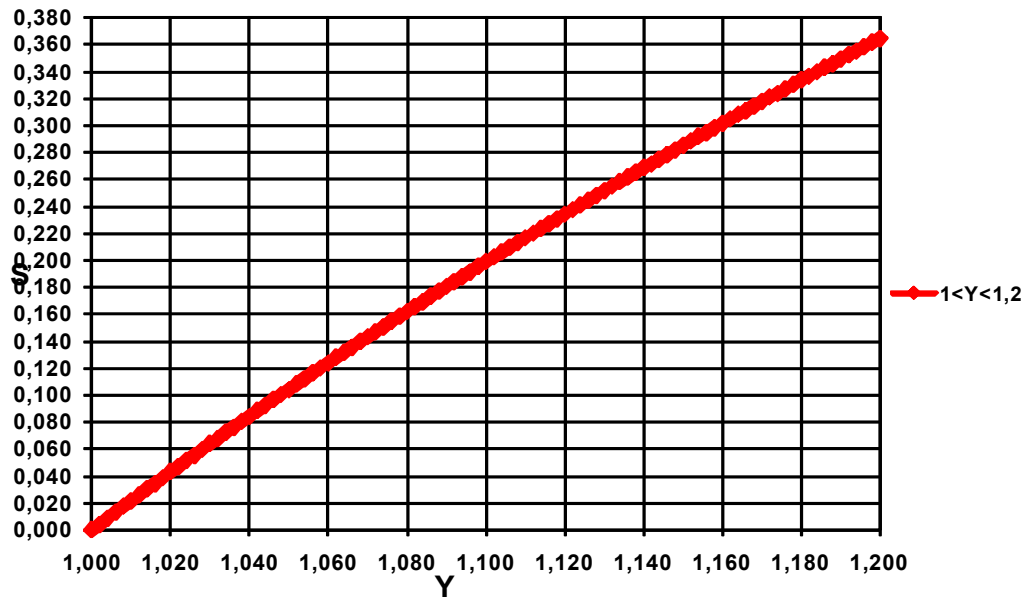


Figura 4.21. Comportamiento del Parámetro “S” para la Nueva Expresión.

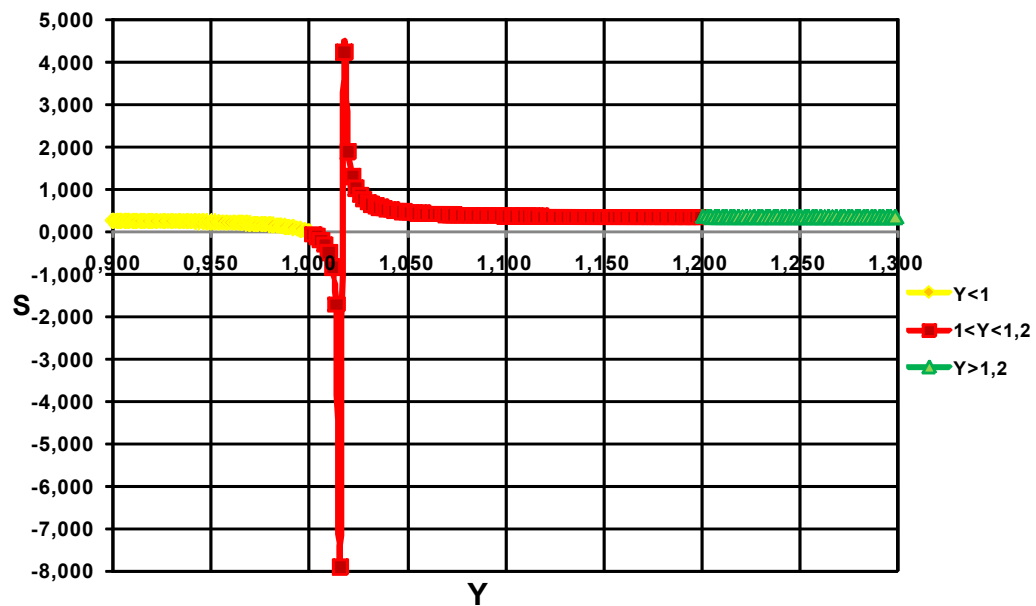


Figura 4.22. Comportamiento del Parámetro “S” en función de sus dos expresiones.

Como se aprecia en la Fig. 4.22, el comportamiento del parámetro “S” dependerá del valor del parámetro “Y”, de allí que el comportamiento en las Figs. 4.1, 4.2 y 4.3, no sea uniforme como el de las otras correlaciones. Es decir, dependiendo del valor de “Y”, dependerá el comportamiento de las de curvas.

En la Tabla 4.3, se puede apreciar los valores de “Y” obtenidos en las simulaciones para las Figs. 4.1, 4.2 y 4.3. En esta Tabla se puede apreciar que para la Fig. 4.3 el valor de “Y” está comprendido entre $1 < Y < 1,088$, lo cual influye en que, el comportamiento para la figura sea una línea recta. Igualmente si se observa los valores para el segundo caudal, se aprecia que “Y” oscila haciendo que el comportamiento de la Fig. 4.2, sea una especie de “campana con una línea recta al final”.

Y por último, para el mayor caudal se aprecia que “Y” está comprendida entre $0,902 < Y < 1,165$, haciendo que la Fig. 4.3, sea una especie de “parábola con una línea recta al final”.

Otro detalle observado es que el valor de “Y” no depende del patrón flujo, es decir, para flujo distribuido el valor de “Y” puede dar en cualquiera de las curvas de “S” explicadas anteriormente.

Ya que la correlación de Begg & Brill, es compleja y no es el tema central de este estudio se recomienda un estudio más exhaustivo de la misma, partiendo de las hipótesis por él planteadas.

Tabla 4.3. Valores obtenidos en la simulaciones para los Parámetros “Y” y “S”

Q_L (m ³ /hr)	λ	H_L	Y	S
1,670	1,00	1,00	1,000	1,000
	0,99	0,99	1,010	1,022
	0,98	0,98	1,021	1,046
	0,96	0,96	1,039	1,087
	0,94	0,95	1,049	1,107
	0,92	0,93	1,058	1,127
	0,90	0,92	1,068	1,149
	0,88	0,90	1,078	1,171
	0,86	0,89	1,088	1,193
1,252	1,00	1,00	1,000	1,000
	0,99	1,00	0,990	1,128
	0,98	1,00	0,980	1,189
	0,96	1,00	0,969	1,228
	0,94	0,98	0,977	1,199
	0,92	0,97	0,986	1,154
	0,90	0,95	0,995	1,072
	0,88	0,94	1,005	1,010
	0,86	0,92	1,014	1,031
0,835	1,00	1,00	1,000	1,000
	0,99	1,00	0,990	1,126
	0,98	1,00	0,980	1,190
	0,96	1,00	0,960	1,250
	0,94	1,00	0,939	1,279
	0,92	1,00	0,919	1,295
	0,90	1,00	0,902	1,303
	0,88	0,88	1,138	1,304
	0,86	0,86	1,165	1,363

4.2 Diámetro de una Pulgada y Media (1,5 pulg)

A continuación se muestran los resultados obtenidos mediante la hoja de cálculo y simulador para la caída de presión y el porcentaje de error para el diámetro de una pulgada y media (1,5 pulg).

El análisis de las figuras es igual a lo explicado anteriormente solo que, debido al aumento del diámetro la velocidad disminuye, ya que se mantuvieron constantes los caudales, influyendo en que la caída de presión sea menor, con respecto al diámetro de una pulg (1).

En las Figs. 4.23, 4.24, 4.25, 4.26, 4.27 y 4.28 se pueden apreciar todos los resultados obtenidos mediante la hoja de cálculo, para las distintas correlaciones expuestas en este trabajo, en cuanto a la caída de presión y al porcentaje de error. Y en las Figs. 4.29, 4.30 y 4.31 los resultados obtenidos mediante el simulador para la caída de presión de las distintas correlaciones usadas.

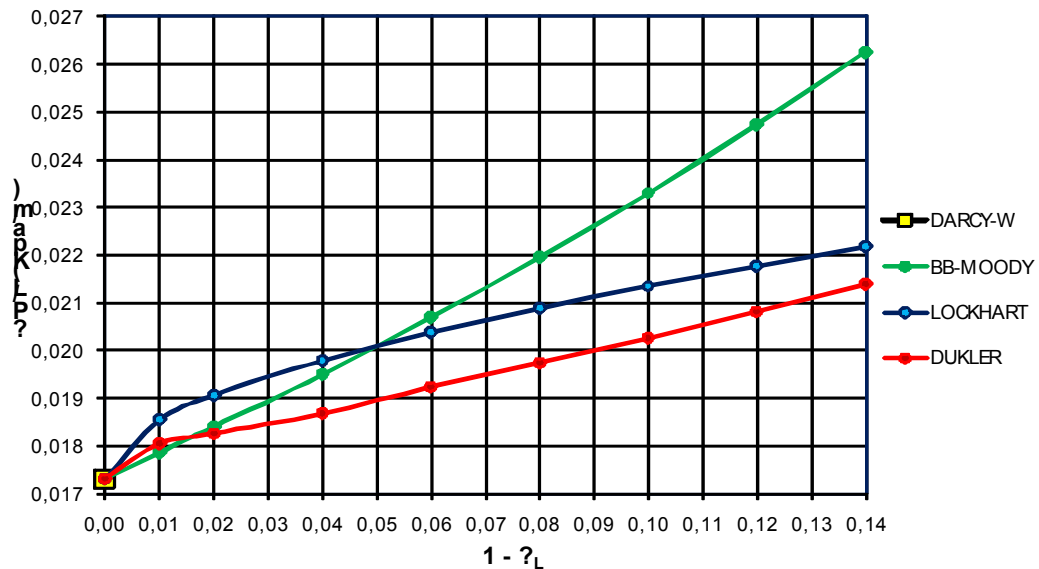


Figura 4.23. Incremento del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 0,835 \text{ m}^3/\text{h}$.

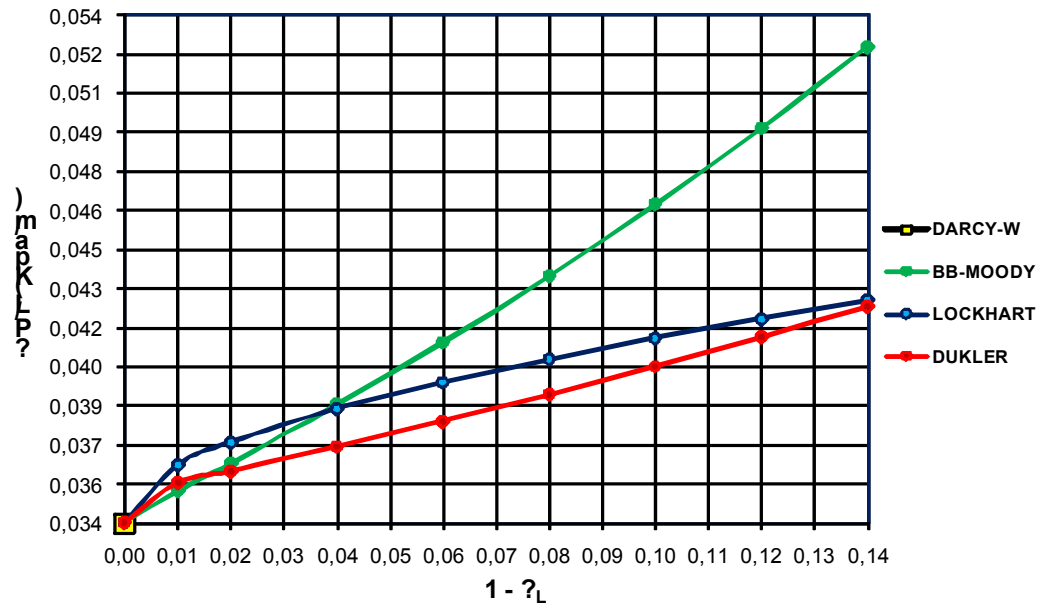


Figura 4.24. Incremento del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 1,252 \text{ m}^3/\text{h}$.

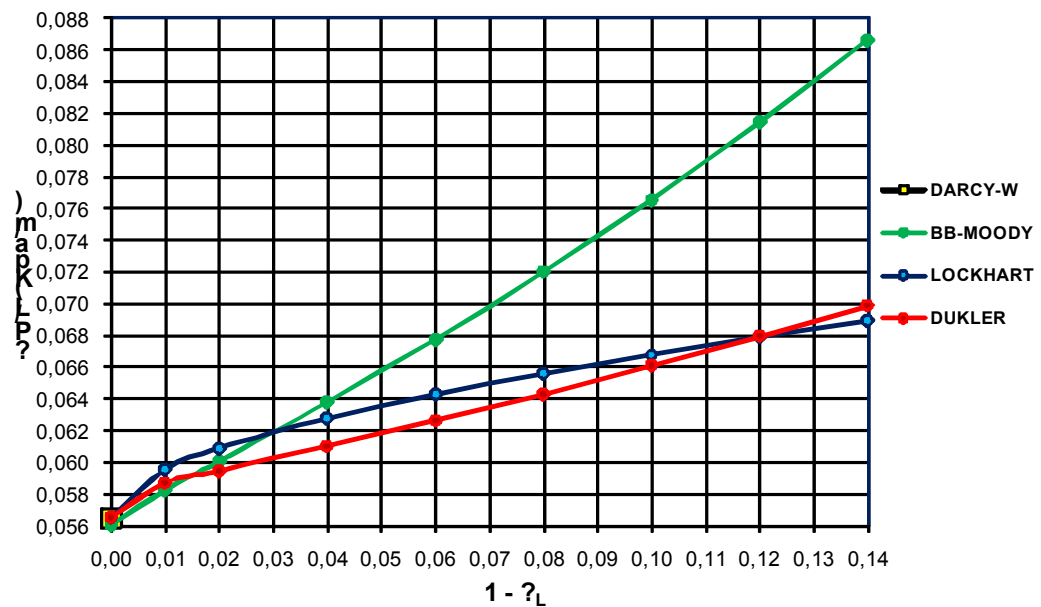


Figura 4.25. Incremento del Contenido de Aire “ $1-\lambda_L$ ” en la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 1,670 \text{ m}^3/\text{h}$.

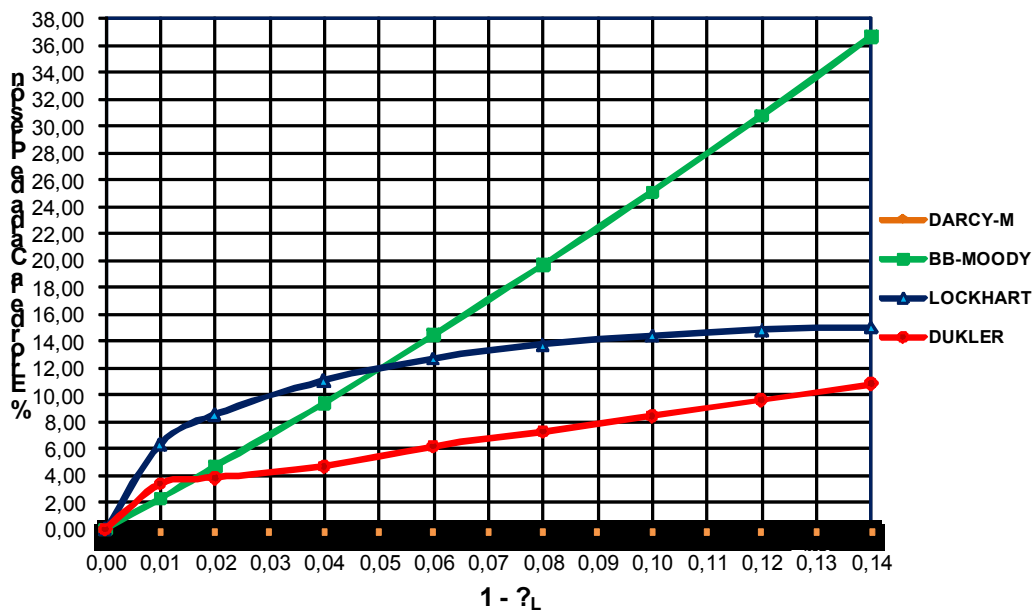


Figura 4.26. Porcentaje de Desviación en la Caída de Presión con respecto a Propuesta de Modificación para $Q = 0,835 \text{ m}^3/\text{h}$.

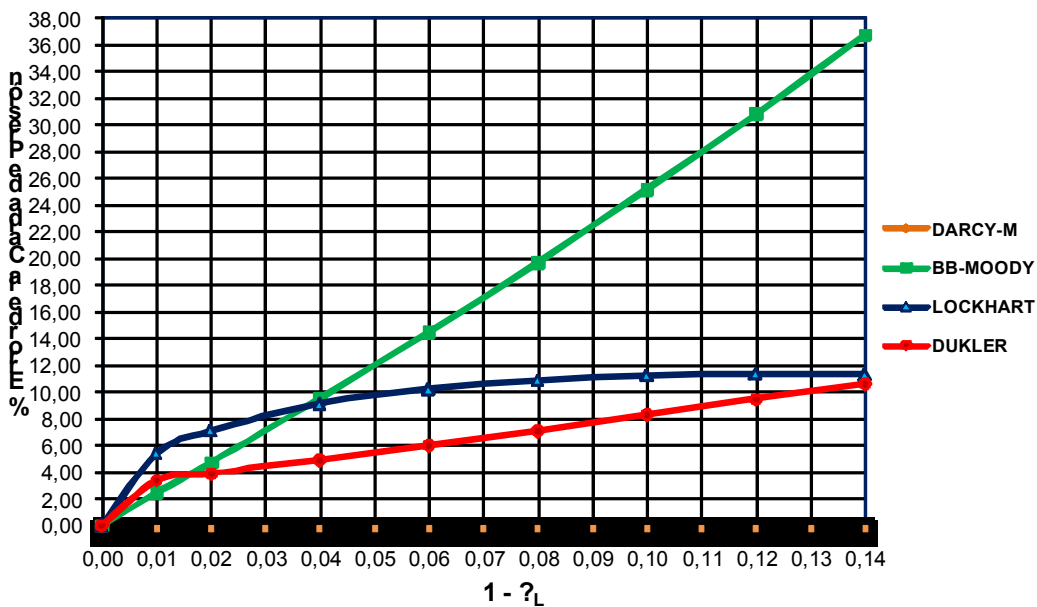


Figura 4.27. Porcentaje de Desviación en la Caída de Presión con respecto a Propuesta de Modificación para $Q = 1,252 \text{ m}^3/\text{h}$.

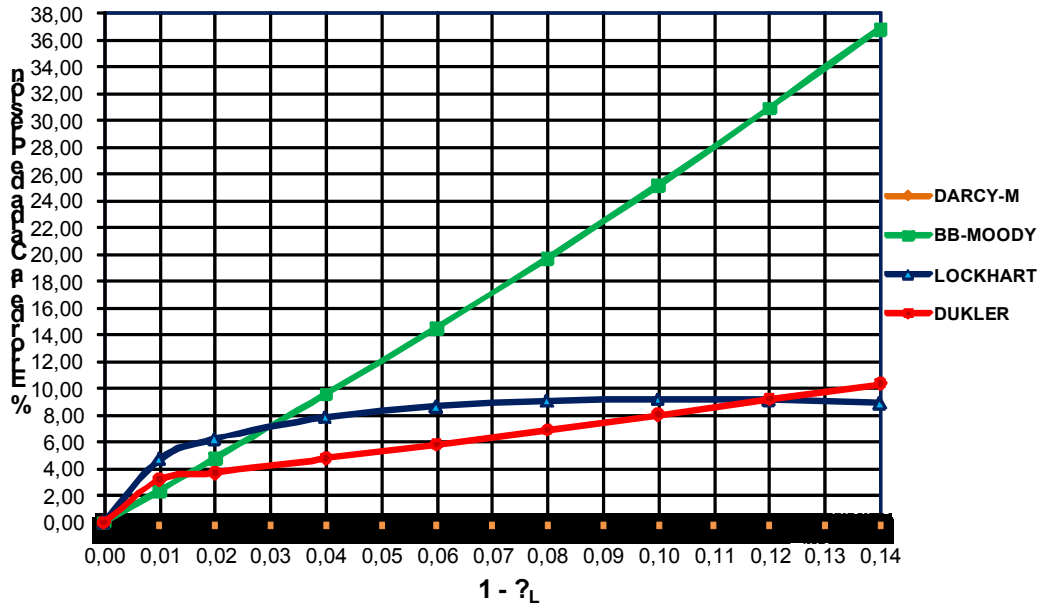


Figura 4.28. Porcentaje de Desviación en la Caída de Presión con respecto a la Propuesta de Modificación para $Q = 1,670 \text{ m}^3/\text{h}$.

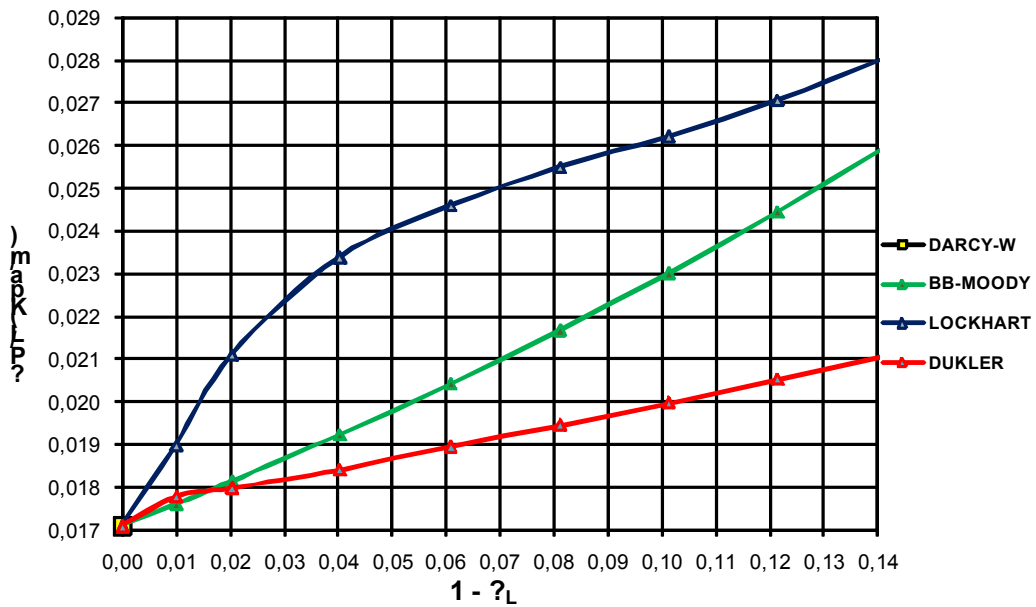


Figura 4.29. Representación de la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 0,835 \text{ m}^3/\text{h}$ (Pipephase).

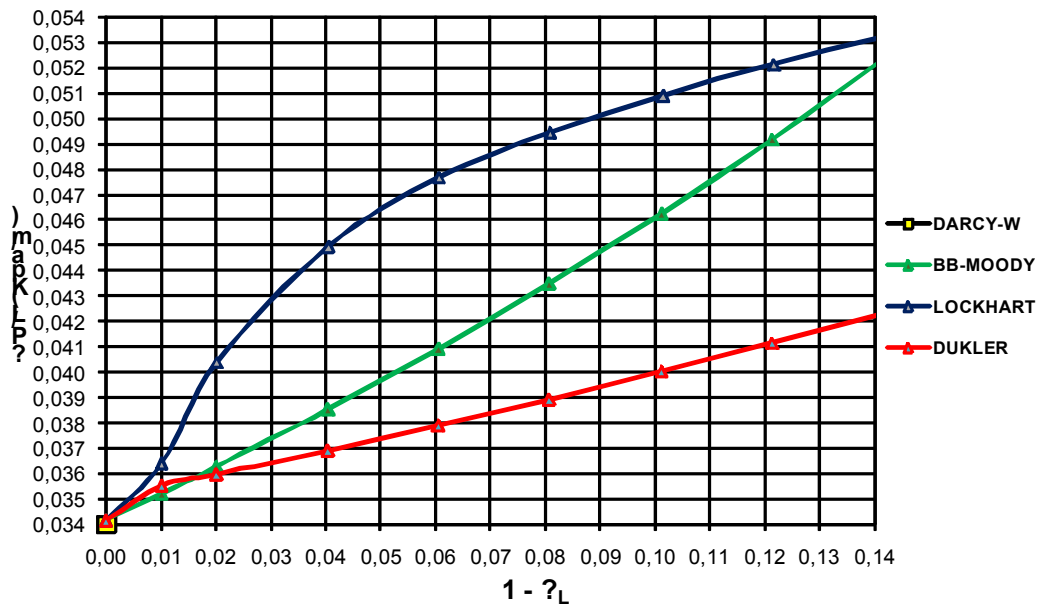


Figura 4.30. Representación de la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 1,252 \text{ m}^3/\text{h}$ (Pipephase).

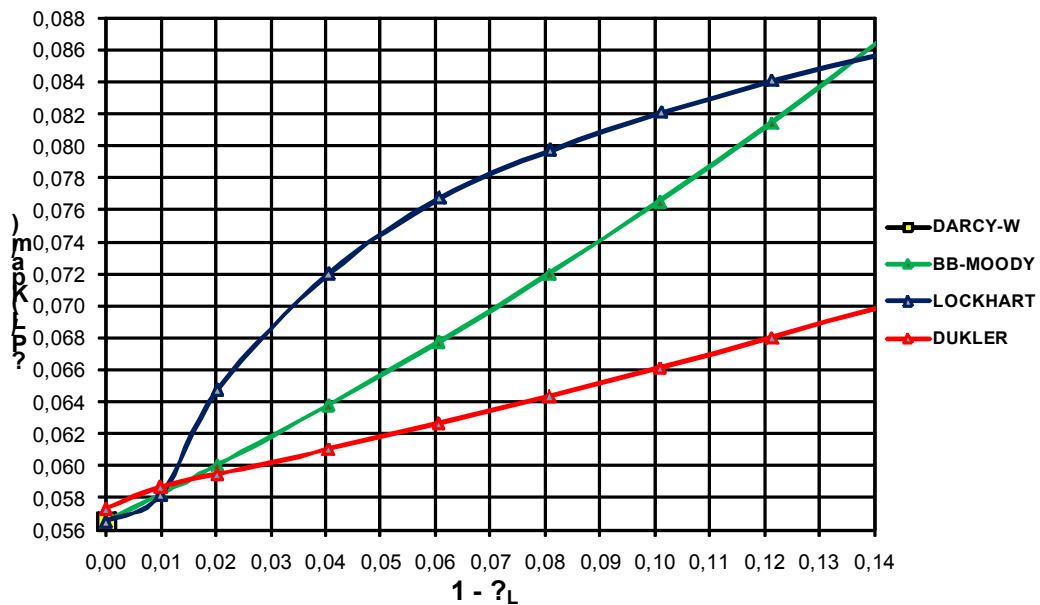


Figura 4.31. Representación de la Caída de Presión por Unidad de Longitud para $Q = 1,670 \text{ m}^3/\text{h}$ (Pipephase).

CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

- 1.** Los resultados obtenidos permiten afirmar que la correlación Darcy-Weisbach modificada para flujo bifásico, es una opción para determinar la caída de presión en tuberías lisas y horizontales de diámetros de una pulgada y pulgada y media.
- 2.** En flujo sin deslizamiento, la desviación promedio de los valores de caída de presión, para un contenido de aire del 14%, es menor al 8% con relación a la correlación de Lockhart & Martinelli.
- 3.** En flujo con deslizamiento, la desviación promedio de los valores de caída de presión, para un contenido de aire del 14%, es menor al 11% con relación a la correlación de Dukler.
- 4.** La propuesta planteada, es más simple y sencilla de implementar que el uso de las correlaciones bifásicas, lo cual es una notable ventaja respecto de las mismas.
- 5.** El gradiente de presión bifásico, siempre será mayor al gradiente de presión monofásico líquido, ya sea producto del aumento del factor cinético o por aumento del factor de fricción bifásico.

CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6. La principal diferencia entre la propuesta de modificación y las correlaciones bifásicas, radica en el factor de fricción bifásico. Ya que el factor de fricción bifásico para las correlaciones bifásicas, tiene un factor corrector del mismo, el cual los aumenta y siempre es mayor que uno (1).
7. El factor cinético, varía con respecto de cada correlación bifásica dependiendo del planteamiento de las mismas.
8. El número de Reynolds dependerá solo de la velocidad, ya que la viscosidad cinemática es constante, cuando el contenido de gas sea pequeño.
9. La densidad y la viscosidad de la mezcla siempre será menor a la del flujo monofásico líquido, por cuanto estas disminuyen con la presencia de gas.
10. La correlación de Begg & Brill, presenta problemas en su planteamiento para el factor de corrección del factor de fricción bifásico.

5.2 RECOMENDACIONES

1. Se debe calcular primero el contenido de líquido (lamba " λ "), para establecer qué correlación se adapta mejor a dichas condiciones.
2. Es necesario hacer un estudio más completo acerca de la correlación de Begg & Brill, con la finalidad de establecer el por qué la correlación presenta un factor de corrección del factor de fricción tan irregular.
3. Es necesario trabajar con datos experimentales las cuales permitirían comparar los resultados obtenidos mediante los simuladores y así poder establecer que correlación se ajusta más a dichos resultados.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Yépez. R. ***Elaboración de esquemas para el transporte de fluidos (crudo multifásico, crudo limpio y gas) en la faja petrolífera del Orinoco***. Tesis de grado. Departamento de Mecánica. Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui (2009).

- [2] Ramos, C. J. ***Análisis del comportamiento hidráulico bajo un incremento de la producción del sistema de recolección de flujo multifásico para los niveles de presión 60 y 450 psi del Campo San Joaquín-Guárico-El Roble***. Tesis de grado. Departamento de Mecánica. Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui (2006).

- [3] Marcano, C. C. ***Comparación de resultados del modelo unificado de cálculo del comportamiento del flujo multifásico de gas natural en tuberías con los de un software comercial***. Tesis de grado. Departamento de Petróleo. Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui (2005).

- [4] PDVSA N° MDP-02-FF-03. ***Flujo en Fase Líquida***. Venezuela” (1996).

- [5] Crane. ***Flujo de Fluidos en Válvula, Accesorios y Tuberías***. Editorial McGraw Hill/Interamericana. México (1992).

- [6] Streeter, V. L. ***Mecánicas de los Fluidos***”. Tercera Edición. McGraw Hill. (1987).

- [7] Mataix, C. ***Mecánicas de Fluidos y Máquinas Hidráulicas***. Segunda Edición. McGraw Hill. México. (1982).

- [8] Maggiolo, R. ***Flujo Multifásico en Tuberías***. Programa de Adiestramiento. (2008).

- [9] Shoham, O. ***Mechanistic Modeling of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipe***. Society of Petroleum Engineers. (2006).

- [10] Begg, H.D. y Brill, J.P. ***A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes***. SPE-AIME, U of Tulsa. Texas. (1973).

- [11] Lockhart, R.W. y Martinelli, R.C. ***Proposed Correlation of Data For Isothermal Two-Phase Two Component Flow in Pipes***. University of California. Berkeley, (1947).

- [12] Baumeister, T y Avallone, E. ***Manual del Ingeniero Mecánico***. Octava Edición. McGraw Hill. México. (1992).

- [13] PDVSA N° MDP-02-FF-05. ***Flujo Bifásico Líquido-Vapor***. Venezuela (1996).

- [14] PDVSA N° L-TP 1.5. ***Cálculo Hidráulico de Tuberías***. Venezuela (1996).

APÉNDICES

APÉNDICE A. Muestra de Cálculo

Para calcular el gradiente por fricción, es necesario determinar las propiedades bifásicas de la mezcla, así como ciertas variables. A continuación se detalla los pasos a seguir para la resolución del cálculo.

$$1. \lambda_L = \frac{q_L}{(q_L + q_G)} = 0,90$$

$$2. \mu_m = (\mu_L * \lambda_L) + \mu_G(1 - \lambda_L) = 7,192^{-4} \text{ Kg/m s}$$

$$3. \rho_m = (\rho_L * \lambda_L) + \rho_G(1 - \lambda_L) = 896,130 \text{ Kg/m}^3$$

$$4. V_{SL} = q_L/A = 0,915 \text{ m/s}$$

$$5. V_{SG} = q_G/A = 0,102 \text{ m/s}$$

$$6. V_m = V_{SL} + V_{SG} = 1,017 \text{ m/s}$$

$$7. Re_m = \frac{\rho_m V_m D}{\mu_m} = 32195$$

$$8. \frac{dP}{dL} = \frac{f_{TP} * \rho_m * V_m^2}{2 * D} = 0,422 \text{ Kpa/m.}$$

APÉNDICE B. Comparación de Diferentes Modelos para Tuberías de Horizontal.

$$\varepsilon_R = -\Delta P_C - (\Delta P_M) / \Delta P_M \quad \text{y} \quad \%error = (1/n) \left(\sum_{i=1}^n \varepsilon_{R,i} \times 100 \right)$$

Comparación General

No.	Model	Nro de datos	%error
1	Xiao et al. (1990)	425	-11.7
2	Beggs & Brill (1973)	415	10.9
3	Mukherjee & Brill (1964)	411	39.4
4	Original de Duckler (1964)	415	32.9
5	Duckler (64)-Eaton (67)-Flanigan (58)	419	21.5

Comparación para Flujo Estratificado

No.	Model	Nro de datos	%error
1	Xiao et al. (1990)	89	-18.0
2	Beggs & Brill (1973)	86	-9.0
3	Mukherjee & Brill (1964)	83	16.7
4	Original de Duckler (1964)	86	32.1
5	Duckler (64)-Eaton (67)-Flanigan (58)	86	23.1

Comparación para Flujo de Tapón

No.	Model	Nro de datos	%error
1	Xiao et al. (1990)	121	-18.9
2	Beggs & Brill (1973)	129	23.3
3	Mukherjee & Brill (1964)	127	27.1
4	Original de Duckler (1964)	128	28.5
5	Duckler (64)-Eaton (67)-Flanigan (58)	129	22.5

Comparación para Flujo Anular

No.	Model	Nro de datos	%error
1	Xiao et al. (1990)	123	-3.6
2	Beggs & Brill (1973)	114	33.3
3	Mukherjee & Brill (1964)	117	83.0
4	Original de Duckler (1964)	114	49.8
5	Duckler (64)-Eaton (67)-Flanigan (58)	119	29.8

APÉNDICE C. Recomendaciones del Simulador (Pipephase).

GUÍA GENERAL:

FLUJOS CON BAJO CONTENIDO DE LÍQUIDOS:

Correlación de Duckler-Eaton puede usarse para flujo cuando domina el contenido de gas.

Correlación de Beggs, Brill & Moody si el flujo bifásico posee un bajo contenido de líquido (menos que 10 BBL/MMSCF).

Correlación de Mukherjee & Brill es mejor para $0.1 < H_L < 0.35$.

FLUJOS CON ALTO CONTENIDO DE LÍQUIDOS:

Correlación de Beggs, Brill & Moody

OTRAS RECOMENDACIONES POR CORRELACIONES:

Correlación	Recomendación
FLUJO HORIZONTAL	
Lockhart & Martinelli	Ampliamente usada en la industria química. Aplicable para flujo anular y flujo anular con neblina si el patrón de flujo es conocido <i>a priori</i> . No debe usarse para tuberías largas. Generalmente sobre-predice la caída de presión.
Eaton	No debe usarse para diámetros menores a 2 pulgadas. No debe usarse para "liquid holdup" (H_L) muy altos o muy bajos. Subestima el H_L para $H_L < 0.1$. Trabaja mejor para $0.1 < H_L < 0.35$.
Duckler	Buena correlación para tuberías horizontales. Tiende a subestimar la caída de presión y el "liquid holdup". Esta correlación es recomendada por API para flujos de gas húmedo.
Beggs & Brill	Para bajos valores de "liquid holdup" usar la opción de "no-slip". Subestima el "liquid holdup". Es la correlación más consistente y de mejor comportamiento
FLUJO INCLINADO	
Mukherjee-Brill	Es recomendada para terrenos irregulares. Se basa fuertemente en el patrón de flujo local.

NOTA: PIPEPHASE no maneja flujos verticales en ascenso.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DE PEQUEÑAS CANTIDADES DE GAS EN AGUA A TRAVÉS DE LA CORRELACIÓN DE DARCY-WEISBACH
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Romero Muziotti, Adonis José	CVLAC: 14.816.316 E MAIL: ajrmuziotti@gmail.com
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Flujo bifásico

Correlaciones de flujo bifásico

Darcy-Weisbach

Caída de presión en tuberías horizontales

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Mecánica

RESUMEN (ABSTRACT):

En el siguiente trabajo se establecieron criterios para proponer modificaciones a la correlación de Darcy-Weisbach, mediante cambios de las propiedades físicas de la mezcla, con la finalidad de ajustarla al uso de flujo bifásico (agua-aire). Este estudio se realizó, considerando flujo homogéneo y variando el contenido de aire a la entrada de una tubería imaginaria. Para ello se realizaron simulaciones con un simulador comercial y una hoja de cálculo (Excel), mediante los cuales se evaluó la caída de presión en tuberías lisas y horizontales. Con los resultados obtenidos se determinó, que los criterios planteados para la propuesta de modificación de la expresión de Darcy-Weisbach eran viables, consistentes y de aceptable exactitud.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Prof. Ayala R, Orlando.	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:	1.193.694			
	E_MAIL	ofar.ayalah@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010	12	10
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis. Flujo bifásico.doc	Application / msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K L M N O P
Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7
8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

INGENIERO MECÁNICO

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

PREGRADO

ÁREA DE ESTUDIO:

DEPARTAMENTO DE MECÁNICA

INSTITUCIÓN:

UNIVERSIDAD DE ORIENTE / NÚCLEO ANZOÁTEGUI

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son exclusiva Propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo quien lo participará al Consejo Universitario”

Adonis José Romero Muziotti

AUTOR

Prof. Orlando Ayala

TUTOR

Prof. Johnny Martínez

JURADO

Prof. Carlos Da'silva

JURADO

Prof. Diógenes Suárez
POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS