



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRIA Y DOCTORADO EN
INGENIERIA**

FACULTAD DE INGENIERIA

SIMULADOR DE SEPARADOR DE VORTICE
PARA DISOCIAR TRES FASES

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

DOCTOR EN INGENIERIA

PETROLERA Y GAS NATURAL - PERFORACION

P R E S E N T A:

RUBEN NICOLAS LOPEZ

TUTOR:

DR. VICENTE CASARIEGO GONZALEZ

2005





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: DR. ABEL CAMACHO GALVAN
Secretario: DR. MARTIN CARDENAS SOTO
1er Vocal: DR. VICENTE CASARIEGO GONZALEZ
2do Vocal: DR. RODOLFO G. CAMACHO VELAZQUEZ
3er Vocal: DR. YURI FAIRUZOV VALERIEVICH
1er Suplente: DR. FERNANDO RODRIGUEZ DE LA GARZA
2do Suplente: DR. SERGIO BERUMEN CAMPOS

Lugares donde se realizó la tesis:

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE
INGENIERIA (DEPFI)
INSITUTO MEXICANO DEL PETROLEO (IMP)

TUTOR DE TESIS:

DR. VICENTE CASARIEGO GONZALEZ

FIRMA

Especialmente dedicado a:

Mamá Julia, Papá Félix

Angela

Félix Rubén, Julissa Rubí, Angel Ivan

Antonia, Matilde, Ma. del Carmen, Ma. Alejandra

Josafat, Benito, Camilo, Abundio, Isaías

AGRADECIMIENTOS:

A Dios por su infinita misericordia hacia su creación y en especial hacia la humanidad.

Al Dr. Vicente Casariego González por su siempre valioso apoyo, disposición y dirección.

A los miembros del Jurado Dr. Abel Camacho Galvan, Dr. Martín Cárdenas Soto, Dr. Vicente Casariego González, Dr. Rodolfo G. Camacho Velásquez, Dr. Yuri Fairuzov Valerievich, Dr. Fernando Rodríguez De la Garza, Dr. Sergio Berumen Campos por sus invaluable comentarios y recomendaciones, así como por aceptar ser parte del jurado.

Al Presidente del SACC Dr. Martín Cárdenas Soto por su enorme ayuda en el proceso de obtención de grado.

A mis familiares, cuñados, cuñadas, sobrinos, sobrinas por que siempre me animan y motivan a seguir desarrollandome.

Al Instituto Mexicano del Petróleo por permitir y dar soporte a mi desarrollo profesional.

A Petróleos Mexicanos por apoyar los proyectos de investigación y la aplicación de los conocimientos en actividades de campo.

A la Dra. Alma América Porres y Dr. Esteban Cedillo P. por apoyar el desarrollo del proyecto dentro el Instituto Mexicano del Petróleo.

Al personal de la DEPFI, en especial al personal del área petrolera, sección escolar, oficina de gestión de grado y áreas administrativas.

A mis amigos y compañeros del IMP por su elevado profesionalismo y espíritu competitivo.

CONTENIDO	
RESUMEN	i
CONTENIDO	ii
LISTA DE FIGURAS	iv
NOMENCLATURA	vi
CAPITULO 1. INTRODUCCION	1
1.1. Objetivos	5
1.2. Problema	5
CAPITULO 2. REVISION DE LA LITERATURA	7
2.1. Separación convencional	9
2.2. Separación centrífuga	12
CAPITULO 3. SEPARADOR DE BAJA ENERGIA	16
3.1. Preseparación	19
3.2. Derivaciones hacia la unidad de separación en paralelo	26
3.3. Separación de gas-líquido y líquido-sólidos	29
CAPITULO 4. MODELO EXPERIMENTAL	43
4.1. Preseparación	47
4.2. Derivaciones hacia la unidad de separación en paralelo	48
4.3. Separación de gas-líquido y líquido-sólidos	49
CAPITULO 5. SIMULADOR	51
5.1. Módulos numéricos	58
5.2. Diagrama de flujo	59

CAPITULO 6. ANALISIS	62
6.1. Preseparación	62
6.2. Derivaciones hacia la unidad de separación en paralelo	72
6.3. Separación de gas-líquido y líquido-sólidos	75
6.4. Aplicación	98
CONCLUSIONES	103
RECOMENDACIONES	105
REFERENCIAS	106
APENDICE	103
A. Criterio de cama móvil	110
B. Modelo lagrangiano	113
C. Cálculo de la geometría de Separador de Baja Energía	116

LISTA DE FIGURAS

CAPITULO 1. INTRODUCCION

Figura 1. 1 Esquema del equipo superficial en PBB.	- 1 -
Figura 1. 2 Esquema de un separador de vórtice típico, (a) vista superior de la entrada tangencial, (b) cuerpo del separador	- 4 -

CAPITULO 2. REVISION DE LA LITERATURA

Figura 2. 1 Metodología para dimensionar separadores centrífugos propuesta por Talavera (1990); X indica el diámetro de la tubería de entrada.	- 13 -
Figura 2. 2 Metodología para dimensionar separadores de gas y partículas, largos (a) y cortos (b) los números indican las veces del diámetro del separador, D_{sep} . Fuente Moore et McFarland (1996). ...	- 15 -

CAPITULO 3. SEPARADOR DE BAJA ENERGIA

Tabla 3. 1 Criterios de velocidad terminal para burbujas	- 39 -
Tabla 3. 2 Criterios de velocidad terminal para gotas y partículas sólidas.	- 42 -
Figura 3. 1 Principio del Separador de Baja Energía (SBE).....	- 16 -
Figura 3. 2 Vista lateral del Separador de Baja Energía (SBE).	- 18 -
Figura 3. 3 Geometrías de flujo para flujos descendente de sólido, líquido y gas.	- 20 -
Figura 3. 4 Esquema y variables geométricas del modelo de flujo separado.	- 21 -
Figura 3. 5 Volumen de control y balance de fuerzas.....	- 21 -
Figura 3. 6 Modelo conceptual del flujo para la derivación y las conducciones hacia los separadores, G = Gas, L = Líquido, S = Sólido	- 27 -
Figura 3. 7 Separador de gas (G) y líquido (L).....	- 31 -
Figura 3. 8 Separador de líquido (L) y sólido (S).	- 32 -
Figura 3. 9 Perfil de velocidad tangencial, $U_T(r, z)$	- 33 -
Figura 3. 10 Perfil de velocidad axial, $U_A(r, z)$	- 35 -

CAPITULO 4. MODELO EXPERIMENTAL

Figura 4. 1 Arreglo de los principales componentes de alimentación del SBE.	- 44 -
Figura 4. 2 Arreglo para determinar la hidráulica del separador	- 45 -
Figura 4. 3 Foto del equipo experimental	- 45 -
Figura 4. 4 Cámara de presión	- 46 -
Figura 4. 5 Tipos de sólidos.....	- 47 -
Figura 4. 6 Etapa de preseparación.....	- 48 -
Figura 4. 7 Etapa de derivación.	- 49 -
Figura 4. 8 Unidad de separación en paralelo.....	- 50 -

CAPITULO 5. SIMULADOR

Figura 5. 1 Análisis de velocidades de la etapa de derivación. U' , U'' y U''' velocidades de inicio, tubería de derivación y entrada tangencial de los separadores para cada derivación respectivamente.	- 53 -
Figura 5. 2 Interacción de módulos del simulador	- 58 -
Figura 5. 3 Secuencia de cálculo del módulo Preseparación	- 59 -
Figura 5. 4 Secuencia de cálculo del módulo Derivación	- 60 -
Figura 5. 5 Secuencia de cálculo del módulo Separadores en paralelo	- 61 -

CAPITULO 6. ANALISIS

Tabla 6. 1 Etapas del Separador de Baja Energía	- 62 -
Tabla 6. 2 Resumen del ejemplo de cálculo de la geometría del Separador de Baja Energía.	- 102 -
Figura 6. 1 Región de flujo estratificado y efecto del ángulo de inclinación (sistema agua-aire, $D_T = 0.0508$ m (2’’)).	- 65 -
Figura 6. 2 Región de flujo estratificado y efecto del ángulo de inclinación (sistema agua-aire, $D_T = 0.1016$ m (4’’)).	- 66 -
Figura 6. 3 Efecto de la viscosidad del líquido sobre la región de flujo estratificado.	- 67 -
Figura 6. 4 Efecto de la densidad del líquido sobre la región de flujo estratificado.....	- 68 -
Figura 6. 5 Efecto de la densidad del gas sobre la región de flujo estratificado.	- 69 -
Figura 6. 6 Efecto del diámetro de la partícula en el número de Reynolds mínimo.	- 70 -
Figura 6. 7 Efecto de la densidad de la partícula en el número de Reynolds mínimo.....	- 71 -
Figura 6. 8 Efecto del ángulo de inclinación de la preseparación en el número de Reynolds mínimo.	- 72 -
Figura 6. 9 Altura del líquido, h_L (agua-aire).	- 73 -
Figura 6. 10 Altura del líquido para ángulos 0° , -5° , -10° y -15° , (agua-aire).	- 74 -
Figura 6. 11 Factor de intensidad de turbulencia.	- 77 -
Figura 6. 12 Factor de intensidad de turbulencia.	- 78 -
Figura 6. 13 Sensibilidad al número de entradas y $Re = 50000$	- 79 -
Figura 6. 14 Sensibilidad al número de entradas y $Re = 60000$	- 80 -
Figura 6. 15 Sensibilidad de número de Reynolds.	- 81 -
Figura 6. 16 Sensibilidad a la relación de momentos.	- 82 -
Figura 6. 17 Perfiles de velocidad tangencial y axial, (datos Chang <i>et Dhir</i> , 1994).	- 83 -
Figura 6. 18 Perfiles de velocidad tangencial y axial, (datos Chang <i>et Dhir</i> , 1994).	- 84 -
Figura 6. 19 Perfiles de velocidad tangencial y axial, (datos Kitoh, 1991).....	- 85 -
Figura 6. 20 Perfiles de velocidad tangencial y axial, (datos King <i>et al</i> , 1969).....	- 86 -
Figura 6. 21 Perfiles de velocidad tangencial y axial ($z/D_S = 4$, $Re = 50000$).....	- 87 -
Figura 6. 22 Trayectorias de partículas de 0.001 m.....	- 89 -
Figura 6. 23 Trayectorias de partículas de 2.5 mm.	- 90 -
Figura 6. 24 Trayectorias de partículas de 5 mm.	- 91 -
Figura 6. 25 Efecto del diámetro de partícula en las trayectorias.	- 92 -
Figura 6. 26 Efecto del número de Reynolds en la trayectoria de las partículas.	- 93 -
Figura 6. 27 Trayectorias de gotas de 0.5 mm.	- 94 -
Figura 6. 28 Trayectorias de gotas de 1 mm.	- 95 -
Figura 6. 29 Trayectorias de gotas de 2.5 mm.	- 96 -
Figura 6. 30 Efecto del Reynolds sobre las trayectorias de gotas de 2.5 mm.....	- 97 -
Figura 6. 31 Diagrama de procedimiento para estimar las dimensiones del Separador de Baja Energía. -	100 -
Figura 6. 32 Principales dimensiones del Separador de Baja Energía.....	- 101 -

NOMENCLATURA

Variable	Definición [unidades]
A	Área [m ²]
Ar	Número de Arquímedes
C _D	Coefficiente de arrastre [-]
D	Diámetro [m]
f	Factor de fricción [-]
F	Fuerza [N]
g	Gravedad [m/s ²]
h	Altura hidráulica [m]
I	Factor de número de entradas [-]
m	Masa [kg]
N	Fuerza por unidad de longitud [N/m]
n	Número de entradas tangenciales al separador [-]
p	Presión [N/m ²]
Q	Gasto volumétrico [m ³ /s]
r	Coordenada radial [-]
R	Radio [m]
Re	Número de Reynolds
S	Perímetro [m]
t	Tiempo [s]
T	Temperatura [°C]
u	Velocidad de la fase dispersa [m/s]
U	Velocidad de la fase continua [m/s]
U'	Velocidad en el inicio de la derivación [m/s]
U''	Velocidad en la tubería de derivación [m/s]
U'''	Velocidad en la entrada tangencial de los separadores [m/s]
X	Parámetro de Lockhart-Martinelli [-]
We	Número de Weber [-]
z	Coordenada axial [-]

∞	Fracción de gas [-]
β	Factor de contracción de la tubería de derivación [-]
ε	Rugosidad [m]
Φ	Agrupador [s^{-1}]
θ	Ángulo de inclinación [°]
ρ	Densidad [kg/m^3]
σ	Tensión superficial [N/m]
τ	Esfuerzo [N/m^2]
μ	Viscosidad [kg/ms]
Ω	Factor de Intensidad de turbulencia [-]

Subíndices

a	Atmosférica
A	Axial
B	Cama de sólidos
C	Continuo
D	Derivación, Dispersa
en	Entrada
G	Gas
GL	Gas-Líquido
GT	Gas-Tubería
f	Fluido
i	Interfacial
L	Líquido
LB	Líquido-Cama de sólidos
LS	Líquido-Sólido
O	Punto de referencia inicial
P	Partícula
R	Radial
REV	Revierte

s	Sistema
S	Separador
SG	Superficial del gas
SL	Superficial del líquido
T	Tubería, Tangencial
W	Peso
ϕ	Bagnold
∞	Terminal

RESUMEN

En este trabajo, se establecen la formulación matemática, código numérico y análisis de la hidrodinámica del Separador de Baja Energía (SBE). El SBE esta compuesto por las etapas de preseparación, derivación y unidad de separación de vórtice en paralelo. En tales etapas, la mezcla de sólido, líquido y gas, se separa de la siguiente manera: la mezcla fluye en forma estratificada después se derivan una corriente de líquido y sólidos, y otra corriente de líquido y gas; cada corriente se conduce hacia separadores bifásicos de vórtice independientes. Por lo tanto, la principal novedad del SBE es el principio de operación, esto es preseparar, derivar y separar en paralelo.

En la preseparación, se emplea un modelo tipo mecanístico de tres capas, esto es se conjunta el balance de fuerzas por cada corriente con criterios de flujo estratificado líquido-gas y de cama móvil de sólidos. En la etapa de derivación, se realiza un balance másico para determinar los gastos en las derivaciones. En la unidad de separación en paralelo, se emplea el modelado mecanístico-lagrangiano el cual se basa en la teoría de vórtice confinado y teoría de partículas. El objetivo, para cada una de las etapas, es determinar los gastos operacionales de acuerdo a la geometría de cada etapa o proponer la geometría de acuerdo a los gastos operacionales. Principalmente, las geometrías consisten de diámetros y longitudes de cada etapa.

Los modelos matemáticos de cada etapa se resuelven mediante códigos numéricos y programación estructurada. Lo anterior permite obtener bases de datos teóricos, los cuales se validan con observaciones y datos experimentales reportados en la literatura. Así mismo, estos resultados teóricos son de utilidad durante el diseño del Separador de Baja Energía y en el análisis de sensibilidad de parámetros. Los resultados teóricos y la evidencia experimental demuestran la funcionalidad del SBE para disociar mezclas de sólido, líquido y gas.

ABSTRACT

The hydrodynamics, numerical model and operational principle of the low-energy separator are described. This separator has three stages of separation, namely, pre-separation, bifurcation and a twin separation unit composed by vortex-type separators. The separation process consists of multi-phase flow is fed to a pre-separation pipe designed to create stratified flow. Next, in THE bifurcation, the stratified flow is split up into two streams, one formed mainly by gas and liquid, and another formed mainly by liquid and solid. These streams are diverted toward a twin vortex-type separator where each stream is separated in its individual phases.

A three-layer model together criterion of liquid-gas stratified flow and moving bed are used to study the pre-separation process. The flow in the bifurcation is analyzed by a mass balance. In order to describe the flow into the twin two-phase vortex separators, a mechanistic-lagrangian model is used. Also these mathematical models are going to calculate the geometry of each stages of the proposed separator.

Each mathematical model is solved by numerical codes based on structured modules. The theoretical results are matched with experimental data and qualitative analysis during experimental runs. The above mentioned makes evident the capability of the separator to dissociate solid-liquid-gas mixtures.

The device is intended for use on facilities where the space is limited. Potential application of this separator includes, but is not restricted to, separation of multi-phase flows in surface equipment of under-balanced drilling, and in oil production facilities.

CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN

El separador de baja energía (SBE) es propuesto para separar mezclas de *sólido, líquido y gas* en el circuito superficial de flujo de un sistema de perforación bajo balance (PBB). Por ello, en esta sección, se describirán brevemente los componentes y las composiciones ideales de flujo en el circuito de flujo de PBB, y algunas características de los separadores convencionales empleados en PBB.

Los componentes del sistema de perforación bajo balance se pueden clasificar en equipo superficial, equipo de pozo y sistema yacimiento-pozo [Butler *et al.* (1998), Benion *et al.* (1998) y McMillin *et Furlow* (1999)]. La Figura 1. 1 muestra un esquema general del equipo superficial, la circulación del flujo y el equipo fundamental en PBB; por ejemplo separador, bomba, compresor, preventor, múltiple de válvulas, quemador y depósitos especiales para fluidos de perforación, recortes de formación y fluidos de producción; las flechas indican el sentido del flujo.

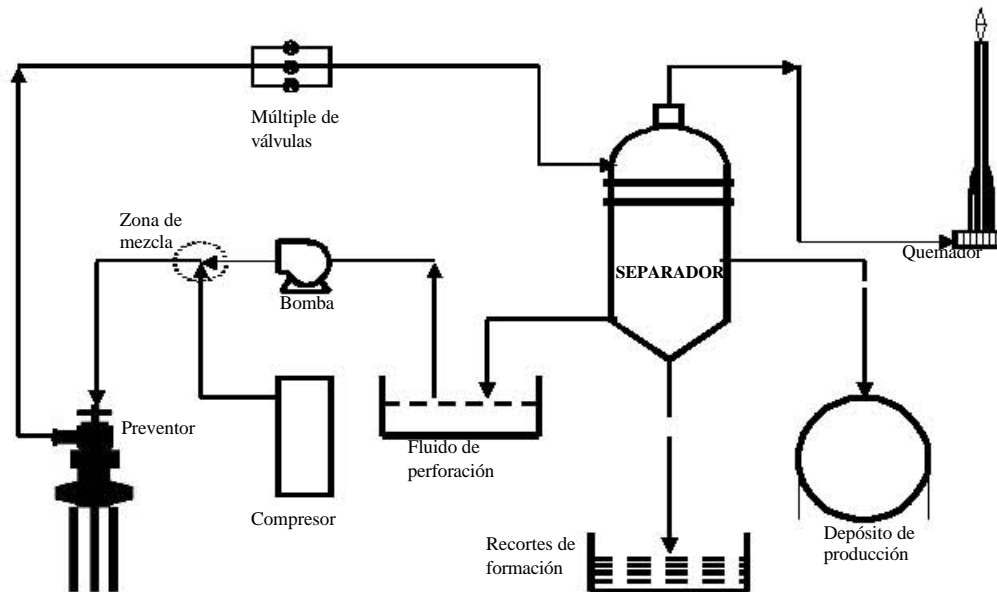


Figura 1. 1 Esquema del equipo superficial en PBB.

La circulación y composiciones ideales de flujo en el circuito de circulación de la Figura 1. 1, se describen a continuación:

El equipo de bombeo circula el fluido de perforación, *fase líquida*, desde el depósito hacia la zona de mezcla. En la zona de mezcla del fluido de perforación con el gas, se suministra la *fase gas* mediante un compresor de aire o una unidad de nitrógeno. En la zona de mezcla se obtiene flujo concurrente de las *fases líquido y gas*; el cual se inyecta a través de la tubería de perforación hasta la barrena. En el fondo del pozo, los recortes de formación se incorporan a la mezcla *bifásica*. Después la mezcla de fluidos, líquido, gas y recortes de la formación retorna a la superficie por el espacio anular.

En adición, sí se perfora una zona productora en condiciones de bajo balance, esto es con la presión en el fondo del pozo menor a la presión de poro de la formación; se esperaría una aportación de fluidos de la formación hacia el pozo. Por tanto, el flujo de descarga estaría compuesto por: (i) la *fase líquida*: fluido de perforación, fluidos de la formación; (ii) la *fase gas*: gas inyectado, gas de la formación y (iii) la *fase sólida*: recortes de la formación generados por la penetración de la barrena. Esta mezcla multifásica se conduce hacia el separador para su disociación.

El separador es un componente de gran importancia y volumen, el cual en algunos casos es un sistema integral con divisiones internas o varias etapas de separación independientes [Lackneker (1998), Moore *et* McFarland (1996)]. En la *línea de entrada* al separador, se tiene la mezcla de *sólidos, líquidos y gases* provenientes del pozo. Para disociar esta mezcla es esencial regionalizar el flujo; esto es, generar regiones de *gas, líquido y sólidos* en el interior del separador y ubicar las salidas de las fases de acuerdo a las regiones [Gomez *et al* (1999)]. En general, la *línea de salida de gas* del separador transporta la corriente de *gas* a un quemador de gases; la *línea de salida del fluido de perforación* conduce el fluido de perforación a depósitos donde pudiera ser reutilizado y repetir el ciclo; la *línea de salida de sólidos* transfiere los recortes de la formación a depósitos o

contenedores; y la *línea de salida de fluidos de producción* corresponde a la salida de los fluidos aportados por la formación los cuales pueden ser almacenados o transferidos a sistemas de producción.

En el circuito de flujo superficial de PBB entre los componentes de mayor tamaño se encuentra el separador. En estos circuitos, se han empleado separadores de flujo multifásico similares a los empleados para procesar la producción de fluidos de los pozos. Sin embargo, estos separadores se apoyan principalmente en una cámara de expansión y una fuerza gravitacional (G), por lo tanto son de tamaño relativamente grande [Viles (1993)]. En tierra el espacio de instalación, generalmente, no representaría inconveniente alguno; sin embargo, en costa afuera el espacio disponible es demasiado restringido y por ello se requiere de separadores compactos con capacidad para manejar los gastos inyectados de las fases y los aportados por la formación. Además, cuando se tienen separadores con peso excesivo, las operaciones de maniobra e instalación requieren de maquinaria de gran capacidad.

A fin de aprovechar el contraste de densidad entre las fases, se sugiere diseñar modelos matemáticos y modelos físicos a escala para desarrollar separadores de vórtice o ciclones, los cuales operan con altas gravedades equivalentes. El vórtice en la mayoría de los separadores ciclónicos, se induce por la entrada tangencial de la mezcla al cuerpo cilíndrico del separador, Figura 1. 2, y tiene la función de hacer rotar la mezcla multifásica y generar efectos de fuerza centrífuga sobre las densidades individuales con la intención de regionalizar las fases; esto es, en el vórtice, la fase de mayor densidad específica tiende a distanciarse más del eje imaginario de rotación de flujo, la fase de menor densidad tiende a tomar la parte cercana al eje de rotación de flujo y por efectos de flotación fluye hacia la parte superior del separador. La intensidad del vórtice y magnitud de la fuerza centrífuga dependen principalmente de la velocidad tangencial de entrada y del diámetro del separador, por lo anterior la geometría del separador tiene un papel importante en la dinámica de la separación de fases.

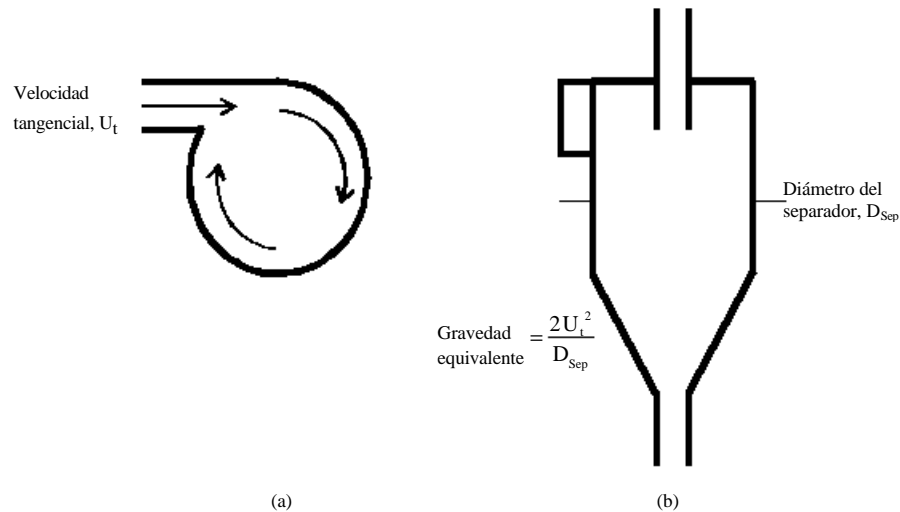


Figura 1.2 Esquema de un separador de vórtice típico, (a) vista superior de la entrada tangencial, (b) cuerpo del separador

En este trabajo se presenta el simulador del separador de baja energía de sólido, líquido y gas, el cual agrupa características de preseparación de las fases mediante el uso del patrón de flujo multifásico llamada *flujo estratificado* y de separación ciclónica antes descrita. Se denomina de Baja Energía debido a que el *flujo estratificado* se presenta en bajas velocidades superficiales de las fases. En la sección de preseparación, las condiciones hidráulicas de diseño inducen un flujo estratificado de las fases, el gas toma la parte superior de la tubería y el líquido y sólido la parte inferior. Después mediante un arreglo especial se obtienen dos derivaciones una de gas-líquido y otra de líquido-sólido, cada derivación conduce a separadores de tipo ciclón independientes. Por tanto, la configuración geométrica del SBE y el principio de operación son los aspectos técnicos novedosos.

El desarrollo del simulador implica el estudio conjunto, teórico-experimental, de fenómenos de flujo en vórtice, atrapamiento de las fases, sedimentación, flujo concurrente de varias fases, etc., lo cual indica el grado de complejidad en el análisis. Para la modelación matemática, se considerará la teoría de flujo multifásico con partículas, así como la dinámica de vórtice para el desarrollo del modelo matemático. Las ecuaciones gobernantes, se resolverían en forma numérica mediante el método de volumen de control [Versteeg *et* Malalasekera (1995)]. Los resultados se podrían validar con datos reportados en la literatura, artículos técnicos y probablemente con bases de datos experimentales. El separador debe ser altamente eficiente, y relativamente ligero. Adicionalmente,

se debe extender su operación a la separación de tres y cuatro fases. El simulador, producto de la presente investigación, sería una herramienta útil en el diseño de separadores compactos y eficientes.

La aplicación para la cual se desarrolla el SBE es separar fases en equipo superficial de la perforación bajo balance, por presentarse en forma natural el flujo de partículas sólidas (S), líquido (L) y gas (G). Sin embargo, estos separadores tienen aplicación en procesos donde se requiera el manejo individual de las fases. Por ejemplo en circuitos de perforación, sistemas de producción, plantas geotérmicas, purificadoras de gases. En general, donde exista presencia de sólido, líquido y gas. Algunas aplicaciones particulares pueden ser pruebas de producción de pozos, circuitos cerrados de perforación en plataformas marinas y terrestres.

1.1. Objetivos

Desarrollar la capacidad técnica para modelar separadores de vórtice, para disociar flujo de sólido, líquido y gas.

Diseño del prototipo de separador de vórtice de baja energía.

1.2. Problema

La separación de los fluidos de producción es una operación intrínseca durante la explotación de un yacimiento. En la industria del petróleo, los separadores de mezcla multifásica se han empleado para llevar a cabo esta actividad, estos equipos se diseñan con el fundamento de permitir el tiempo de residencia suficiente para la disociación de los fluidos; una extensa descripción de sistemas de separación de fases se presenta en Perry *et al.* (1982). En aplicaciones de campo de los separadores convencionales, se han detectado las siguientes desventajas de operación:

1. Peso y volumen excesivo
2. En ambiente marino, los costos de instalación de separadores son elevados debido a que requieren de un área adicional para su montaje. Por ejemplo,

según Rambout A. Swanborn et al. (1995) mencionan que "extender la superficie de plataforma e instalar nuevos separadores de producción representa una inversión diez veces mayor a instalar separadores de vórtice internos"

3. El tamaño y peso del separador representa una dificultad considerable durante las operaciones de instalación en plataformas marinas
4. Efectos de corrosión concurrentes
5. Las soluciones que existen son demasiado costosas

Además, las restricciones técnicas de operación presionan a la industria petrolera a desarrollar separadores compactos y eficientes, como es el caso de perforación a contra presión en ambiente marino. Los separadores de vórtice podrían ser la respuesta a estas necesidades, [Oranje (1990)]. Los elementos principales de los separadores de vórtice son: un cilindro vertical con una tubería de entrada, tangencial a la sección transversal del cilindro, del fluido del proceso; una tubería de descarga de líquidos y sólidos en la parte inferior del cilindro. Los tipos de uso común son: los separadores de vórtice de flujo inverso, de flujo axial y de flujo axial con recirculación. Sin embargo, una considerable cantidad de estos dispositivos se han diseñado en forma empírica y con modelos matemáticos simplificados. Esto es, la eficiencia de separación, las calidades de las corrientes de salidas, gastos operacionales de las fases y caídas de presión totales se han determinado con modelos simplificados.

Recientemente la industria petrolera ha atacado el problema de mejorar la eficiencia de separadores empleados en plataformas de producción. Así también, para perforación a contra presión, se requiere desarrollar sistemas de separación de vórtice verticales óptimos y relativamente económicos. Los separadores se emplearán para disociar gas, líquido y sólidos. Para solucionar esta problemática, se requiere llevar a cabo un estudio detallado del seguimiento de partículas, transferencia de cantidad de movimiento entre las fases, efectos asociados con turbulencia; evaluación de técnicas de solución. La capacidad técnica para el desarrollo de separadores de vórtice eficientes y la reducción de las desventajas en los separadores convencionales serían los resultados directos de tal estudio. Lo anterior es motivo del presente trabajo.

CAPITULO 2. REVISION DE LA LITERATURA

En el inicio de la tecnología de separación de fases por gravedad, la mayoría de los modelos se desarrollaban basándose en la experiencia. Los primeros separadores consistían en enormes tanques de sedimentación, en los cuales la mezcla de flujo multifásico se dejaba reposar por un periodo de tiempo bastante prolongado; posteriormente, surgieron los separadores centrífugos, que operan a altas gravedades inducidas y además se aprovecha la diferencia en densidad entre las fases [Brewis (1995)]. A estos sistemas, también se les conoce como separadores de vórtice, rotatorios, hidrociclónicos, y ciclónicos. Algunos de estos nombres, se deben a que los mecanismos de flujo en el interior de estos equipos son similares a los presentes en los meteoros llamados ciclones, huracanes y tornados.

Actualmente en la industria petrolera, en el área de producción, el uso de separadores que operen a una gravedad, separadores convencionales, ha disminuido mientras que el uso de separadores de vórtice se ha incrementado considerablemente [Shoham *et Kouba* (1998)]. Sin embargo, se menciona que recientes estudios reportan la separación de corrientes bifásicas, gas-líquido, mediante separadores de flujo supersónico y de vórtice [Page *et al.* (1999)], estos separadores se fundamentan en el principio de la válvula Laval. Lo anterior pudiera indicar que la tendencia de la tecnología de separación de flujo multifásico, se orienta hacia el desarrollo de separadores eficientes que funcionen a mayores gravedades; esto con el propósito de reducir el área, peso, y costo de instalación que representan los separadores convencionales. No obstante, en el área de perforación de pozos, el uso de separadores convencionales aún es frecuente; tal situación indica una oportunidad de investigación y desarrollo tecnológico en el tema.

Durante la evolución de la tecnología de separación se ha requerido del desarrollo de diversas técnicas de análisis de la hidrodinámica en los separadores. La hidrodinámica considera flujo multifásico con partículas dispersas y flujo en vórtice; ambos tópicos considerados de alta complejidad por varios autores [Brill *et Arlrachakaran* (1992); Salhi *et al* (1992); Awwad *et al* (1995); etc.]. Además, en la literatura existe poca información detallada referente a las técnicas de diseño y evaluación del desempeño de separadores de vórtice. Algunos de los modelos publicados, se encuentran limitados a flujo en una sola fase con partículas de geometría sencilla.

Los trabajos reportados se pueden clasificar como experimentales, analíticos, de simulación numérica, o una combinación de ellos. En general, los estudios experimentales conducen al desarrollo de correlaciones empíricas y la generación de valiosas bases de datos, las cuales son de gran ayuda en la validación de modelos obtenidos en estudios analíticos y de simulación numérica. Ejemplos representativos de investigaciones experimentales en separadores de vórtice son: la colección de partículas sólidas en hidrociclones [Kim *et al.* (1990)], obtención y aplicación de correlaciones empíricas para el análisis de separadores como se reporta en Moore *et al.* (1996), aplicación de las leyes de escalamiento en el modelado físico de separadores [Fenner *et al.* (1997); Fenner *et al.* (1998)]. Se destaca en estos trabajos el marcado interés en reducir el área de instalación e incrementar la eficiencia fraccional basándose en el tamaño de partícula que se recolecta.

McCreary (1974) y Hwang *et al.* (1993) han reportado soluciones analíticas de las ecuaciones que describen el flujo en separadores de vórtice. En estas soluciones, la fase continua se considera gas y la fase dispersa son partículas sólidas de geometría simple. Sin embargo, la formulación matemática que describe el movimiento de las partículas es aun tema de investigación como se muestra los trabajos de Maxey *et al.* (1983) y Mantilla *et al.* (1999).

La dificultad que representa el tratamiento analítico de las ecuaciones, el relativo avance en métodos numéricos y procesadores de cálculo, han motivado el desarrollo de técnicas computacionales de análisis de fluidos; comúnmente denominados aplicaciones de CFD, *Computational Fluid Dynamics*. Sin embargo, para el análisis del flujo en el interior de un separador de vórtice, se requiere de técnicas numéricas de alta complejidad. Los trabajos reportados bajo este concepto se conocen como de simulación numérica.

A continuación, se mencionan algunos de ellos: Griffiths *et al.* (1996) realizaron un extenso estudio del desempeño de separadores cuando se modifican los parámetros de diseño, también realizaron la comparación de sus resultados con modelos empíricos; Lackner *et al.* (1998) desarrollaron un código para el análisis de separadores rotatorios de mezclas gas-líquido. El desarrollo de las ecuaciones se realizó mediante el modelo de deriva.

En los últimos años en la industria petrolera, las pesquisas científicas en el tema han servido para establecer técnicas o criterios prácticos de diseño y selección de separadores; dado que representan una gran ayuda para el ingeniero de campo. En separadores convencionales los parámetros de diseño de mayor importancia son el diámetro del separador y su longitud [Viles (1993)], y en separadores de vórtice, también se consideran la longitud y diámetro de las tuberías de entrada y salida de las fases [Talavera (1990); Gomez (1999)]. Sin embargo, en algunas aplicaciones específicas aún existen dificultades a superar. Por ejemplo, la separación de fases en ambientes submarinos exige el desarrollo de separadores altamente eficientes y compactos como se expone en el trabajo de ABB Corporate Research (1998), y los proyectos compartidos propuestos en Benetti *et al.* (1998), y Dudgeon (1998); la separación de gas-líquido en sistemas de bombeo sumergibles [Wilson (1994)]. Así también, se han propuesto en la industria varias interesantes alternativas en el diseño de sistemas de separación de vórtice [Rem *et al.* (1998); Kendro Laboratory Products (2000); Petty *et al.* (2000)]. Algunos de estos desarrollos han generado interesantes patentes en tecnología de separación, [Eichler (2000); Gargas (2000); Gay *et al.* (2002)].

La revisión de la literatura muestra que los sistemas de separación, en el área de producción, han evolucionado considerablemente; sin embargo, en perforación existe una imperante necesidad de optimizar los separadores de dos o más fases, sobre todo debido a la presencia de sólidos. Lo último requiere de un enfoque moderno en el análisis de la hidrodinámica y técnicas numéricas de solución [Crowe *et al.* (1997); Ferziger *et al.* (1999)]. El presente trabajo pretende contribuir en esta parte.

2.1. Separación convencional

Los separadores convencionales representan el inicio de la tecnología de separación de fases por gravedad, la mayoría de los modelos se desarrollaban de manera empírica. Los primeros separadores consistían en tanques de sedimentación, en los cuales la mezcla de flujo multifásico se dejaba reposar por un periodo de tiempo en el cual, por efecto de densidad, las fases se segregaban en forma natural. Estos se clasifican en dos grupos verticales y horizontales, los verticales son comunes en el manejo de mezclas líquido-sólidos, gas-sólidos; y los horizontales en el manejo de mezclas líquido-gas. Sin embargo, aun cuando la separación es elevada, el proceso de separación en estos equipos requiere de un tiempo de residencia bastante prolongado. En algunos modelos se han

agregado partes internas como mallas, filtros de niebla, rejillas móviles, ciclones internos, etc. con el propósito de incrementar la eficiencia de separación y extender la capacidad de manejar más de dos fases. En general, se caracterizan por que en función de los gastos de las fases, con capacidad de separar, el volumen y peso del separador resulta ser excesivos y por esta razón su uso tiende a disminuir.

Las metodologías para dimensionar los separadores convencionales de dos fases, tienen como base extensos trabajos de investigación experimental y un modesto uso de modelación matemática, por ejemplo, las metodologías para obtener la relación de aspecto longitud/diámetro, se basan en el principio de velocidad terminal de las partículas en caída libre (gotas, sólidos), el de resbalamiento de fases (burbujas) y el tiempo de residencia o de retención. Para propósitos prácticos en separadores de mezclas gas-líquido, se recomienda una relación de aspecto longitud/diámetro de 3.0 a 4.0 [Arnold *et* Stewart (1984a); Talavera (1990)]. El principio de velocidad terminal describe a una partícula en caída libre en el seno de un fluido viscoso en el cual, por efectos de gravedad, la partícula se acelera hasta alcanzar una velocidad constante; en este punto, la sumatoria de las fuerzas de arrastre y fricción, de gravedad corregidas por efectos de flotación y de resistencia de forma, etc., que actúan sobre la partícula es cero. Por lo tanto, el separador podría separar partículas de diámetros mayores al diámetro correspondiente de la velocidad terminal. El tiempo de retención o residencia tiene el propósito de mantener los niveles internos del separador, permitir la coalescencia de gotas o burbujas dispersas y el equilibrio PVT de las fases, los valores típicos son de treinta segundos a tres minutos de retención según las propiedades de las fases.

El tiempo de residencia se puede determinar con la siguiente formula,

$$T.R. = \frac{V_f}{Q_f} \quad (2.1)$$

En la cual, T.R. es el tiempo de residencia necesario, V_f el volumen de la fase en el interior y Q_f es el gasto de la fase fluyendo hacia dentro del separador. Para determinar la velocidad terminal, V_s , de una partícula esférica, se puede emplear el siguiente procedimiento:

La ecuación para el cálculo de la fuerza de arrastre F_A , se puede deducir mediante análisis dimensional resultando,

$$F_A = \frac{\pi D_p^2 C_D \rho_f V_s^2}{8g_c} \quad (2.2)$$

La fuerza de sedimentación F_S se calcula como sigue,

$$F_S = \frac{\pi D_p^3}{6g_c} (\rho_p - \rho_f) g \quad (2.3)$$

Aplicando el concepto de velocidad terminal,

$$\Sigma F = F_A + F_S = 0 \quad (2.4)$$

Se obtiene la formula para estimar la velocidad terminal de una partícula esférica,

$$V_s = \left[\frac{4 D_p (\rho_p - \rho_f)}{3 C_D \rho_f} g \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2.5)$$

El coeficiente de arrastre C_D , [ecs. (5.2),(5.5)], se calcula mediante correlaciones experimentales, para el caso de una gota o partícula sólida se tiene,

$$C_D = \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}) \quad (2.6)$$

El número de Reynolds relativo de la partícula Re_p , se define como,

$$Re_p = \frac{\rho_f D_p |V_f - V_p|}{\mu_f} \quad (2.7)$$

Donde D_p es el diámetro de la partícula, C_D el coeficiente de arrastre, \tilde{n}_f es la densidad del fluido, \tilde{n}_p es la densidad de la partícula, V_s es la velocidad terminal de la partícula, V_f es la velocidad del fluido, V_p es la velocidad de la partícula y g_c es la constante de gravedad para conversión.

2.2. Separación centrífuga

Los equipos de separación que han incrementado su presencia en diversos procesos industriales son los separadores centrífugos, estos operan a altas gravedades inducidas y aprovechan la diferencia entre las densidades de las fases; también se les conoce como separadores de vórtice, rotatorios, hidrociclónicos, y ciclónicos; y consisten fundamentalmente de una cavidad cilíndrica con entrada(s) tangencial(es) de la mezcla. Algunos modelos cuentan con accesorios internos como baffles, extractores de niebla, buscador de vórtice entre otros. En general, se emplean para disociar mezclas de dos constituyentes, gas y sólido, gas y líquido, líquido y sólido, líquido y líquido. Ejemplos típicos son los separadores ciclónicos tipo Lapple y tipo Stairmand. En la industria petrolera, en el área de producción, el uso de separadores que operen a una gravedad, separadores convencionales, ha disminuido mientras que el uso de separadores de vórtice se ha incrementado considerablemente.

Dado que el principal fundamento de la separación por gravedad esta representada por la fuerza de sedimentación F_s , ec. (2.3), el origen de los separadores de vórtice se basó en incrementar la gravedad estándar mediante efectos de fuerza centrífuga con el propósito de incrementar la fuerza de sedimentación, como se muestra a continuación,

$$G.E. = \frac{2U_T^2}{D_s} \quad (2.8)$$

Donde G.E. es la gravedad equivalente, U_T es la velocidad de la mezcla tangencial al cuerpo del separador y D_s es el diámetro del separador de vórtice, ver Figura 1. 2.

Lo anterior pudiera indicar que la tendencia de la tecnología de separación de flujo multifásico, se orienta hacia el desarrollo de separadores eficientes con capacidad de funcionar a mayores

gravidades y en consecuencia reducir: el área de apoyo, peso, y costo de instalación. No obstante, en el área de perforación de pozos, el uso de separadores convencionales aún es frecuente; tal situación indica una oportunidad de investigación y desarrollo tecnológico en el tema. Los equipos ciclónicos, los cuales tienen un papel natural para resolver esta problemática, se pueden dimensionar con metodologías experimentales en las cuales los parámetros eficiencia de separación y diámetro de partícula con capacidad de separar son de gran importancia; como ejemplos de metodologías prácticas, basadas en estudios experimentales y un modesto análisis matemático, se reportan en los trabajos de Talavera (1990), Moore *et* McFarland (1996) entre otros.

Una metodología para dimensionar un separador centrífugo, para disociar mezcla de *líquido y gas*, publicada en el trabajo de Talavera (1990) es,

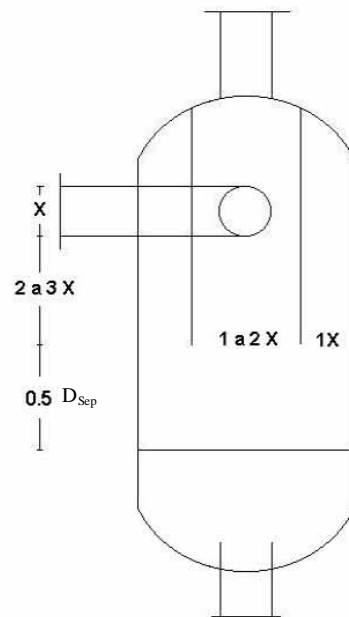


Figura 2. 1 Metodología para dimensionar separadores centrífugos propuesta por Talavera (1990); X indica el diámetro de la tubería de entrada.

Principalmente, esta metodología consiste en suponer una velocidad de entrada de la mezcla en el rango de 15.24 m/s (50 ft/s) y hasta 30.48 m/s (100 ft/s) y con el gasto de la mezcla como dato, se determina el diámetro de la tubería en la entrada X , después se sigue el procedimiento mostrado en la Figura 2. 1 para determinar las principales dimensiones del cuerpo del separador.

A continuación, se describe brevemente una metodología para dimensionar separadores centrífugos para disociar mezclas de *gas y partículas*, según el trabajo de Moore *et* McFarland (1996).

Moore *et* McFarland (1996) proponen la siguiente correlación, considerando una eficiencia de separación del cincuenta por ciento, para el diseño de separadores de una y múltiples entradas tangenciales para separar partículas de una corriente de aire,

$$\ln \left(\frac{C^{\frac{1}{2}} D_p}{D_{sep}} \right) = \ln a + b \ln Re \quad (2.9)$$

Donde a y b, son coeficientes que dependen del tipo de separador, de una entrada, de entrada múltiple, separador largo o corto, y C es un parámetro de corrección. El procedimiento consiste en suponer el diámetro de partícula D_p a separar, se obtiene el diámetro del separador D_{sep} y con este dato se diseñan las demás medidas del separador, (ver Figura 2. 2). Las características de la zona de entrada para separadores de una sola entrada y de múltiples entradas se detallan en Moore *et* McFarland (1996).

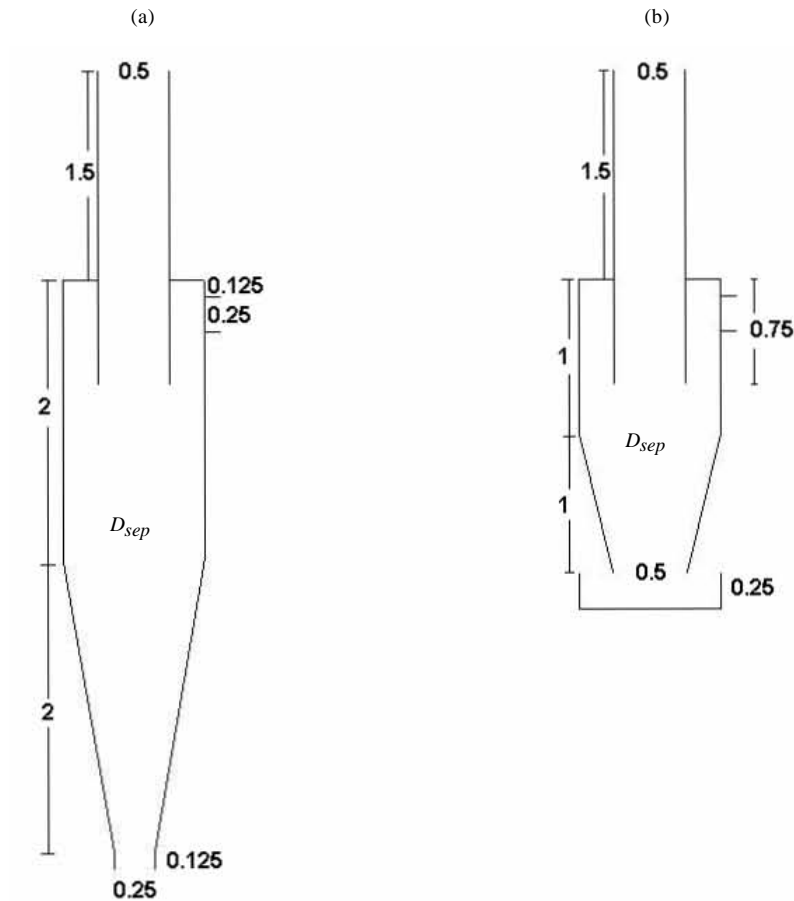


Figura 2.2 Metodología para dimensionar separadores de gas y partículas, largos (a) y cortos (b) los números indican las veces del diámetro del separador, D_{sep} . Fuente Moore et McFarland (1996).

Otras metodologías para dimensionar separadores centrífugos, con análisis matemáticos conservadores, se reportan en los trabajos de Zhikharev *et al* (1985) y de Griffiths *et* Boysan (1996). Generalmente, estas metodologías presentan una forma de dimensionar el separador en función de una característica geométrica, por ejemplo en base al diámetro de la tubería de entrada o al diámetro del separador.

Además de lo antes expuesto, en tecnología de separación, se ha fomentado el desarrollo de programas dedicados específicamente al estudio teórico-experimental de la hidrodinámica de separadores de vórtice eficientes, [Michigan (2005)]. Al mismo tiempo, se han reportado propuestas de interesantes configuraciones geométricas de separadores, [IMP (2003); Tulsa, (2005)].

CAPITULO 3. SEPARADOR DE BAJA ENERGIA

En esta sección se describe el Separador de Baja Energía, el cual separa las corrientes de líquido, sólido y gas de una mezcla fluyendo. Se denomina de Baja Energía debido a que el *flujo estratificado* se presenta en bajas velocidades superficiales de las fases. El flujo estratificado de líquido y gas, por lo general, tiene lugar en bajas velocidades superficiales de líquido y gas, flujo horizontal, y es predominante en flujo descendente hasta ángulos del orden de treinta grados geométricos [Barnea (1987)]. La mezcla multifásica, mediante condiciones hidráulicas de diseño, fluye en forma estratificada después se derivan una corriente de líquido y sólidos, y otra corriente de líquido y gas; cada corriente se conduce hacia separadores individuales donde se disocian en corrientes individuales. Por lo tanto, las novedades del SBE son: (i) el principio de operación del SBE, preseparar, derivar y separar en paralelo las corrientes individuales como se muestra en la Figura 3. 1; (ii) La configuración geométrica que consiste principalmente en: una tubería de estratificación, dos derivaciones hacia dos separadores en paralelo, los cuales pueden estar conectados mediante la corriente de líquido.

Lo antes mencionado se describe mediante la siguiente figura,

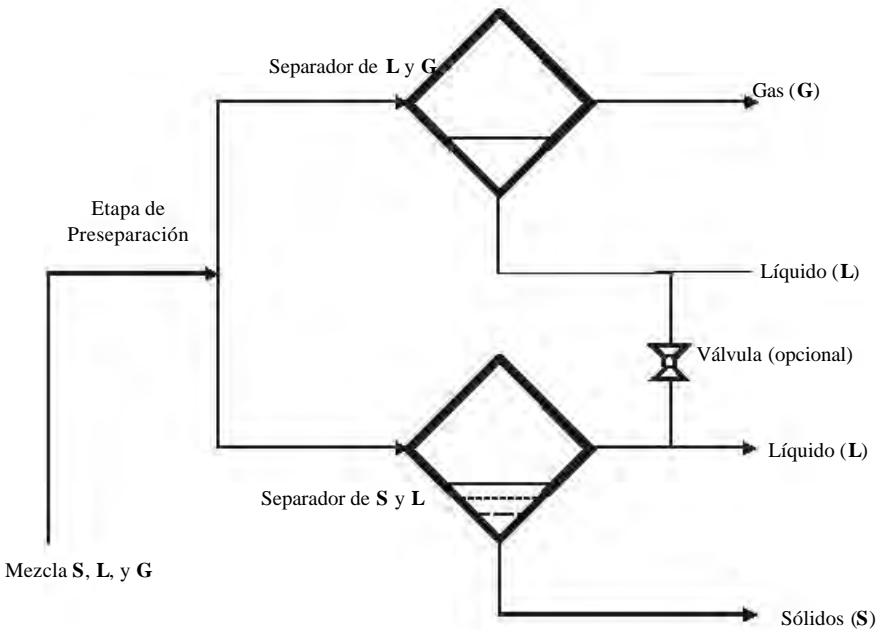


Figura 3. 1 Principio del Separador de Baja Energía (SBE).

El SBE tiene como función principal separar mezclas multifásicas de sólido, líquido y gas fluyendo en conducciones cerradas y por efectos centrífugos. La mezcla de sólido, líquido y gas se presepára en una tubería de estratificación. Después de presepárá, se derivan de la corriente principal dos corrientes: una de líquido y gas, la cual fluye en la parte superior de la tubería; y otra de líquido y sólidos, esta fluye en la parte inferior de la tubería. Cada derivación conduce a separadores ciclónicos independientes donde, por efectos de fuerza centrífuga, las fases se disocian y se conducen a sus respectivas corrientes de salida. En las salidas se evalúan las calidades de separación alcanzadas por el SBE.

Por su principio de operación, Figura 3. 1, y configuración geométrica, Figura 3. 2, el SBE presenta las siguientes características:

1. En este equipo la mezcla de sólido, líquido y gas tiene un tratamiento previo de presepáráción donde la problemática de separar las tres fases se convierte en dos problemas de dos fases; esencialmente, esto ayuda a tener separadores adecuados para tratar mezclas de sólido y líquido, y mezclas de líquido gas en forma independiente
2. El cuerpo del separador puede fabricarse con materiales de diferentes especificaciones, esto es, el diseño estructural se realizaría en función de los mecanismos de flujo presentes en las secciones
3. La instalación y mantenimiento se facilita por tener un diseño modular
4. Reducción de espacio necesario para su operación
5. No tiene partes internas
6. Podría operar con mezclas de líquidos y gases, por ejemplo gas natural, aceite y agua
7. La etapa de presepáráción mediante un brazo de estratificación tiene el uso de presepárá, derivar y simplificar el problema.

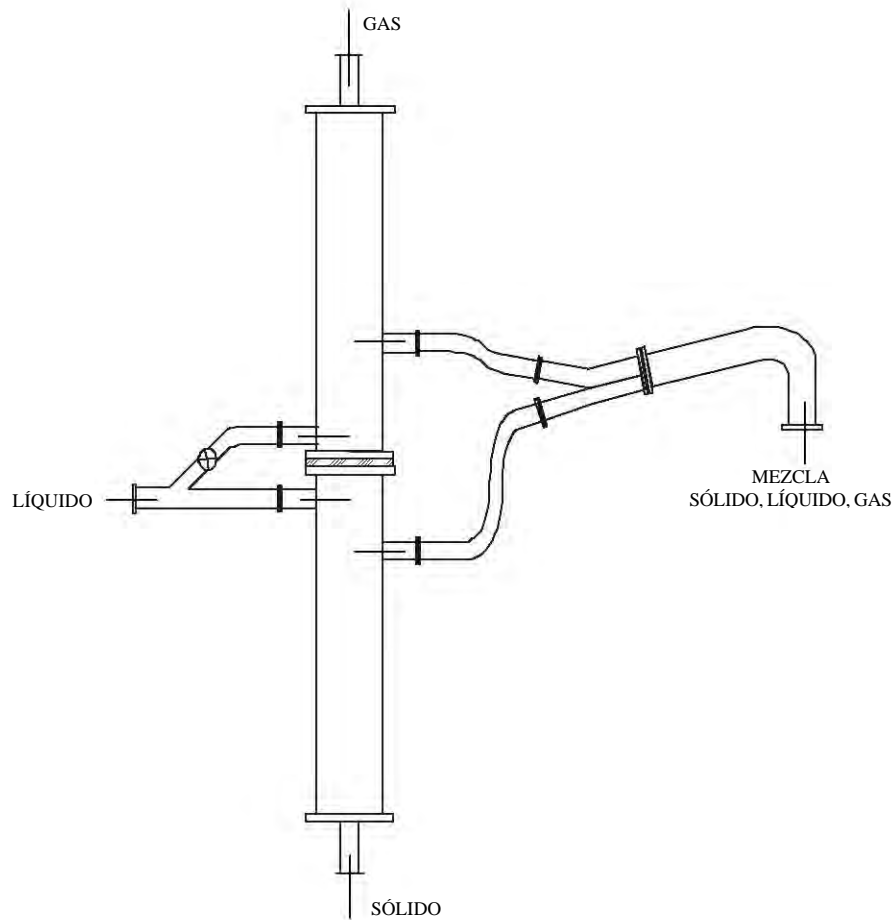


Figura 3.2 Vista lateral del Separador de Baja Energía (SBE).

Al igual que otros dispositivos, el SBE tiene un rango operacional recomendable, de las condiciones hidráulicas de diseño, para alcanzar una operabilidad efectiva. Esto es, se recomienda el uso de instrumentación para controlar en forma apropiada la preseparación y tiempos de residencia en la unidad de separación en paralelo. Lo anterior conlleva al control en las demás secciones de manera más efectiva. Así también, se menciona que en el mercado se encuentran disponibles tecnologías de control de aplicación directa a los mecanismos de flujo presentes en el SBE.

En general, la configuración geométrica del SBE consiste de una tubería de estratificación con dos derivaciones a separadores independientes. Esta configuración geométrica permite el manejo de tres fases, de mayor, intermedia y menor densidad; en este caso se considera sólido, líquido y gas respectivamente. Sin embargo, podría manejar otras combinaciones como: líquido, líquido y gas;

sólido, líquido y líquido. La pieza de derivación divide en dos la corriente multifásica, una corriente constituida por las fases de densidad intermedia y de mayor densidad y otra corriente constituida por la fase densidad intermedia y la de menor densidad específica. En adición el principio de preseparar y derivar, se puede emplear para separar corrientes de dos fases líquido y gas, líquido y líquido, líquido y sólidos. Lo antes mencionado muestra la versatilidad de aplicaciones posibles del tipo de separador propuesto.

3.1. Preseparación

En la preseparación, la mezcla multifásica de sólido, líquido y gas, inicia el proceso de separación de sus constituyentes. Esta sección tiene como función principal inducir un flujo estratificado o segregado de las fases. Preferentemente, la mezcla ingresa en flujo ascendente para después fluir en forma descendente. El arreglo geométrico propiciaría las condiciones hidráulicas donde la fase de mayor densidad específica fluiría en la parte inferior de la tubería, la densidad intermedia en secciones intermedias y la de menor densidad en la parte superior. Físicamente, la sección de preseparación consiste en una tubería, de sección circular, inclinada.

La separación de corrientes constituidas por diversos tipos de fluidos, por lo general se lleva a cabo mediante etapas, las cuales dependen en gran medida de la calidad de separación permitida en el proceso. Los sistemas de perforación bajo balance no son la excepción, por ello una de las formas de alcanzar los límites de separación permitida es el adecuado diseño de una etapa de preseparación o acondicionamiento de la mezcla, a fin de entregar al separador principal el flujo en condiciones apropiadas; otra manera es derivar, después de la sección de preseparación, dos corrientes de mezclas con menor número de constituyentes a separadores independientes para su posterior tratamiento. Lo último mencionado, se describe en el presente trabajo.

El diseño de una etapa de preseparación se fundamenta en la dinámica de flujo en dos fases, en la cual un aspecto de importancia es la determinación del patrón de flujo; esto es la distribución geométrica de las fases fluyendo. Entre los patrones de flujo reportados en la literatura [Collier, (1981)] de interés para la sección de preseparación, se encuentran los siguientes, ver Figura 3. 3:

Flujo Estratificado. Este patrón adquiere particular relevancia debido a que representa la separación gravitacional de fases con diferentes densidades. Este puede ocurrir como resultado del efecto del “viento” o por efectos de gravedad; y tiene lugar a relativos bajos gastos de gas y líquido.

Flujo Burbuja Dispersa. Este flujo se presenta cuando existe una alta concentración de líquido fluyendo a altas velocidades y velocidades superficiales de gas relativamente bajas.

Flujo intermitente. Esta configuración de flujo se identifica por tener una estructura tipo “bache”, flujo oscilatorio de líquido, y se puede formar por la coalescencia de burbujas de gas. En algunos casos es altamente deseable evitar esta configuración de flujo.

Flujo anular. Este patrón debe su nombre a la forma en la cual fluye el líquido. El líquido fluye distribuido en una película adyacente a la pared, formando un espacio anular, y disperso como gotas en el núcleo de gas. Para este caso de flujo descendente, el espesor de la película en la pared inferior puede ser mayor que el espesor de la película en la pared superior de la tubería. Este flujo tiene lugar a altos gastos de gas.

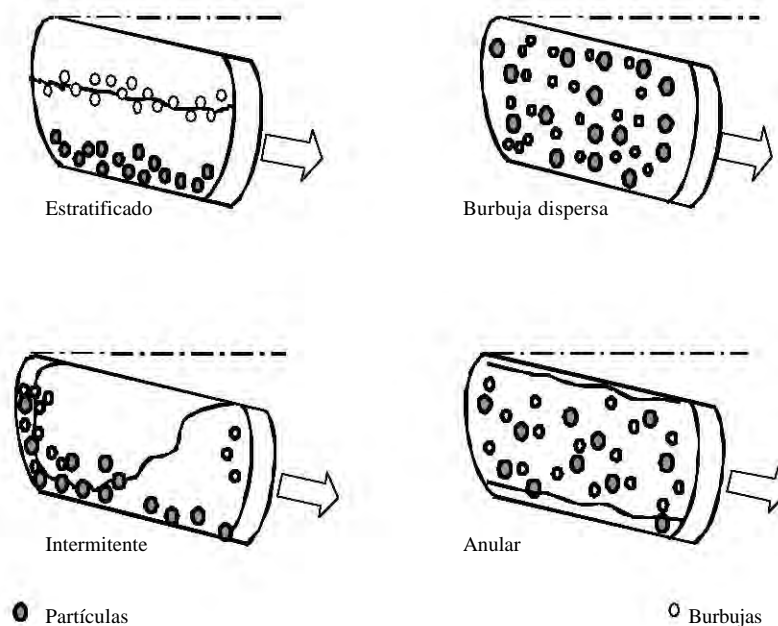


Figura 3.3 Geometrías de flujo para flujos descendente de sólido, líquido y gas.

Evidentemente se puede notar, de la Figura 3. 3, la importancia del flujo estratificado para el propósito de preseparar las fases fluyendo. En base a los trabajos desarrollados en el área de investigación experimental y teóricos, como los reportados en Taitel *et Dukler* (1976) y Barnea (1987), los flujos de menor energía, entre ellos el flujo *estratificado*, tienen una gran influencia de

los parámetros geométricos como el ángulo de inclinación. Por ejemplo, el flujo estratificado sólo se presenta para ángulos de cero grados de la horizontal y hasta ángulos descendentes cercanos a la vertical.

Formulación matemática

El modelo matemático describe el mecanismo de transporte de partículas sólidas mediante una mezcla de líquido y gas, la cual circula con la configuración de *flujo estratificado*. En la Figura 3. 4 se muestra el modelo conceptual de flujo y en la Figura 3. 5 el volumen de control para la caracterización de la etapa de preseparación.

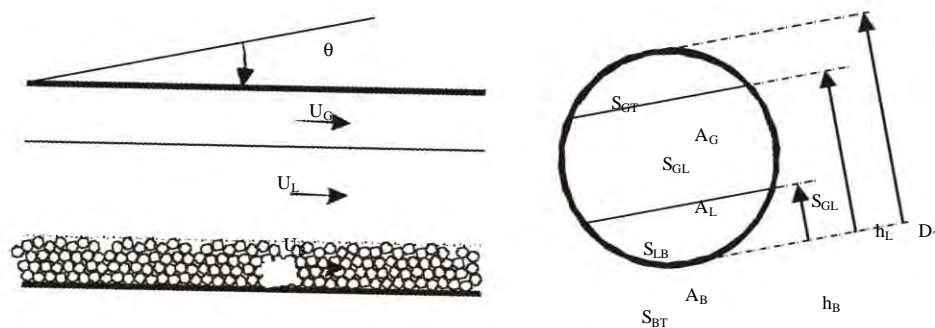


Figura 3.4 Esquema y variables geométricas del modelo de flujo separado.

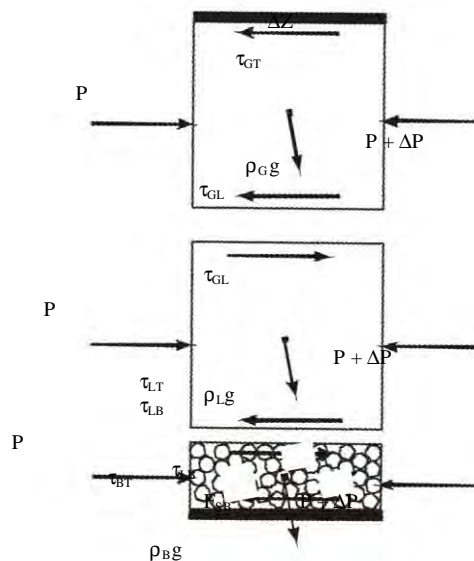


Figura 3.5 Volumen de control y balance de fuerzas.

En el análisis del volumen de control, Figuras 3.4-3.5, algunas de las consideraciones físicas realizadas durante el desarrollo son: (i) flujo en estado estacionario, (ii) propiedades físicas de los fluidos constantes, (iii) flujo estratificado de las fases, (iv) flujo con cama móvil; y como base del análisis teórico los trabajos de Taitel *et Dukler* (1976), Doron *et al* (1987) y los criterios reportados en Doron *et Barnea* (1996), Barnea (1987), Nicolás *et al* (2002) entre otros. Se realiza un balance de fuerzas en las capas para obtener las ecuaciones que describan la interacción entre las fases.

Para el *gas* se tiene,

$$-A_G \frac{dp}{dz} - \tau_{GT} S_{GT} - \tau_{GL} S_{GL} + \rho_G A_G g \sin \theta = 0 \quad (3.1)$$

Donde A_G es el área disponible al flujo de gas, dp/dz es el gradiente de presión en la dirección de flujo, τ_{GT} es el esfuerzo entre el gas y la pared, S_{GT} es el perímetro de contacto entre el gas y la tubería, τ_{GL} es el esfuerzo interfacial del líquido y gas, S_{GL} es el perímetro interfacial, ρ_G es la densidad del gas, θ es el ángulo medido desde la horizontal, positivo para flujo ascendente y negativo para flujo descendente.

Para el *líquido*,

$$-A_L \frac{dp}{dz} + \tau_{GL} S_{GL} - \tau_{LB} S_{LB} - \tau_{LT} S_{LT} + \rho_L A_L g \sin \theta = 0 \quad (3.2)$$

Donde A_L es el área disponible al flujo de líquido, τ_{LB} es el esfuerzo entre el líquido y la cama de sólidos, S_{LB} es el perímetro de contacto del líquido y la cama de sólidos, τ_{LT} es el esfuerzo del líquido y con la tubería, S_{LT} es el perímetro entre el líquido y la pared, ρ_L es la densidad del líquido.

Para la *cama de sólidos* se tiene,

$$-A_B \frac{dp}{dz} + \tau_{LB} S_{LB} - F_{SB} - \tau_{BT} S_{BT} + \rho_B A_B g \sin \theta = 0 \quad (3.3)$$

Donde A_B es el área de flujo de la cama de sólidos, F_{SB} es la fuerza de fricción estática, τ_{BT} es el esfuerzo entre la cama de sólidos y la pared, S_{BT} es el perímetro de contacto entre la cama y la tubería, ρ_B es la densidad de promedio de la cama. Para completar el sistema de ecuaciones de ecuaciones [ecs. 3.1-3.3], se recurre a los criterios de estratificación de sólido, líquido y gas.

Criterios de estratificación de sólido, líquido y gas

En la preseparación, esencialmente, el proceso es: (i) inducir flujo estratificado de *líquido y gas*; y (ii) conocer la capacidad de arrastre de *líquido*. Para esto, se utilizan criterios de flujo estratificado de *líquido-gas* y criterios de cama móvil.

El criterio para determinar flujo estratificado de líquido y gas en tuberías se expresa como,

$$U_{SG} > \alpha_G \left(1.0 - \frac{h_L}{D_T} \right) \left[\frac{(\rho_L - \rho_G) A_G g \cos \theta}{\rho_G (dA_L/dh_L)} \right]^{1/2} \quad (3.4)$$

En el cual U_{SG} es la velocidad superficial del gas, α_G es la fracción volumétrica del gas. Sin embargo, para optimizar las aproximaciones teóricas, se deben considerar los criterios de otros patrones de flujo descritos en Barnea (1987) y los criterios para inducir flujo de partículas sólidas en la parte inferior de la tubería reportados en Nguyen *et* Rahman (1996).

El criterio de cama móvil, se basa en el concepto de que la fuerza de fricción seca, [ec. 3.3], la cual debe ser mayor que la fuerza de fricción estática máxima para mantener la cama de sólidos móvil,

$$F_{SB} > F_{FM} \quad (3.5)$$

La fuerza máxima de fricción estática se define como sigue,

$$F_{FM} = \eta(N_w + N_\phi) \quad (3.6)$$

Donde η es el coeficiente de fricción estática, N_W es fuerza debida al peso de las partículas, N_ϕ es la fuerza de Bagnold, [Nguyen *et* Rahman, (1996)].

La fuerza debida al peso de las partículas sumergidas se determina mediante la siguiente formula,

$$N_W = 0.5(\rho_S - \rho_L)g \cos \theta C_B D_T^2 \left[\left(\frac{2h_B}{D_T} - 1.0 \right) \gamma_B + \text{sen} \gamma_B \right] \quad (3.7)$$

En la cual, D_T es el diámetro de la tubería, γ_B es el ángulo central del contacto de líquido con la cama de sólidos y C_B es la concentración de sólidos en la cama móvil.

La expresión para determinar la fuerza de Bagnold es,

$$N_\phi = \frac{\tau_{LB} S_{LB}}{\tan \phi} \quad (3.8)$$

El valor de ϕ puede variar entre 0.35 y 0.75 según las características de las partículas y tipo de flujo.

El esfuerzo de pared, τ_T , debido al flujo adyacente a la tubería, se define como,

$$\tau_T = f_T \frac{\rho U^2}{2} \quad (3.9)$$

En esta definición, f_T es el factor de fricción en la pared, ρ y U son la densidad y la velocidad de la fase que fluye cerca de la pared.

El factor de fricción de pared, f_T , se determina con la siguiente correlación,

$$\frac{1.0}{f_T} = -2.0 \log \left(\frac{\epsilon/D_T}{3.7} + \frac{2.51}{\text{Re} f_T^{1/2}} \right) \quad (3.10)$$

Donde ε es la rugosidad de la tubería, Re es el número de Reynolds, D_T es el diámetro de la tubería.

El esfuerzo interfacial, τ_i , entre dos fases se define como,

$$\tau_i = f_i \frac{\rho |\Delta U_i| \Delta U_i}{2} \quad (3.11)$$

En la cual, f_i indica el factor de fricción interfacial, ΔU_i es la diferencia de velocidades de las fases.

El factor de fricción interfacial para el líquido y gas, f_{GL} , se determina como sigue:

- Para velocidades superficiales del gas, U_{SG} , menores que la velocidad crítica del gas, U_{SGC} ,

$$\frac{f_{GL}}{f_{GT}} = 1.0 \quad (3.12)$$

- Para U_{SG} mayores que U_{SGC} ,

$$\frac{f_{GL}}{f_{GT}} = 1.0 + 15.0 \sqrt{1.0 - \frac{h_G}{D_T} \left(\frac{U_{SG}}{U_{SGC}} - 1.0 \right)} \quad (3.13)$$

Donde U_{SGC} puede aproximarse con la siguiente ecuación,

$$U_{SGC} = 5.0 \left(\frac{m}{s} \right) \cdot \sqrt{\frac{p_a}{p_s}} \quad (3.14)$$

f_{GT} es el factor de fricción de pared del gas, p_a es la presión atmosférica, p_s es la presión del sistema.

El factor de fricción interfacial entre el líquido y la cama, f_{LB} , de sólidos se calcula con la siguiente correlación,

$$f_{LB} = 2.0 \left(4.06 \log \left(\frac{h_L}{D_P} \right) + 3.36 \right)^{-2} \quad (3.15)$$

Los criterios de estratificación y correlaciones expresadas en las ecuaciones (3.4)-(3.15) son susceptibles a mejoras; sin embargo, en este trabajo se consideraron las de uso tradicional.

3.2. Derivaciones hacia la unidad de separación en paralelo

Las derivaciones tienen como función principal simplificar la problemática de separar tres fases fluyendo a dos problemas de separar dos corrientes de dos fases. En este trabajo se considera la fase de menor densidad el *gas*, la fase de densidad intermedia el *líquido* y la fase de mayor densidad las *partículas sólidas*. En el arreglo geométrico del SBE, la sección de derivación se ubica después de la sección de preseparación, Figura 3. 5-3.6. La derivación consiste en dos tuberías una superior y otra inferior respecto al eje axial vertical. Esta sección complementa el aspecto novedoso del SBE, es cual es *preseparar y derivar* mezclas bifásicas para después tratar las corrientes resultantes en forma individual. En la derivación superior fluye la mezcla bifásica constituida por la fase de menor densidad y una fracción de la fase de densidad intermedia; en la derivación inferior fluye la mezcla constituida por el resto de la fase de densidad intermedia y la fase de mayor densidad. Estas dos corrientes son conducidas a separadores independientes para posteriormente separarlas en las fases individuales.

En las derivaciones, la circulación en condiciones de flujo pseudo-homogéneo en las conducciones de *gas-líquido* y *líquido-sólidos* es una característica de flujo altamente deseable; esto con el objeto de evitar vibraciones y efectos dinámicos en la entrada de los separadores. En la conducción superior se promoverá el entrapamiento de la fracción de líquido en la corriente de gas, esto podría originar un flujo tipo *anular* o del tipo *niebla*; en la derivación inferior se promoverá un flujo totalmente suspendido de partículas. El acondicionamiento de las mezclas, en las dos

conducciones, podría incluir un estrangulamiento del flujo antes de entrega tangencial de la mezcla hacia el interior de los separadores, ver Figuras 3. 6-3. 8.

Formulación matemática

La formulación matemática para esta sección, se basa en el modelo conceptual de flujo que se muestra en la figura siguiente,

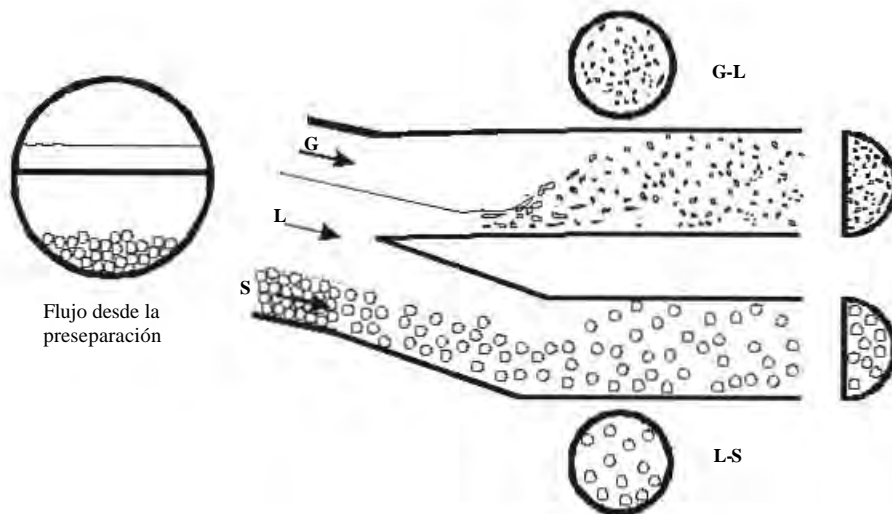


Figura 3. 6 Modelo conceptual del flujo para la derivación y las conducciones hacia los separadores, G = Gas, L = Líquido, S = Sólido

Dado que esta sección del SBE no tiene el propósito de entregar las fases separadas, sino la conducción y acondicionamiento de las corrientes hacia los separadores, se permite el empleo de una formulación matemática simplificada. Se entiende por acondicionamiento la inducción de un rango de velocidades apropiadas, de las fases continua y dispersa, para el buen funcionamiento de los separadores. Los límites de velocidad corresponden al rango de velocidad tangencial al cuerpo del separador, esto es a la salida de las respectivas derivaciones. En la corriente de gas y líquido la fase continua es el gas y la fase dispersa es el líquido; y en la corriente de líquido y sólidos la fase continua es el líquido y los sólidos es la fase dispersa.

Derivación de gas y líquido

En esta derivación, se considera al gas como la fase continua y el líquido como la fase dispersa. Para su análisis se propone una formulación simplificada en la cual el gasto de gas corresponde al gasto de gas total y el gasto de líquido corresponde a la fracción de líquido derivado de la sección de preparación, ver Figura 3. 6. Preferentemente, esta cantidad de líquido deberá ser menor a la cantidad necesaria para generar flujo intermitente. La cantidad de gasto total en la derivación gas-líquido cumple con la siguiente relación,

$$\rho_G U_{SG} + \rho_L U_{SL}|_{GL} = \text{cte} \quad (3.16)$$

El segundo término del lado izquierdo representa la fracción de gasto de líquido en la derivación de líquido y gas, cuyo valor debe ser menor a 0.48. Se recomiendan gastos de líquido bajos para facilitar el proceso de separación corriente abajo.

El orden de la velocidad superficial del gas U_{SG} se puede estimar con la siguiente correlación [Wallis, (1980)],

$$F.E. = 1.0 - e^{-\frac{1}{8}(\beta-1.5)} \quad (3.17)$$

En la cual F. E. es el factor de entrapamiento de líquido en la corriente de gas y β se define como,

$$\beta = 10^4 U_{SG} \frac{\mu_G}{\sigma} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.18)$$

Las variables μ_G y σ indican la viscosidad del gas y la tensión superficial respectivamente.

El mecanismo de entrapamiento representa la incorporación del líquido en la corriente de gas debido a la transferencia de *momentum* del gas hacia el líquido, entonces la geometría de esta derivación debería promover las condiciones para que se presente este mecanismo.

Derivación de líquido y sólidos

Después de la etapa de preseparación, la corriente de líquido y sólidos es independiente de la corriente de gas y líquido y viceversa, sin embargo ambas derivaciones tienen funciones bastante similares. Esto permite el uso de una formulación matemática similar a la empleada en la derivación de gas y líquido.

El gasto en esta derivación corresponde al gasto de sólidos más el resto de líquido como se muestra en la siguiente relación,

$$\rho_{SB}U_{SB} + \rho_L U_{SL}|_{LS} = \text{cte} \quad (3.19)$$

El segundo término representa el gasto de líquido en la derivación de líquido y sólidos.

La geometría de esta derivación deberá inducir velocidades de líquido mayores a la velocidad mínima necesaria para mover la cama de sólidos, U_{MinB} ,

$$U_{MinB} = \left\{ \frac{1.56(\rho_s - \rho_L)gD_p \left[\sin\left(\frac{\pi}{6} + \theta\right) + \frac{\cos\theta}{2} C_B \left(\frac{h_B}{D_p} - 1.0\right) \right]}{\rho_L C_D} \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (3.20)$$

Donde, C_B es la concentración en la cama. La derivación de la ecuación (3.20) se describe en el Apéndice A.1.

3.3. Separación de gas-líquido y líquido-sólidos

La separación de la mezcla en sus constituyentes, gas, líquido y sólido, se lleva a cabo en las unidades de separación en paralelo, las cuales se basan en el principio de separación ciclónica, expuesto en la Figura 1. 2. Por ello la formulación matemática para el análisis de los mecanismos

de flujo en ambas secciones es similar. La diferencia reside en la consideración de criterios y parámetros según la corriente a disociar.

El estudio de los mecanismos de flujo en estas secciones implica: determinar los perfiles de velocidad, distribución de las fases, trayectoria de las partículas. Los perfiles de velocidad, de la *fase continua*, tienen una estructura característica y coherente, esto permite el uso de una formulación mecanística representativa. La fase dispersa se estudia en base a un esquema no inercial con el objeto de determinar la interacción con la fase continua. Algunos criterios experimentales como velocidad de erosión [Megyesy, (1999)] y velocidad crítica de arrastre de gotas son necesarios para realizar un diseño apropiado.

Los parámetros que afectan fuertemente a la eficiencia y al flujo en el interior de los separadores son la relación de aspecto, diámetros de las tuberías de descarga y presión en las salidas. En este último, se recomienda mantener una presión uniforme inferior a la presión dentro del separador. Para el caso de la relación de aspecto, la geometría de la sección inferior del separador puede ser cónica o cilíndrica.

Separador de gas y líquido

Esta sección tiene la función de separar la corriente de gas y líquido derivada en la sección superior de la etapa de preseparación, ver Figura 3. 6. Para su análisis, se considera el gas como la fase continua y el líquido la fase dispersa; esto es, se busca disociar el líquido de la corriente de gas. La mezcla de gas y líquido ingresa tangencialmente al separador, en el interior, el gas toma la parte superior y el líquido la parte inferior, Figura 3. 7.

Las condiciones de flujo en el separador evitarían la salida de gas en la corriente del líquido y el arrastre de líquido “gotas” en la corriente de gas.

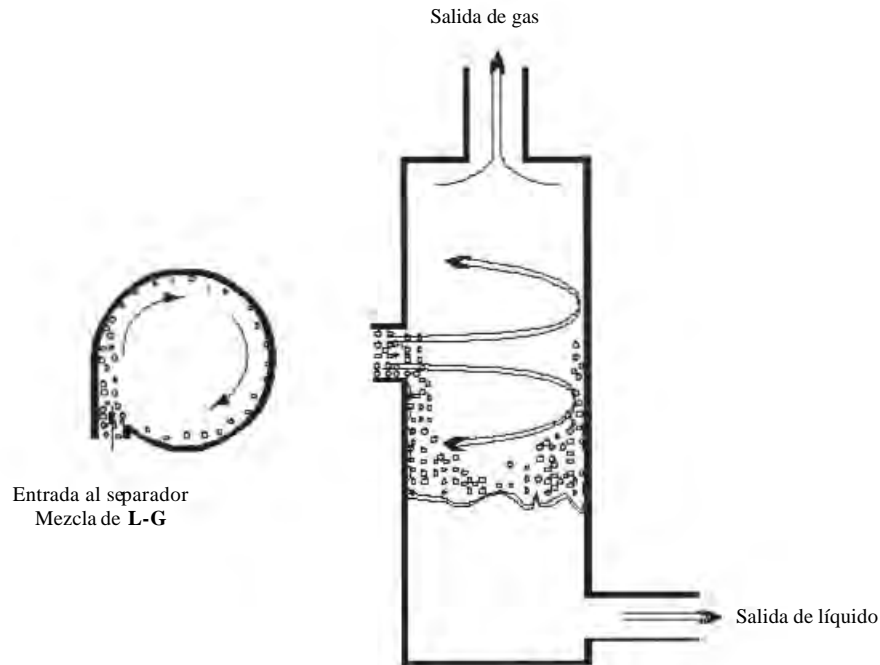


Figura 3.7 Separador de gas (G) y líquido (L).

Separador de líquido y sólidos

Esta sección del SBE tiene la función de separar la corriente de líquido y partículas derivada en la sección inferior de la etapa de preseparación, ver Figura 3. 6. Para su análisis, se considera el líquido como la fase continua y el sólido como la fase dispersa; esto es, se busca disociar las partículas sólidas de la corriente de líquido. La mezcla de líquido y sólidos ingresa tangencialmente al separador, en el interior, el líquido toma la parte superior y los sólidos la parte inferior, Figura 3. 8.

Se promoverán condiciones de flujo que eviten el transporte de sólidos en la corriente de salida de líquido y en la salida de las partículas, se promoverá un flujo denso de partículas ó “lechada”.

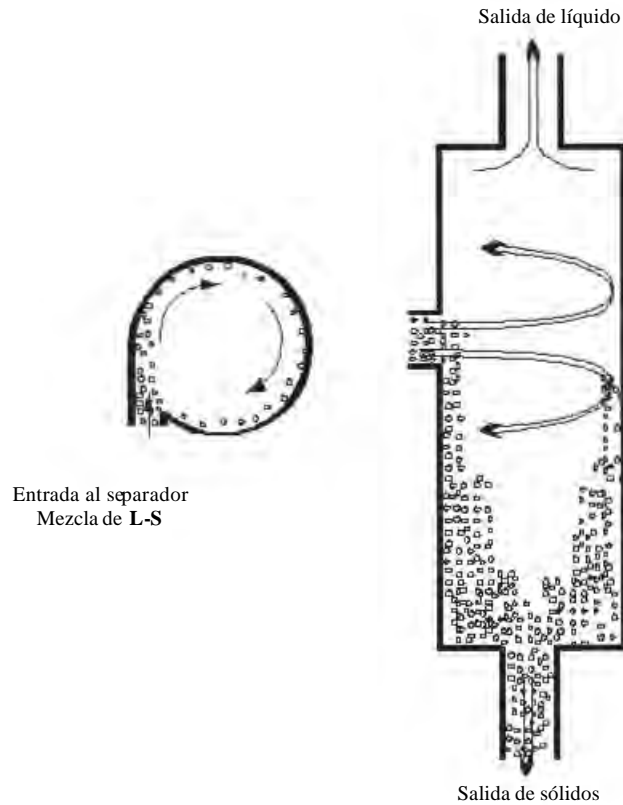


Figura 3. 8 Separador de líquido (L) y sólido (S).

Formulación matemática

El modelo matemático describe el flujo en el interior del separador, esto es el campo de velocidades de la fase continua y dispersa. Las diferencias de flujo entre la parte inferior y superior del separador determina las características del modelo matemático. Por ello, la formulación de la parte inferior es similar en los dos separadores, así también la formulación en la parte superior. Las regiones inferior y superior tienen de referencia la entrada tangencial al separador, Figuras 3. 7 y 3. 8. Para el caso de la fase dispersa, se emplea un enfoque *lagrangiano* para determinar su trayectoria y velocidad.

Parte inferior del separador

El campo de velocidades, en la parte inferior del separador, se define como la distribución de los perfiles de velocidades; esto implica determinar la velocidad tangencial U_T , velocidad axial U_A , y velocidad radial U_R . Sin embargo, según los estudios reportados en Oropeza (2001) la velocidad radial máxima es del orden de 1.5 por ciento de la velocidad axial promedio, por ello se sugiere un esquema de flujo bidimensional axial simétrico. Por ello, la formulación incluye la velocidad tangencial y la velocidad axial.

Velocidad tangencial (U_T)

El perfil de velocidad tangencial tiene una estructura como la que se muestra en la Figura 3. 6, [Ito *et al* (1979), Kitoh (1990), Chang *et Dhir* (1994), Oropeza (2001)]. Como se puede observar, esta velocidad tiene valor de cero en el centro, esto es en el eje vertical de simetría; un valor máximo en radios del orden de un medio del radio del separador y de nuevo valor de cero en las paredes. Además, se identifican dos tipos de vórtice: vórtice forzado cerca del centro y vórtice libre cerca de las paredes, lo cual indicaría un vórtice tipo Rankine modificado [Kim *et Lee* (1990)].

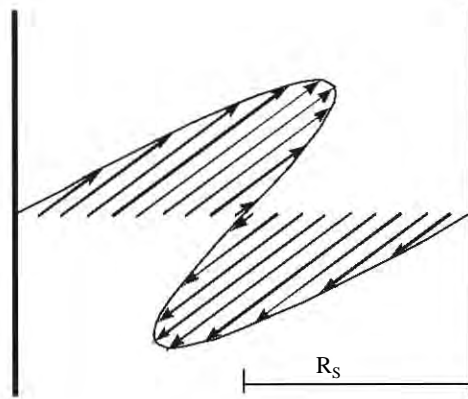


Figura 3.9 Perfil de velocidad tangencial, $U_T(r, z)$

Dado que el perfil de velocidad tangencial muestra un comportamiento típico, el campo de velocidades se puede determinar con una aceptable precisión mediante la siguiente expresión [Mantilla *et al* (1999)],

$$\frac{U_T}{U_{AP}} = \frac{T_m}{\left(\frac{r}{R_s}\right)} \left\{ 1 - \exp \left[-B \left(\frac{r}{R_s} \right)^2 \right] \right\}, \text{ para } 0 < r < R_s \quad (3.21)$$

En la cual, U_{AP} es la velocidad axial promedio, R_s el radio del separador, el termino T_m y B representan el efecto del factor de intensidad de turbulencia sobre el perfil de velocidad tangencial y están definidos como,

$$T_m = 0.9\Omega - 0.05 \quad (3.22)$$

y

$$B = 3.6 + 20 \exp \left(-\frac{\Omega}{0.6} \right) \quad (3.23)$$

Las formulaciones de las ecuaciones (3.22)-(3.23) tienen la característica de ser independiente de la ecuación (3.21). Esto rasgo permitiría modificaciones a (3.22)-(3.23) de acuerdo a las características del flujo en el interior de los separadores de vórtice.

Velocidad axial (U_A)

La Figura 3. 10 muestra el perfil característico de la velocidad axial [Ito *et al* (1979), Kitoh (1990), Chang *et Dhir* (1994), Oropeza (2001)], en el cual se puede notar un flujo invertido en la región del centro, y flujo descendente cerca de las paredes.

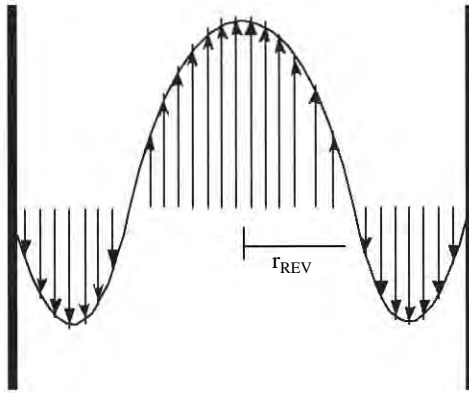


Figura 3.10 Perfil de velocidad axial, $U_A(r, z)$

Una manera de calcular el perfil de velocidad axial es mediante un proceso tipo Paul Hausen como el reportado por Oropeza (2001),

$$\frac{U_A}{U_{AP}} = \frac{2}{C} \left(\frac{r}{R_S} \right)^3 - \frac{3}{C} \left(\frac{r}{R_S} \right)^2 + \frac{0.7}{C} + 1.0, \text{ para } 0 < r < R_S \quad (3.24)$$

Donde,

$$C = \left(\frac{r_{REV}}{R_S} \right)^2 \left(3.0 - 2 \left(\frac{r_{REV}}{R_S} \right) \right) - 0.7 \quad (3.25)$$

y,

$$\frac{r_{REV}}{R_S} = 0.23\Omega^{0.33} \quad (3.26)$$

Las variables r_{REV} , R_S y U_{AP} indican radio donde el perfil de velocidades se invierte, radio del separador y velocidad axial promedio respectivamente.

Factor de intensidad de turbulencia (Ω)

Se nota en las ecuaciones (3.21)-(3.26) la importancia del factor de intensidad de turbulencia. Este factor, se define como el flujo de *momentum* angular adimensional y se representa como,

$$\Omega = \frac{2\pi\rho \int_0^{R_s} U_T U_A r dr}{\pi\rho R_s^2 U_{AP}^2} \quad (3.27)$$

Donde U_T es la velocidad tangencial, U_A es la velocidad axial, U_{AP} es la velocidad axial promedio, ρ es la densidad, R_s es el radio del separador.

La intensidad de turbulencia se caracteriza por decrecer en el sentido del flujo, principalmente, esta disminución se debe a la fricción en las paredes. Las formas reportadas para estimar la intensidad de turbulencia se basan en estudios experimentales, en los cuales se inyecta tangencialmente flujo hacia una tubería de sección circular [Ito *et al* (1979), Kitoh (1990), Chang *et Dhir* (1994)].

Chang *et Dhir* (1994) presentan una expresión para determinar el factor de intensidad de turbulencia, tal expresión se determinó con datos experimentales y en base con el estudio de Kitoh (1991).

$$\Omega = 1.48 \left(\frac{M_t}{M_T} \right)^{0.93} * \exp \left\{ -0.113 \left(\frac{M_t}{M_T} \right)^{0.35} \left(\frac{z}{D_s} \right)^{0.7} \right\} \quad \text{para } \frac{z}{D_s} \geq 2 \quad (3.28)$$

Así también, en base a estudios realizados con herramientas de dinámica de fluidos computacional (CFD) y dispositivos experimentales, el factor de intensidad de turbulencia se puede determinar con la siguiente expresión [Mantilla *et al*, (1999)],

$$\Omega = 1.48 \left(\frac{M_t I^2}{M_T} \right)^{0.93} * \exp \left\{ -\frac{1}{2} \left(\frac{M_t I^4}{M_T} \right)^{0.35} \text{Re}^{-0.16} \left(\frac{z}{D_s} \right)^{0.7} \right\} \quad \text{para } \frac{z}{D_s} \geq 2 \quad (3.29)$$

Para distancias axiales menores a dos veces el diámetro del separador la intensidad de turbulencia permanece constante [Chang *et Dhir*, (1994)].

En las ecuaciones (3.28)-(3.29) los términos expresados se definen como,

$$\frac{M_{en}}{M_S} = \frac{m_{en}^2}{m_S^2} \frac{A_S}{A_{en}} \quad (3.30)$$

Las variables A_S es el área axial del separador, A_{en} área de la entrada tangencial al separador, m_{en} y m_S indican el flujo másico en la entrada y total en el interior del separador respectivamente.

El parámetro debido al número de entradas, I , se determina mediante,

$$I = 1.0 - \exp\left(-\frac{n}{2}\right) \quad (3.31)$$

Donde n es el número de entradas tangenciales al separador, para entrada simple n es igual a 1 y para entrada doble n es igual a 2. En este estudio se consideran separadores de vórtice con una entrada.

Burbujas de gas en líquido

Para el caso particular del separador de gas y líquido, en la parte inferior, se puede presentar el arrastre de pequeñas burbujas hacia la salida de líquido, Figura 3. 7. El transporte de gas en la corriente de salida del líquido, se puede evitar mediante dos procesos: (i) mantener la velocidad axial local inferior a la velocidad terminal de resbalamiento de la burbuja, e (ii) inducir la circulación de las burbujas hacia el centro del vórtice, mediante una fuerza centrífuga; este inciso corresponde a que las burbujas se consideran separadas del líquido cuando alcanzan el centro del vórtice.

Wallis [1974] presenta un estudio sobre velocidad terminal de gotas y burbujas. Este trabajo describe una metodología para determinar la velocidad terminal de resbalamiento de las burbujas, para lo cual se considera la viscosidad del fluido continuo bastante mayor a la viscosidad de las burbujas dispersas, $\mu_C \gg \mu_D$. El proceso descrito en el trabajo de Wallis [1974] se podría emplear para determinar el tamaño de las burbujas en la parte inferior del separador de gas y líquido. Para esto se definen la velocidad terminal, radio equivalente sin dimensiones y el cuadrado del número de Arquímedes.

Velocidad terminal adimensional, v^* ,

$$v^* = U_\infty \left(\frac{\rho_C^2}{\mu_C g \Delta \rho} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (3.32)$$

Radio equivalente adimensional, r^* ,

$$r^* = r_D \left(\frac{\rho_C g \Delta \rho}{\mu_C^2} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (3.33)$$

El parámetro, P , equivale al cuadrado del número de Arquímedes, Ar , y se define como,

$$P = Ar^2 = \left(\frac{\sigma^3 \rho_C^2}{\mu_C^4 g \Delta \rho} \right) \quad (3.34)$$

Las variables U_∞ es la velocidad terminal de una partícula en un medio infinito, lo cual es válido si el radio equivalente de la partícula ó fase dispersa es menor a un octavo del radio de la tubería, ρ_C es la densidad del medio continuo, μ_C es la viscosidad del medio continuo, $\Delta \rho$ es la diferencia de densidades del medio continuo y las burbujas, σ es la tensión superficial; para este caso el medio continuo es el agua. Las burbujas tienen la característica de cambiar de forma y con esto afectar el valor de la velocidad terminal.

Esto último conlleva a la definición de varias regiones, con sus respectivas formulaciones, como sigue:

Tabla 3. 1 Criterios de velocidad terminal para burbujas

Región	Ecuación	Rango
1	$v^* = 0.333r^{*2}$	$r^* < 1.5, v^* < 0.75$
2A	$v^* = 0.408r^{*1.5}$	$1.5 < r^* < 13.4, 0.75 < v^* < 20$
2D	$v^* = 0.111r^{*2}$	$13.4 < r^*, 20 < v^*$
3	$v^* = 1.4142r^{*-0.5} P^{0.1666}$	r^*, v^* entre: regiones 2A-2D y $v^{*2} = 2r$
4	$v^* = 1.4142P^{0.0833}$	r^*, v^* entre: regiones de sólidos y región 5
5	$v^* = r^{*0.5}$	Válido sólo para burbujas

Modelo lagrangiano de la fase dispersa

La aproximación de la trayectoria de las partículas o burbujas se realiza mediante un enfoque *lagrangiano*, el cual se representa con la siguiente ecuación:

$$m_p \frac{du_p}{dt} = 3\pi\mu D_p f (U_C - u_p) + m_p a \quad (3.35)$$

El coeficiente de fricción, f , se define como,

$$f = \frac{C_D Re_r}{24} \quad (3.36)$$

El coeficiente de arrastre C_D para gotas, se calcula mediante,

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3.73}{Re^{0.5}} - \frac{4.83 \cdot 10^{-3} Re^{0.5}}{1.0 + 3 \cdot 10^{-6} Re} + 0.49 \quad (3.37)$$

Para burbujas,

$$C_D = \frac{16}{Re} \left\{ 1.0 + \left[\frac{8}{Re} + \frac{1}{2} \left(1.0 + \frac{3.315}{Re^{0.5}} \right) \right]^{-1} \right\} \quad (3.38)$$

El número de Reynolds relativo, Re_r

$$Re_r = \frac{\rho_c D_p |U_c - u_p|}{\mu_c} \quad (3.39)$$

En este estudio, el modelo *lagrangiano* considera coordenadas cilíndricas en tres dimensiones (r , z , θ). Principalmente, esta consideración corresponde a la necesidad de determinar el tiempo necesario para los desplazamientos laterales, axiales y angulares de la fase dispersa, [Boysan (1982); Weber (1984)]. Para el caso de las burbujas permitiría determinar el tiempo necesario para alcanzar el centro del vórtice y para el caso de los sólidos el tiempo necesario para alcanzar las paredes de la tubería del separador.

La solución *cuasi*-analítica del modelo *lagrangiano* para el seguimiento de las partículas en dirección axial es,

$$u_A = U_A + \frac{g}{\Phi} \left(\frac{\rho_P - \rho_c}{\rho_P} \right) + \left(u_{A0} - U_A - \frac{g}{F} \left(\frac{\rho_P - \rho_c}{\rho_P} \right) \right) e^{-\Phi(t-t_0)} \quad (3.40)$$

En dirección radial se tiene,

$$u_R = U_R + \frac{u_T^2}{\Phi \cdot r_{P0}} + \left(u_{R0} - U_R - \frac{u_T^2}{F \cdot r_{P0}} \right) e^{-\Phi(t-t_0)} \quad (3.41)$$

En la dirección angular se tiene,

$$u_T = U_T - \frac{u_{T0} \cdot u_{R0}}{\Phi \cdot r_{P0}} + \left(u_{T0} - U_T + \frac{u_{T0} \cdot u_{R0}}{F \cdot r_{P0}} \right) e^{-\Phi(t-t_0)} \quad (3.42)$$

Donde Φ ,

$$\Phi = \frac{18\mu_C}{\rho_P D_P^2} f \quad (3.43)$$

Las variables u_A , u_R y u_T son la velocidad de la partícula axial, radial y angular de la partícula respectivamente. El desarrollo de las ecuaciones (3.41)-(3.42) se describe en el apéndice A.2.

Parte superior del separador

El flujo en la parte superior se tiene una mezcla de la fase continua y una fracción de la fase dispersa. En el separador de gas y líquido la fase continua es el gas y la fase dispersa es el líquido; para el separador de líquido y sólidos la fase continua es el líquido y la fase dispersa es el sólido. El objetivo de esta sección es permitir el retorno de la fase dispersa a la parte inferior del separador. Para esto, en el separador de gas y líquido, se emplea el criterio de velocidad crítica de entrampamiento de gotas de líquido en gas; y en el separador de líquido y sólidos, el criterio de velocidad terminal de partículas sólidas.

Algunos autores emplean la correlación propuesta en [Turner *et al*, (1969)] para el caso de gotas en la corriente de gas,

$$U_{GC} = \left(\frac{4We_C \sigma_g \Delta\rho}{3C_D \rho^2} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (3.44)$$

En esta fórmula la velocidad crítica del gas, U_{GC} , no depende del diámetro de la tubería. Esta velocidad crítica del gas correspondería a la velocidad máxima permisible en la sección superior

del separador de gas y líquido. Inicialmente, para determinar U_{GC} , se emplearon valores de número de Weber crítico, We_C , entre 20 y 30; y coeficiente de arrastre C_D para flujo turbulento de 0.44. Una manera de prevenir esta velocidad es considerar un valor menor, por ejemplo We_C igual a 8.

Wallis [1974] propone para caso de sólidos dispersos en agua y gotas dispersas en gas, las siguientes regiones y la formulación correspondiente:

Tabla 3. 2 Criterios de velocidad terminal para gotas y partículas sólidas.

Región	Ecuación	Rango
1	$v^* = 0.222r^{*2}$	$r^* < 1.5, v^* < 0.5$
2	$v^* = 0.307r^{*1.21}$	$1.5 < r^* < 10, 0.5 < v^* < 5$
2B	$v^* = 0.693r^{*0.858}$	$10 < r^* < 36, 5 < v^* < 15$
2C	$v^* = 2.5r^{*0.5}$	$36 < r^*, 15 < v^*$

CAPITULO 4. MODELO EXPERIMENTAL

El modelo experimental permite verificar el principio de separación de SBE, “*preseparar, derivar y separar en paralelo*”. Las partes están construidas en PVC-40 transparente con dimensiones cercanas a la escala real. Aproximadamente, la superficie total ocupada por el prototipo es de 3.60 m por 0.90 m. Los fluidos de trabajo son agua como *líquido*, aire como *gas* y “balines” o “canicas” como *sólidos*. El agua es suministrada por una bomba centrífuga, el gas mediante un compresor, los sólidos se suministran mediante un sinfín desde un depósito de sólidos, las mediciones de alimentación se realizan mediante placas de orificios, sensores para medir presiones, etc. [IMP (2003)].

Actualmente, el prototipo de separación es parte del laboratorio de flujo multifásico del Instituto Mexicano del Petróleo; dicho laboratorio cuenta con los siguientes sistemas:

Sistema de izaje para variar el ángulo de inclinación del circuito de circulación

Sistema de circulación de líquido con capacidad hasta $0.033 \text{ m}^3/\text{s}$ (33 lps)

Sistema de inyección de gas con capacidad hasta $(0.09344 \text{ m}^3/\text{s})$ 198 pie^3/min

Sistema de dosificación de recortes

Sistema de adquisición de datos

En el laboratorio mencionado, el Instituto Mexicano del Petróleo invirtió alrededor de cinco millones de pesos. Esto último ha motivado fuertemente el desarrollo de investigación científica en el área de flujo multifásico con aplicación directa a la industria petrolera.

El prototipo experimental del separador requiere del suministro de la mezcla multifásica a separar, por ello en la Figura 4. 1, se muestran los componentes principales del arreglo para el funcionamiento del separador de baja energía. El proceso para obtener la mezcla de sólido, líquido y gas se realiza como sigue:

La bomba centrífuga circula el líquido

El compresor de aire circula el gas

Posteriormente, se mezcla el gas con la corriente del líquido

Finalmente, a la mezcla de líquido y gas, se le agregan los sólidos mediante un dosificador de sólidos

Se menciona que el proceso anterior se debe realizar en forma controlada, para esto se dispone de medidores de gastos volumétricos, celdas diferenciales de presión, sensores de presión absoluta, medidores de temperatura, etc. La mezcla obtenida de sólido, líquido y gas, se transporta hasta la alimentación del prototipo experimental de acuerdo a la Figura 4. 1.

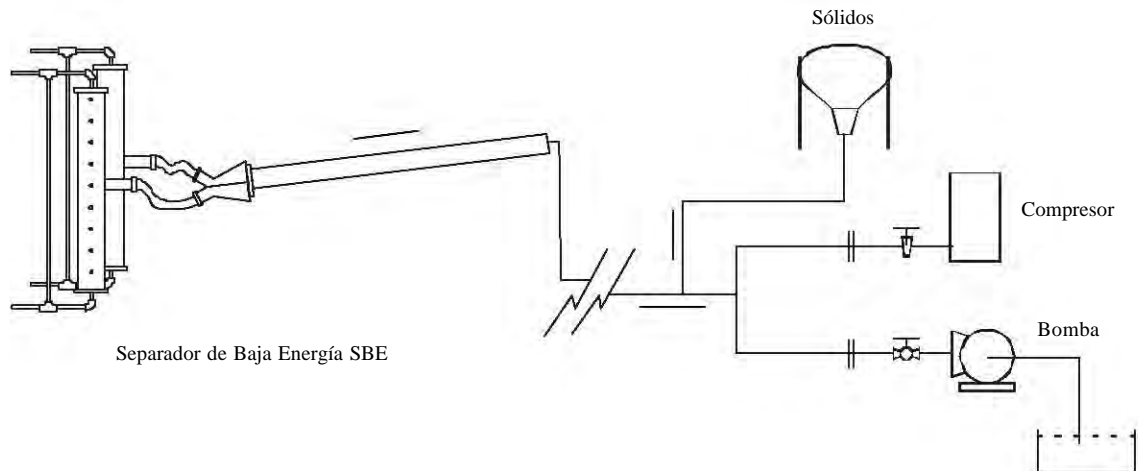


Figura 4. 1 Arreglo de los principales componentes de alimentación del SBE.

Lo consecuente es presentar el arreglo empleado para determinar la hidráulica del equipo experimental. El prototipo experimental consiste de módulos en PVC transparente unidos mediante bridas; lo antes mencionado permite verificar los efectos en el funcionamiento del prototipo cuando se varían las dimensiones o geometría de las etapas. En las Figuras 4. 2, se muestran los elementos principales y necesarios como son: cámara presión con adaptación para sensor, conexiones y sistema de adquisición de datos. La Figura 4. 3 muestra la ubicación física de las etapas en el prototipo.

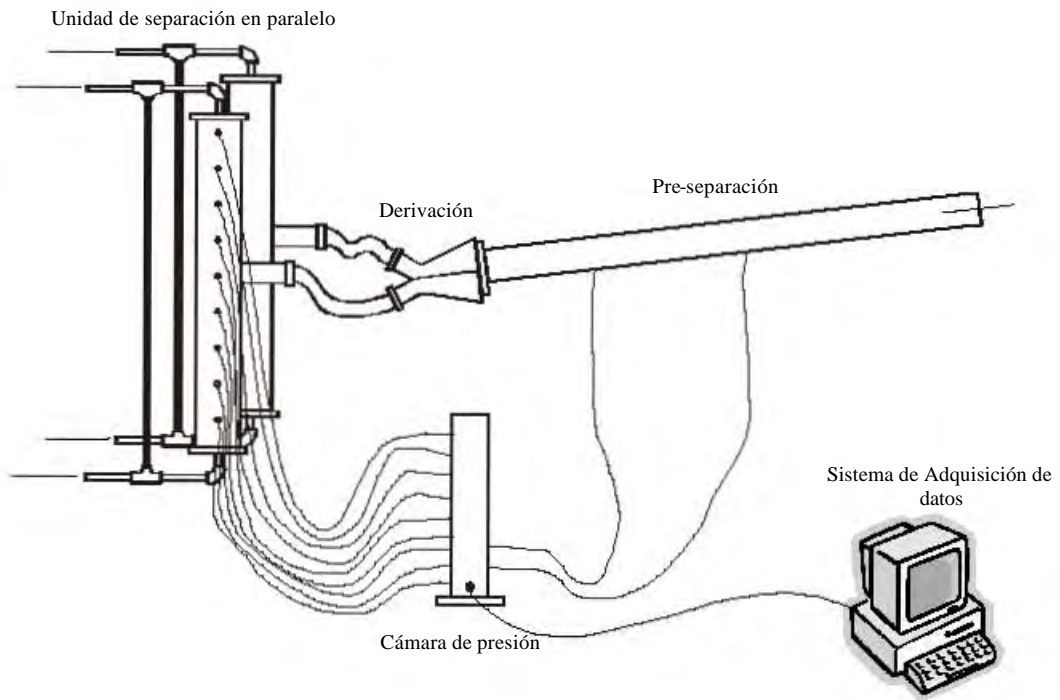


Figura 4.2 Arreglo para determinar la hidráulica del separador

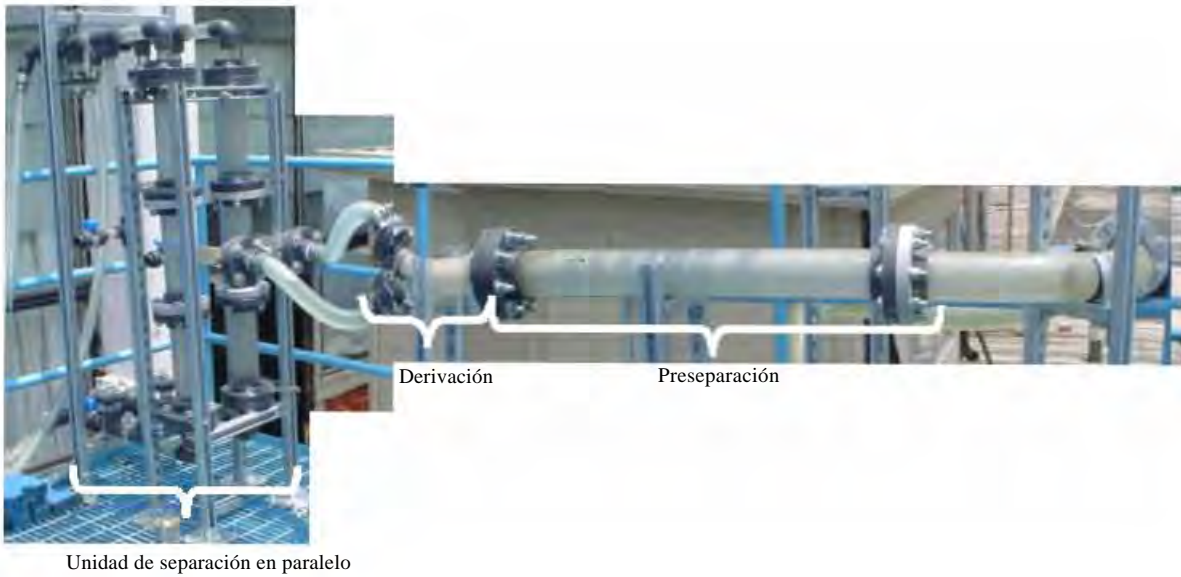


Figura 4.3 Foto del equipo experimental

Las estaciones de muestreo conducen mediante mangueras el fluido hasta la cámara de presión, Figura 4. 2-4.4, esto se logra mediante el uso de válvulas en la estación de muestreo y en la cámara de presión. Durante el uso de la cámara es conveniente que la cámara se llene totalmente de fluido, esta es una de las razones por la cual se construyó en PVC transparente y se incluyeron válvulas de purga.



Adaptación para sensor

Figura 4. 4 Cámara de presión

Mediante el recurso de cámara de presión, se ahorra el uso de sensores por cada punto de muestreo, esto es se requiere solamente de un sensor y de conmutar los puntos de muestreo. La cámara de presión es cilíndrica con 0.0762 m (3") de diámetro, 0.60 m (~23") de altura, quince entradas y adaptador para colocar el sensor de presión, [IMP (2003)].

Referente a los sólidos, los experimentos se pueden realizar con dos tipos de sólidos: esferas de cristal "canicas" de 0.013 m y "balines" de 0.004 m, Figura 4.5.

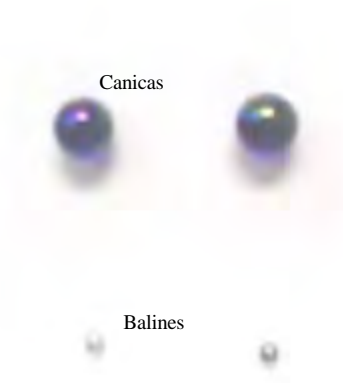


Figura 4. 5 Tipos de sólidos.

4.1. Preseparación

Las observaciones experimentales han corroborado que mediante la teoría de flujo multifásico se puede inducir la segregación de fases en forma natural; esto es los sólidos fluyen en la parte inferior, el líquido en la parte intermedia y el gas en la parte superior, Figura 4. 5. Lo anterior es consistente con el modelo matemático planteado en el capítulo 3.

La preseparación es de PVC transparente de 0.0762 m (3”) o 0.1016 m (4”) de diámetro, 1.24 m (~49”) de longitud y cuenta con cuatro puntos de muestreo; estos puntos forman dos pares de tomas diametralmente opuestas y separadas 0.28 m (~11”). Así también, la preseparación se puede inclinar distintos ángulos negativos para flujo descendente. El arreglo de la preseparación con las tomas de muestra corresponden a la necesidad de conocer la presión y la altura de estratificación de las fases.



Figura 4.6 Etapa de preseparación

4.2. Derivaciones hacia la unidad de separación en paralelo

El inicio de la etapa de derivación es el extremo de la preseparación, en este punto los constituyentes de la mezcla sólido-líquido-gas están segregados de acuerdo a sus densidades específicas. En la alimentación de esta etapa, el requisito es que la altura del líquido (h_L) deberá corresponder al menos a la altura de derivación (h_D), ambas alturas pueden variar de acuerdo a las condiciones operacionales o relaciones de gastos de las fases.

La derivación esta construida en PVC transparente para visualizar la distribución transversal de las fases. La alimentación es de un diámetro de 0.01016 m (4") y se puede adaptar a 0.0762 m (3") sin modificar las demás características. La altura de derivación es de $0.5 \cdot D_T$, esto es se ubica a la mitad del diámetro de la tubería de preseparación. Las salidas son de 0.0508 m (2") también en PVC transparente; la salida superior conduce el gasto de aire con algo de agua y la salida inferior conduce agua con los sólidos transportados. La longitud total de esta etapa del prototipo experimental es del orden 0.30 m.

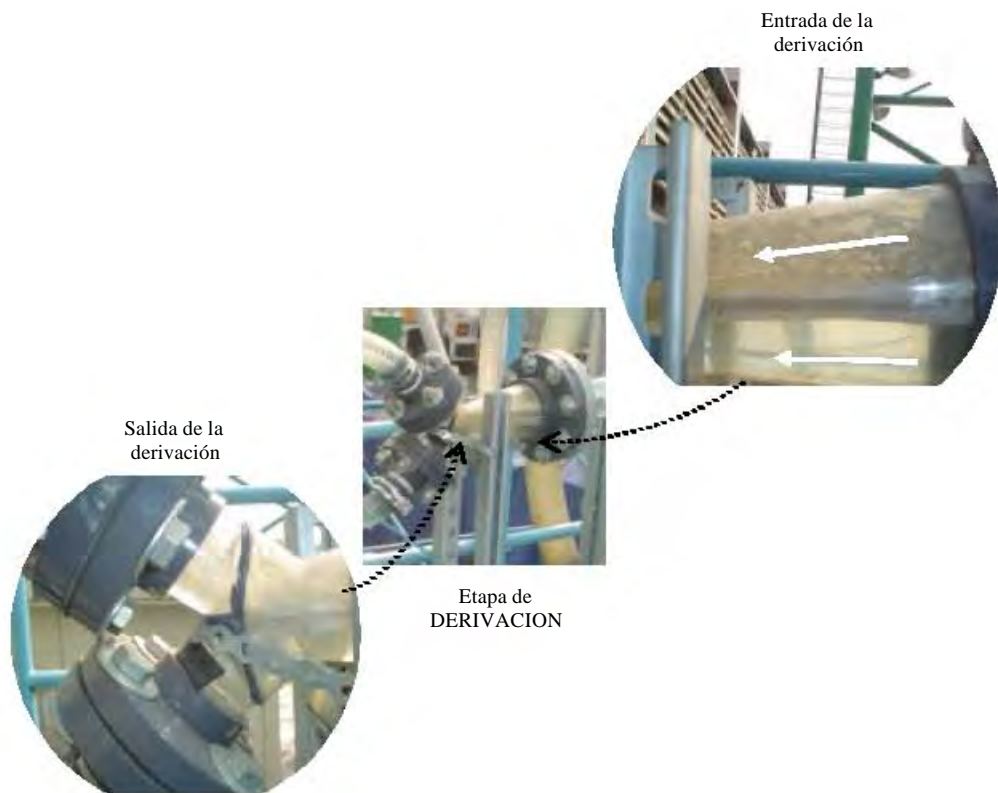


Figura 4.7 Etapa de derivación.

Así también, las dimensiones de la derivación pueden variar de acuerdo al tipo de material de construcción; por ejemplo, en la salida, las bridas de PVC requieren de espacio adicional debido a que están unidas mediante tornillos, Figura 4. 6. En situaciones de campo, se recomendaría emplear otro material con el propósito de tener salidas más suavizadas con referencia al dispositivo experimental. Lo antes descrito corresponde al hecho de evitar al máximo cambios bruscos durante la circulación de las fases en el separador.

4. 3. Separación de gas-líquido y líquido-sólidos

La unidad de separación en paralelo consiste de dos separadores bifásicos de vórtice, de los cuales en uno se separa la mezcla de gas y líquido y en otro se separa la mezcla de líquido y sólidos;

ambas corrientes provienen de la etapa de derivación. En estos separadores verticales de vórtice es donde se obtienen los constituyentes individuales sólido, líquido y gas.

En general, los separadores tienen las mismas dimensiones: la alimentación es de 0.0508 m (2") de diámetro, después se reduce gradualmente hasta a la mitad de área hasta el punto tangencial, el cuerpo cilíndrico es de 0.0762 m (3"), en la sección de entrada tiene cinco puntos de muestreo distanciadas 0.006 m, en la parte inferior tiene tres puntos de muestreo distanciadas 0.008, al igual en la parte superior cuenta con tres puntos de muestreo, las salidas son de 0.0381 m (1.5") en ambos extremos, cuenta con tubería para igualar presiones de 0.0254 m (1").

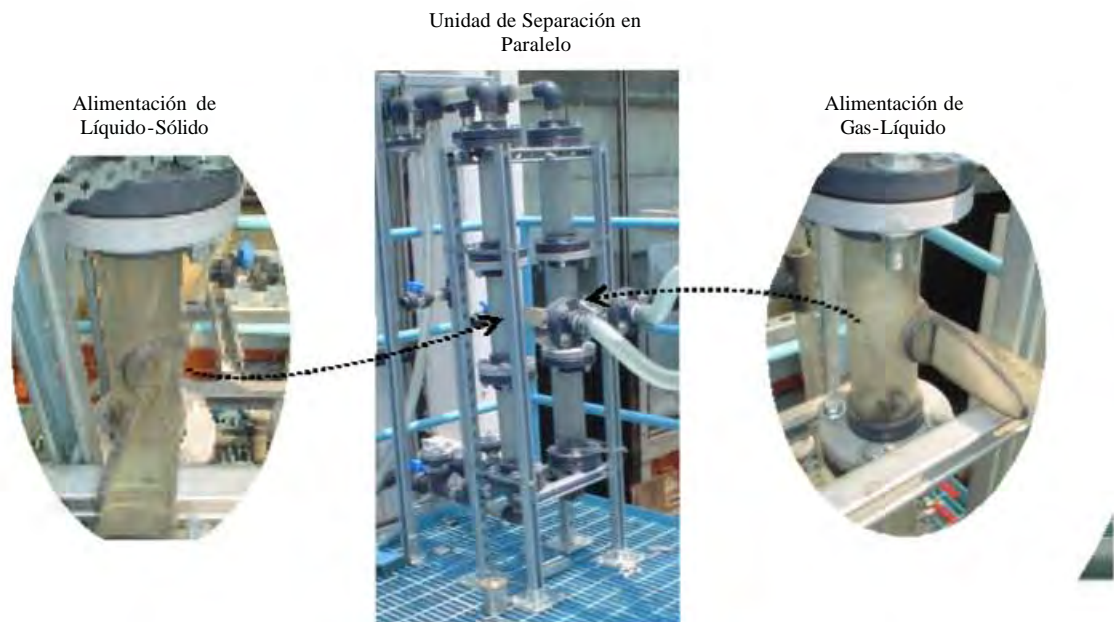


Figura 4.8 Unidad de separación en paralelo.

Las pruebas experimentales han permitido verificar lo establecido, en los modelos teóricos del Capítulo 3, referente a la designación de fase *continua* y fase *dispersa*. En la alimentación de gas y líquido se nota con claridad que la fase continua es el gas y las dispersa el líquido; y en la alimentación de líquido y sólido, la continua es el líquido y la dispersa son los sólidos. Esto es consistente con la consideración que la fase dispersa debería ser separada de la fase continua en un separador bifásico de vórtice.

CAPITULO 5. SIMULADOR

El código numérico tiene como objetivo resolver la formulación matemática empleada para describir la hidrodinámica en el interior del SBE. Así también, el código tiene la función de calcular las dimensiones del separador en base a las condiciones operacionales y propiedades físicas de las fases. Para efectuar sus funciones, el simulador esta constituido de módulos numéricos acoplados; esto es, la mayoría de los módulos recibe datos y calcula una variable, esta variable a su vez alimenta a otros módulos numéricos. El modelado tipo mecanístico es usado en el desarrollo de las subrutinas numéricas de la fase continua y para la fase dispersa se emplea las soluciones *cuasi*-analíticas del modelo de tipo *lagrangiano*. Conjuntamente, se evalúan los criterios velocidad mínima de fluidización y los criterios de velocidad terminal de caída libre y de resbalamiento para dimensionar los separadores tipo vórtice en paralelo. La formulación matemática base del simulador es expuesta en el Capítulo 3.

El análisis de la hidrodinámica de la preseparación se basa en un modelo de flujo separado para líquido, gas y cama de sólidos, Capítulo 3.1. Este modelo tiene la consideración de que las partículas sólidas son transportadas por la corriente líquido. Por lo anterior, son requisitos importantes: (i) establecer las condiciones para flujo estratificado de líquido y gas en la preseparación, y (ii) determinar la capacidad de arrastre de la corriente de líquido. Para el primer requisito se establece la siguiente ecuación,

$$X^2 \frac{\tilde{S}_L}{\tilde{A}_L} \tilde{f}_L \tilde{U}_L^2 - \left(\frac{\tilde{S}_G}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_G} \right) \tilde{f}_G \tilde{U}_G^2 - 4Y = 0 \quad (5.1)$$

Donde el parámetro X “*Lockhart-Martinelli*”, se define como,

$$X = \left(\frac{dp}{dz} \Big|_{LS} \right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{4 f_{SL} \frac{\rho_L U_{SL}^2}{2}}{D_T} \right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{\frac{4C_L \left(\frac{\rho_L D_T U_{SL}}{\mu_L} \right)^{-n} \frac{\rho_L U_{SL}^2}{2}}{D_T}}{\frac{4C_G \left(\frac{\rho_G D_T U_{SG}}{\mu_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G U_{SG}^2}{2}}{D_T}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (5.2)$$

El parámetro Y es,

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G)g \cdot \text{sen}\theta}{\left. \frac{dp}{dx} \right|_{GS}} = \frac{(\rho_L - \rho_G)g \cdot \text{sen}\theta}{\frac{4C_G}{D_T} \left(\frac{\rho_G D_T U_{SG}}{\mu_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G U_{SG}^2}{2}} \quad (5.3)$$

Las variables adimensionales se definen como,

$$\tilde{A}_L = 0.25 \left[\pi - \cos^{-1}(2 \cdot \tilde{h}_L - 1) + (2 \cdot \tilde{h}_L - 1) \left(1 - (2 \cdot \tilde{h}_L - 1)^2 \right)^{\frac{1}{2}} \right] \quad (5.4)$$

$$\tilde{A}_G = 0.25 \left[\cos^{-1}(2 \cdot \tilde{h}_L - 1) + (2 \cdot \tilde{h}_L - 1) \left(1 - (2 \cdot \tilde{h}_L - 1)^2 \right)^{\frac{1}{2}} \right] = 0.25\pi - \tilde{A}_L \quad (5.5)$$

$$\tilde{S}_L = \pi - \cos^{-1}(2 \cdot \tilde{h}_L - 1) \quad (5.6)$$

$$\tilde{S}_G = \cos^{-1}(2 \cdot \tilde{h}_L - 1) \quad (5.7)$$

$$\tilde{S}_i = \left(1 - (2 \cdot \tilde{h}_L - 1)^2 \right)^{\frac{1}{2}} \quad (5.8)$$

$$\tilde{U}_L = \frac{\tilde{A}}{\tilde{A}_L} \quad (5.9)$$

$$\tilde{U}_G = \frac{\tilde{A}}{\tilde{A}_G} \quad (5.10)$$

$$\tilde{f}_L = \frac{f_L}{f_{LS}} \quad (5.11)$$

$$\tilde{f}_G = \frac{f_G}{f_{LS}} \quad (5.12)$$

El conjunto de ecuaciones (5.1)-(5.10) son función de $\tilde{h}_L = h_L/D_T$, esto es la solución de la ecuación (5.1) corresponde a la altura piezométrica del líquido, h_L , normalizada con el diámetro de la tubería de preseparación, D_T .

Después de la preseparación, se derivan dos corrientes: una corriente de gas y líquido, y otra corriente de líquido y sólidos, Capítulo 3. Las derivaciones son dos conducciones hacia los separadores de vórtice en paralelo. La hidrodinámica de las derivaciones consiste en determinar las velocidades en el inicio de la derivación U' , en la tubería de derivación U'' y en la entrada a los separadores U''' para las corrientes de gas-líquido y líquido-sólidos, Figura 5.1. La información de la distribución de las fases, en los inicios de las derivaciones, es generada durante el análisis de la hidrodinámica de la preseparación.

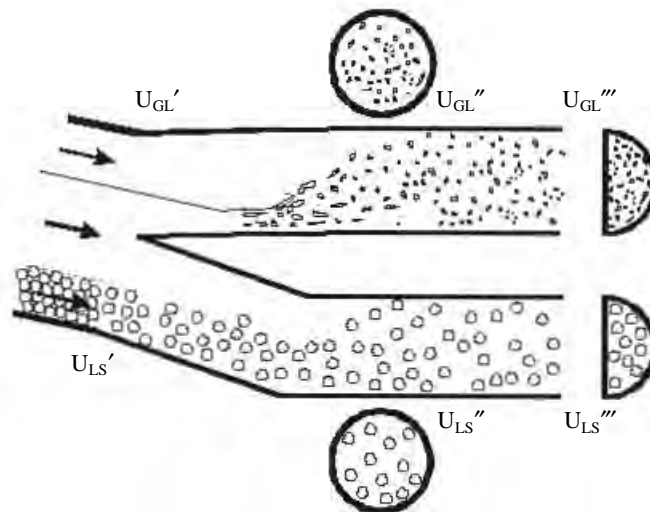


Figura 5.1 Análisis de velocidades de la etapa de derivación. U' , U'' y U''' velocidades de inicio, tubería de derivación y entrada tangencial de los separadores para cada derivación respectivamente.

La velocidad promedio en el inicio de la derivación de gas y líquido, U'_{GL} , se estima con la siguiente fórmula,

$$U'_{GL} = Q_{GL} / (A_G + A_L - A_D) \quad (5.13)$$

La velocidad promedio en la tubería de derivación de gas y líquido, U''_{GL} , se estima con la siguiente expresión,

$$U''_{GL} = Q_{GL} / A_{GL} \quad (5.14)$$

Donde Q_{GL} es el gasto del gas mas una fracción de líquido y A_{GL} , indica el área de la tubería de derivación de gas y líquido.

La velocidad promedio en el final de la derivación de gas y líquido, U'''_{GL} , corresponde a la velocidad promedio de la mezcla de gas y líquido en la entrada del separador de gas y líquido. Esta velocidad se determina con la fórmula siguiente,

$$U'''_{GL} = Q_{GL} / (\beta_{GL} \cdot A_{GL}) \quad (5.15)$$

El factor β_{GL} es la relación del área de la entrada del separador de gas y líquido y el área de la tubería de derivación de gas y líquido. Los valores de β_{GL} pueden ser entre cero y uno. Las magnitudes de las velocidades U'_{GL} , U''_{GL} y U'''_{GL} deberían promover el flujo de las fases en condiciones de flujo pseudo-homogéneo.

Referente a la derivación de líquido y sólidos, el análisis de los mecanismos de flujo se realiza de manera similar al realizado en la derivación de gas y líquido. Esto es se requiere determinar la velocidad al inicio de la derivación, en la tubería de derivación y en el final de la derivación.

La velocidad promedio en el inicio de la derivación de líquido y sólidos, U'_{LS} , se estima con la siguiente fórmula,

$$U'_{LS} = Q_{LS} / A_D \quad (5.16)$$

Donde Q_{LS} es la fracción de líquido en la derivación de líquido y sólidos más el volumen de sólidos transportados; y A_D es el área de la derivación. La velocidad promedio en la tubería de derivación de líquido y sólidos, U''_{LS} , se estima con la siguiente expresión,

$$U''_{LS} = Q_{LS} / A_{LS} \quad (5.17)$$

La velocidad promedio en el final de la derivación de líquido y sólidos, U'''_{LS} , corresponde a la velocidad promedio de la mezcla de gas y líquido en la entrada del separador de líquido y sólidos. Esta velocidad se determina con la fórmula siguiente,

$$U'''_{LS} = Q_{LS} / (\beta_{LS} \cdot A_{LS}) \quad (5.18)$$

El factor β_{LS} es la relación del área de la entrada del separador de líquido y sólidos y el área de la tubería de derivación de líquido y sólidos. Este factor toma valores entre cero y uno.

Las magnitudes de las velocidades U'_{LS} , U''_{LS} y U'''_{LS} deberían promover el flujo de las fases en condiciones de flujo pseudo-homogéneo, Figura 5.1. En la entrada del separador de líquido y sólidos se recomienda que la velocidad de los constituyentes de la mezcla sea inferior al de la velocidad de erosión [Megyesy, (1999)].

Las variables en las ecuaciones (5.13)-(5.18) se determinan con las siguientes fórmulas:

Los gastos volumétricos en la derivación de gas y líquido, Q_{GL} , y en la derivación de líquido y sólidos, Q_{LS} , se determinan con,

$$Q_{GL} = \tilde{U}_G U_{SG} A_G + \tilde{U}_L U_{SL} \cdot (A_L - A_D) \quad (5.19)$$

$$Q_{LS} = Q_S + \tilde{U}_L U_{SL} A_D \quad (5.20)$$

Las áreas de la derivación, A_D , del gas, A_G , del líquido, A_L , se determinan como sigue,

$$\tilde{A}_D = 0.25 \left[\pi - \cos^{-1}(2 \cdot \tilde{h}_D - 1) + (2 \cdot \tilde{h}_D - 1) \left(1 - (2 \cdot \tilde{h}_D - 1)^2 \right)^{\frac{1}{2}} \right] \quad (5.21)$$

$$A_D = \tilde{A}_D D_T^2 \quad (5.22)$$

$$A_G = \tilde{A}_G D_T^2 \quad (5.23)$$

$$A_L = \tilde{A}_L D_T^2 \quad (5.24)$$

Después de la preseparación y derivaciones, las corrientes derivadas fluyen hacia la unidad de separación en paralelo. El conjunto de ecuaciones para el análisis del flujo en las unidades de separación de vórtice, Capítulo 3., se emplea en forma casi directa.

La velocidad axial, U_A , se determina con,

$$\frac{U_A}{U_{AP}} = \frac{2}{C} \left(\frac{r^0}{R_S} \right)^3 - \frac{3}{C} \left(\frac{r^0}{R_S} \right)^2 + \frac{0.7}{C} + 1.0 \quad (5.25)$$

La velocidad tangencial, U_T , se calcula con,

$$\frac{U_T}{U_{AP}} = \frac{T_m}{\left(\frac{r^0}{R_S}\right)} \left\{ 1 - \exp \left[-B \left(\frac{r^0}{R_S} \right)^2 \right] \right\} \quad (5.26)$$

La velocidad axial de la fase dispersa, u_A , se determina con la fórmula siguiente,

$$u_A^n = U_A + \frac{g}{\Phi} + (u_A^0 - U_A - \frac{g}{\Phi}) e^{-\Phi(t^n - t^0)} \quad (5.27)$$

La velocidad radial de la fase dispersa, u_R , se calcula con la fórmula siguiente,

$$u_R^n = U_R + \frac{u_T^2}{\Phi \cdot r_p^0} + \left(u_R^0 - U_R - \frac{u_T^2}{\Phi \cdot r_p^0} \right) e^{-\Phi(t^n - t^0)} \quad (5.28)$$

La velocidad angular de la fase dispersa, u_T , se calcula con la fórmula siguiente,

$$u_T^0 = U_T - \frac{u_T^0 \cdot u_R^0}{\Phi \cdot r_p^0} + \left(u_T^0 - U_T + \frac{u_T^0 \cdot u_R^0}{\Phi \cdot r_p^0} \right) e^{-\Phi(t^n - t^0)} \quad (5.29)$$

Además, se deben considerar los criterios descritos por Wallis [1974], Capítulo 3.

5.1. Módulos numéricos

La interacción de los módulos numéricos se muestra en la Figura 5. 2; también se muestran las variables de transferencia y resultados esperados de cada módulo. El resultado final es la configuración geométrica del separador. El módulo de preseparación recibe datos de entrada tales como: gastos volumétricos de las fases y propiedades físicas de las fases; con estos datos, se calculan el diámetro de la tubería de preseparación, las velocidades de las fases y la capacidad de arrastre de la fase líquida, además hereda algunos datos al módulo de derivación. El módulo de derivación recibe como datos las variables calculadas en la preseparación y, adicionalmente, la altura de la derivación h_D y las relaciones de áreas de entrada a los separadores y áreas de las derivaciones, β_{GL} , β_{LS} . Los datos antes mencionados, se emplean para calcular las velocidades en las derivaciones y los diámetros de las tuberías de las derivaciones. En base a las variables calculadas y heredadas, el modulo de separadores en paralelo calcula la geometría de los separadores en paralelo e integra la geometría final del separador.

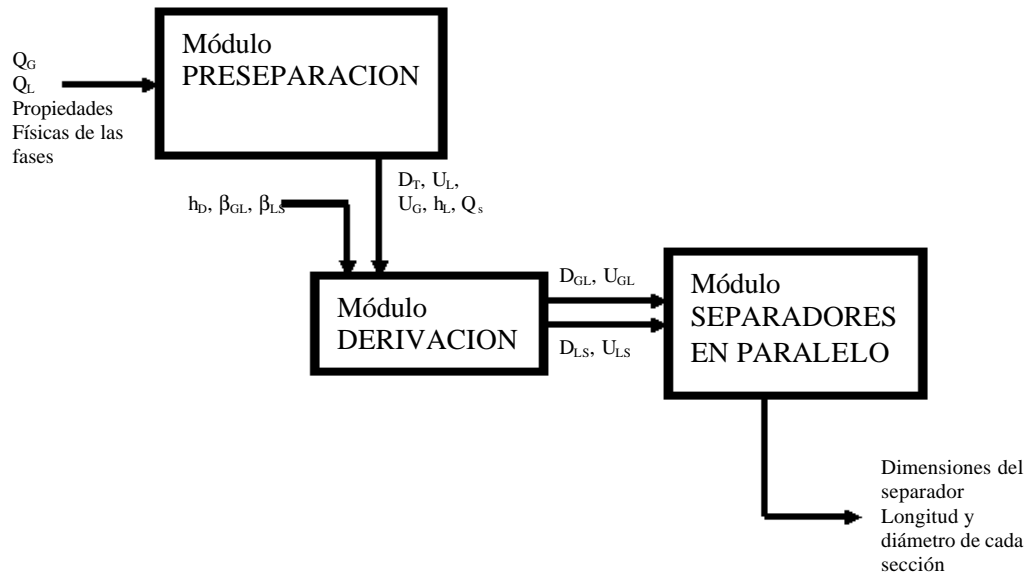


Figura 5. 2 Interacción de módulos del simulador

5.2. Diagrama de flujo

Esta sección describe la secuencia de cálculo de los módulos numéricos.

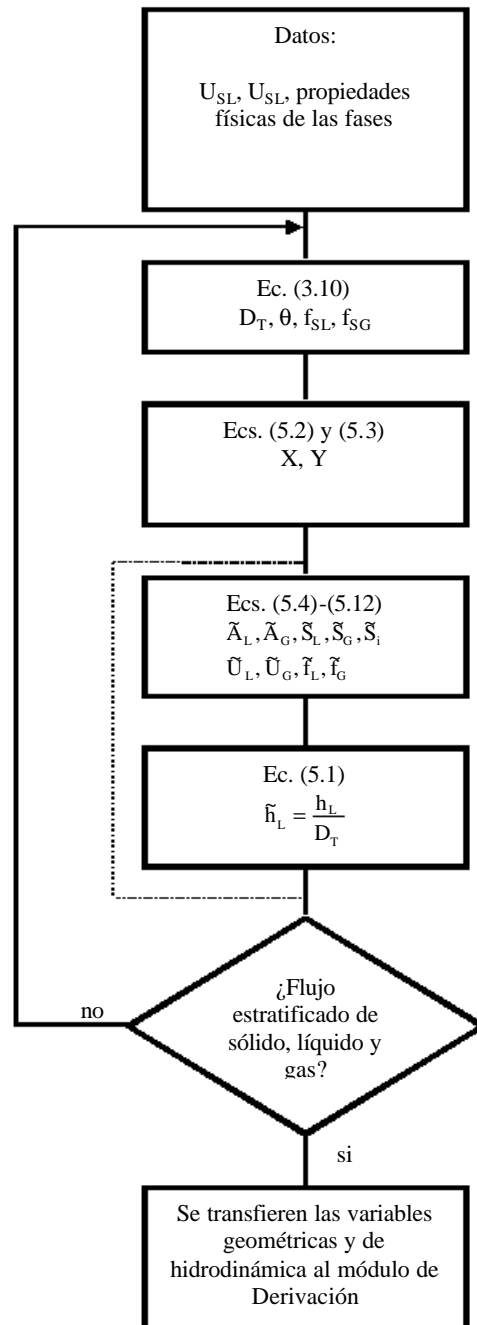


Figura 5.3 Secuencia de cálculo del módulo Preseparación

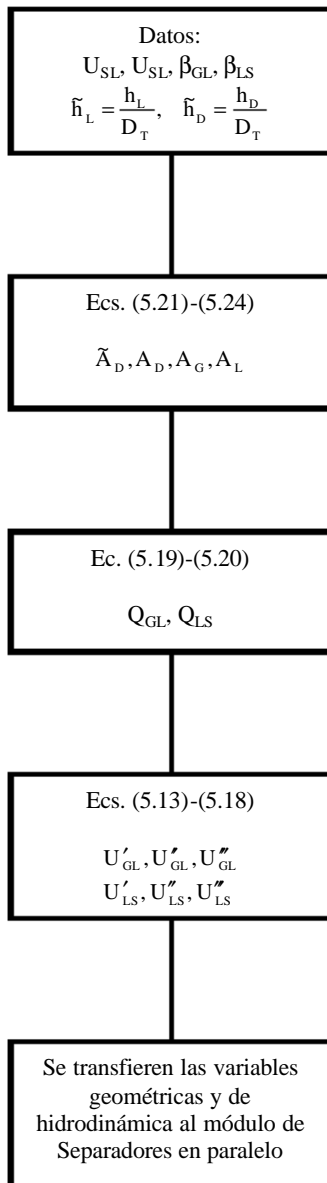


Figura 5.4 Secuencia de cálculo del módulo Derivación

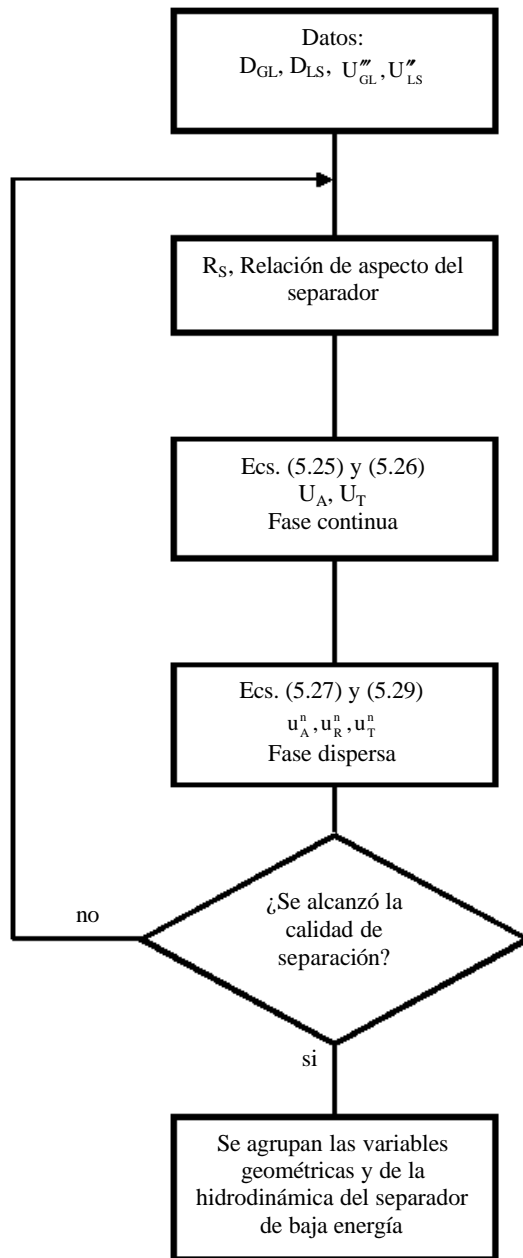


Figura 5.5 Secuencia de cálculo del módulo Separadores en paralelo

CAPITULO 6. ANALISIS

El Separador de Baja Energía consta de las etapas de: preseparación, derivación y unidad de separadores tipo vórtice en paralelo. Las etapas tienen funciones específicas durante la separación de sólido, líquido y gas, tales funciones se presentan a continuación,

Tabla 6. 1 Etapas del Separador de Baja Energía

<i>Etapas</i>	<i>Función</i>
Preseparación	Inducir flujo estratificado de sólido, líquido y gas
Derivación	Derivar dos corrientes (líquido-sólido, gas-líquido) Conducir las corrientes a los respectivos separadores de vórtice
Unidad de separación	Separar sólidos del líquido y líquido del gas mediante efectos de fuerza centrífuga

De la tabla anterior, se puede notar que debido a las marcadas diferencias entre las funciones de las etapas del SBE, éstas requieren de un análisis independiente de acuerdo a los mecanismos de flujo de mayor trascendencia. Así también, se requiere analizar los efectos hidrodinámicos asociados a parámetros geométricos y propiedades físicas de las fases. El conjunto de los análisis mencionados tienen fuerte importancia durante el diseño del SBE.

Los modelos matemáticos y criterios físicos empleados en el análisis hidrodinámico de cada etapa se describen en el Capítulo 3, por ello en esta sección se presentan los resultados de la aplicación de tales modelos teóricos y la funcionalidad de los mismos; además del análisis de la sensibilidad de parámetros.

6.1. Preseparación

Físicamente, la preseparación consiste de una tubería de sección circular. La geometría de esta sección debe inducir flujo estratificado de las fases sólido, líquido y gas. El análisis necesario para diseñar esta etapa, se fundamenta en: (i) determinar la región de flujo estratificado para el líquido y gas, (ii) estimar las características de la cama de sólidos que puede ser transportada por la corriente

de líquido y (iii) conocer los efectos asociados a parámetros geométricos y propiedades físicas de las fases. La aplicación de los resultados de los incisos anteriores, se explica en dos sentidos:

Primero. Obtener la geometría de la preseparación de acuerdo a gastos operacionales conocidos.

Se tienen como datos: las propiedades físicas de las fases y los gastos operacionales de las fases. Se resuelve el modelo matemático descrito en el Capítulo 3 para obtener las velocidades superficiales del gas y líquido respectivamente. Estas velocidades deberán pertenecer a la zona de flujo estratificado.

Se utilizan las siguientes definiciones para calcular el diámetro de la tubería de preseparación,

$$D_T = \left(\frac{4 Q_L}{\pi U_{SL}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (6.1)$$

O,

$$D_T = \left(\frac{4 Q_G}{\pi U_{SG}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (6.2)$$

Segundo. Determinar los gastos operacionales de las fases en base a una geometría propuesta.

Se tienen como datos: las propiedades físicas de las fases y el diámetro de la tubería de preseparación.

Se resuelve el modelo matemático descrito en el Capítulo 3 para obtener las velocidades superficiales del gas y líquido respectivamente. Estas velocidades deberán pertenecer a la zona de flujo estratificado.

Se utilizan las siguientes definiciones para calcular los gastos operacionales del gas y líquido.

$$Q_L = U_{SL} \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 \right) \quad (6.3)$$

y

$$Q_L = U_{SG} \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 \right) \quad (6.4)$$

Los enfoques expuestos en las ecuaciones (6.1)-(6.4) se ejemplifican con la Figura 6.1. Esta figura presenta la región de flujo estratificado para un sistema agua-aire fluyendo en una tubería de dos pulgadas de diámetro. Esta figura se compone de seis gráficas entre las cuales existen -15 grados de diferencia y en los ejes de coordenadas se tienen las velocidades superficiales de las fases. El estudio se realiza para flujo horizontal y descendente, dado que para flujo ascendente no se presenta el flujo estratificado. En general, la región de flujo estratificado se incrementa hasta un ángulo negativo de inclinación del orden de -15° ; después se mantiene constante en promedio hasta ángulos de -45° y finalmente disminuye para ángulos negativos más pronunciados y no se presenta para ángulos cercanos a la vertical descendente.

Se observa que el modelo teórico predice aceptablemente los datos experimentales, sin embargo para asegurar la existencia del flujo estratificado, la recomendación práctica es considerar condiciones operacionales de flujo inferiores a las estimadas. Así también, durante el diseño de la etapa de preseparación, se requiere considerar el efecto del ángulo de inclinación sobre la región de flujo estratificado, Figuras 6.1 y 6.2.

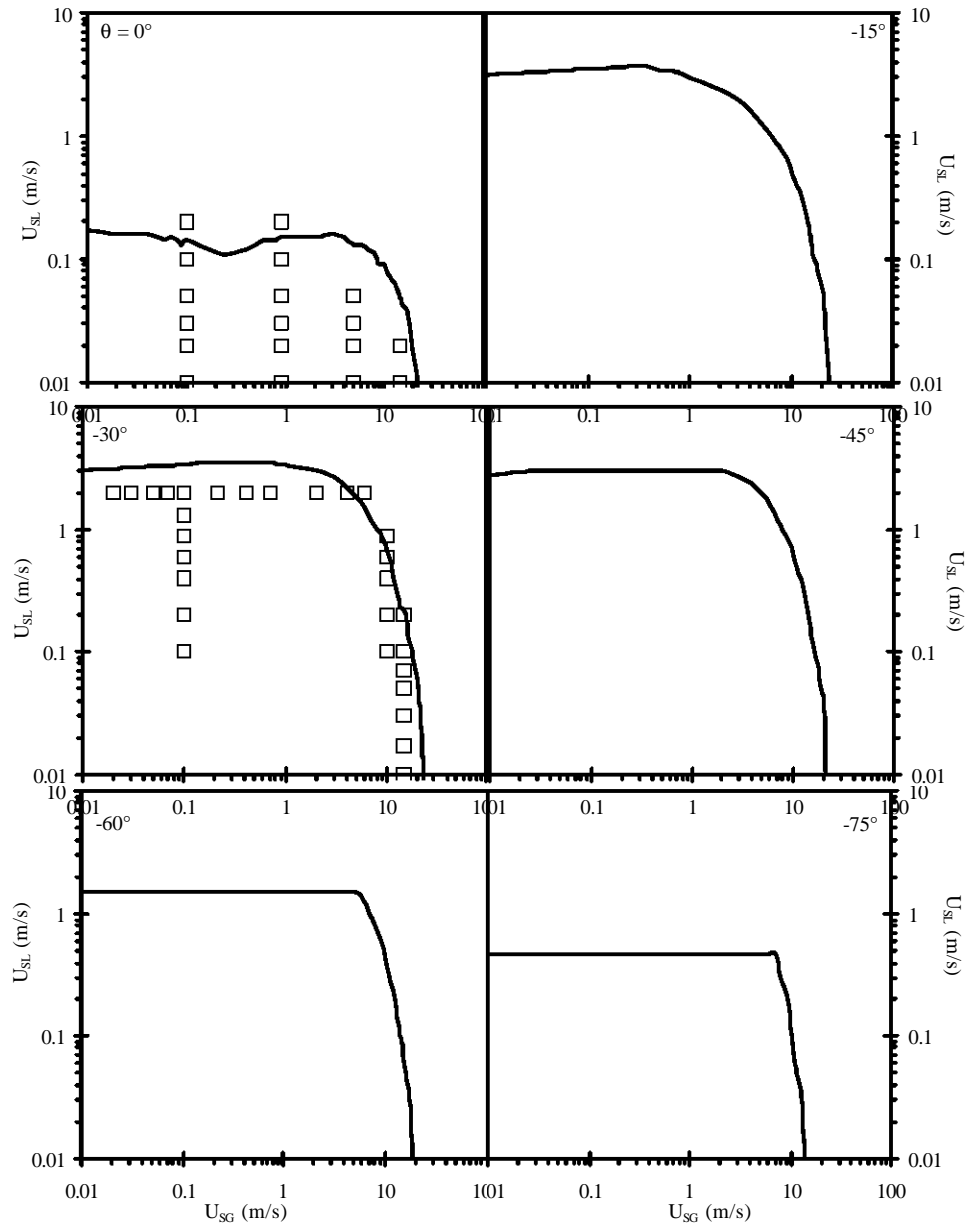


Figura 6. 1 Región de flujo estratificado y efecto del ángulo de inclinación (sistema agua-aire, $D_T = 0.0508$ m (2")).

En la Figura 6. 2 se presentan las regiones de flujo estratificado para un sistema agua-aire fluyendo en una tubería de cuatro pulgadas de diámetro. La figura se compone de las gráficas para 0° , -30° , -45° y -70° y las velocidades superficiales de las fases en los ejes de coordenada. Se estudiaron los efectos de los diámetros de dos y cuatro pulgadas debido a que son diámetros de uso común en instalaciones superficiales. Se observa un mínimo efecto sobre la región de flujo estratificado en referencia a las regiones de flujo estratificado de la Figura 6.1. No obstante, aun cuando los rangos

de velocidades superficiales de las fases son similares los gastos volumétricos son diferentes; esto último se verifica fácilmente mediante las ecuaciones (6.3) y (6.4).

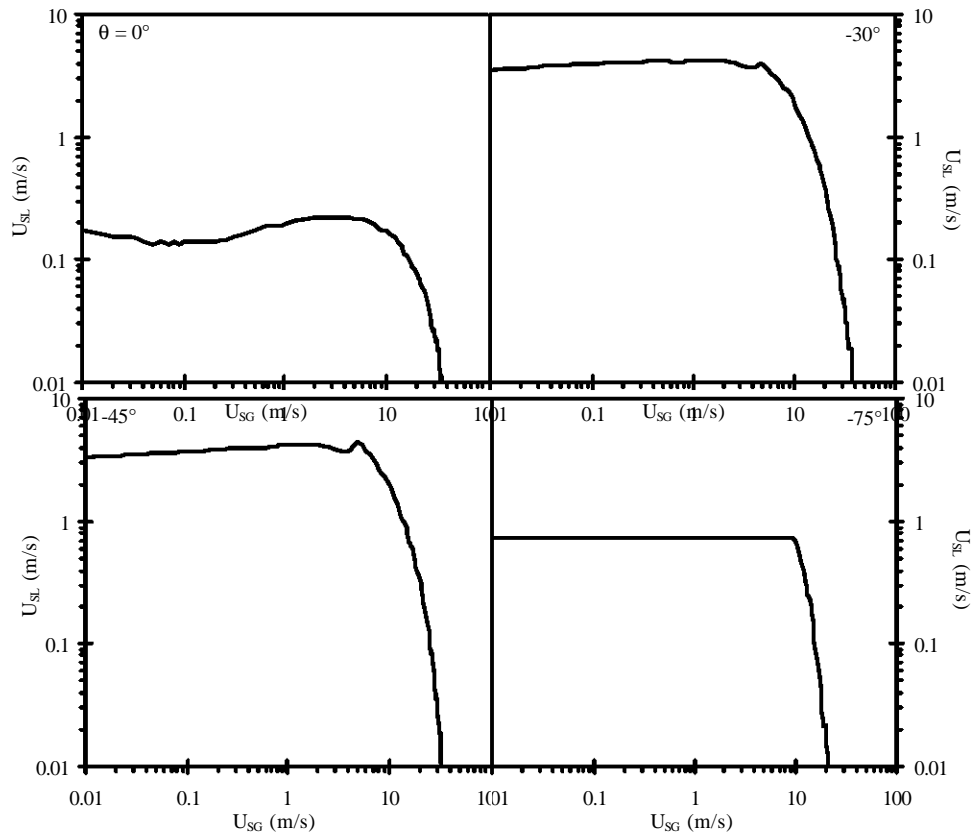


Figura 6. 2 Región de flujo estratificado y efecto del ángulo de inclinación (sistema agua-aire, $D_T = 0.1016$ m (4’’)).

Las Figuras 6. 1 y 6. 2 muestran el efecto del diámetro de la tubería de preseparación sobre la región de flujo estratificado. Las predicciones teóricas de la región de flujo estratificado tienen bastante similitud, esto indicaría que el diámetro tiene poco efecto sobre el rango de velocidades superficiales de las fases. Por las características de las envolventes de flujo estratificado, se pueden considerar como regiones *cuasirectangulares*.

La Figura 6. 3 muestra el efecto de la viscosidad del líquido sobre la región de flujo estratificado, se estudia para dos viscosidades 0.001 kg/ms (1 cp) y 0.010 kg/ms (10 cp). Se analiza esta propiedad debido a que la viscosidad del líquido es mayor que la viscosidad del gas. En esta figura se observa la contracción de la región de flujo estratificado. La contracción del rango de velocidades superficiales del líquido es del orden de 0.17 m/s a 0.076 m/s y en el rango de velocidades

superficiales del gas de 23 m/s a 14 m/s. Lo anterior indicaría que si la viscosidad del líquido es mayor que la viscosidad del agua el rango operacional de la preseparación disminuye. También se observa que la envolvente de flujo estratificado mantiene un comportamiento similar en los casos.

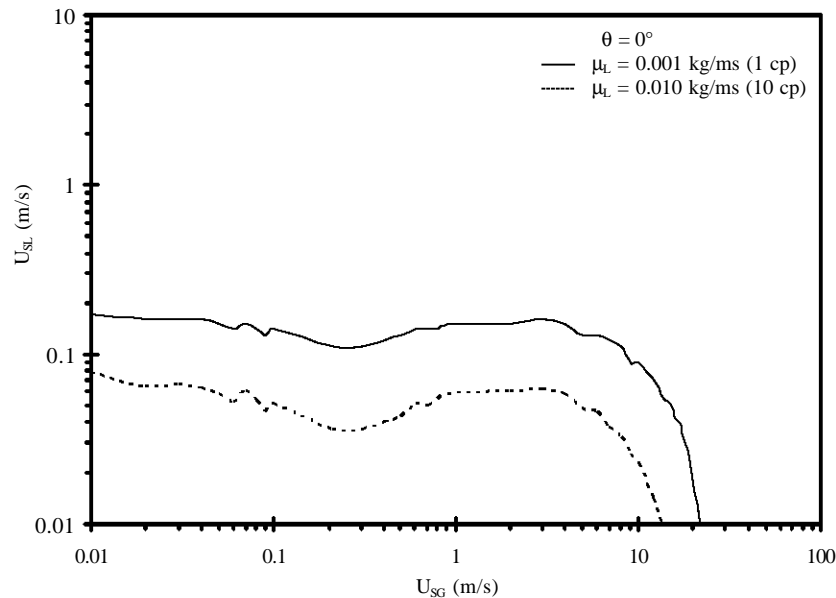


Figura 6.3 Efecto de la viscosidad del líquido sobre la región de flujo estratificado.

Otro parámetro importante de análisis es la densidad, para ello se menciona que en la industria petrolera la densidad de los aceites o petróleo, usualmente, se clasifican de acuerdo a lo establecido por el American Petroleum Institute (API). Esta clasificación es como sigue:

- Aceites extra pesados ≤ 10 °API
- Aceites pesados $10 < \text{°API} \leq 22.3$
- Aceites medios $22.3 < \text{°API} \leq 31.1$
- Aceites ligeros $\text{°API} > 31.1$

La Figura 6.4 muestra el efecto de la densidad del líquido sobre la región de flujo estratificado. Para esto, se consideran dos densidades 1000 kg/m^3 (10 °API) y 870 kg/m^3 (31.1 °API), estas densidades corresponden a los límites inferiores de aceites pesados y ligeros respectivamente. Después de evaluar el modelo matemático con las dos densidades, se observa una variación mínima de la región de flujo estratificado. Para efectos prácticos, se considera que la región de flujo

estratificado no presenta variación significativa en el rango de las densidades de aceites comunes en la industria petrolera.

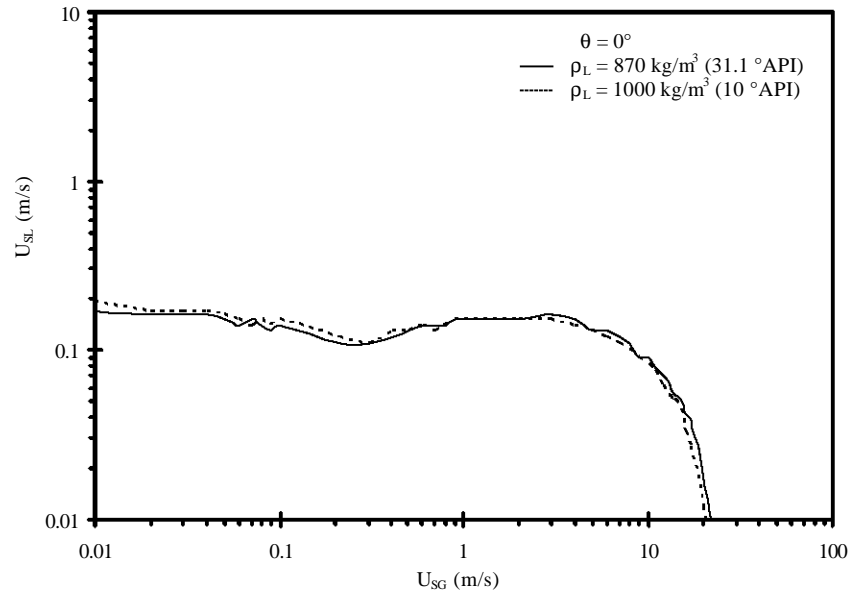


Figura 6.4 Efecto de la densidad del líquido sobre la región de flujo estratificado.

De igual manera al análisis de sensibilidad realizado al modelo variando la densidad del líquido, Figura 6. 4, se realiza el análisis de sensibilidad con respecto a la densidad del gas y densidad del líquido constante e igual a 870 kg/m^3 (31.1 °API), Figura 6. 5, se consideran dos densidades para el gas en flujo horizontal 1.3 kg/m^3 (G. E.= 1) y 3.9 kg/m^3 (G. E.= 3). Los resultados muestran la contracción en los extremos de la curva operacional para flujo estratificado. La contracción en el rango de velocidades superficiales del líquido es del orden de 0.19 m/s a 0.14 m/s y en el rango de velocidades superficiales del gas de 21 m/s a 12 m/s Esto indicaría que en determinado intervalo de velocidades superficiales se considera sin efecto la variación en la densidad del gas.

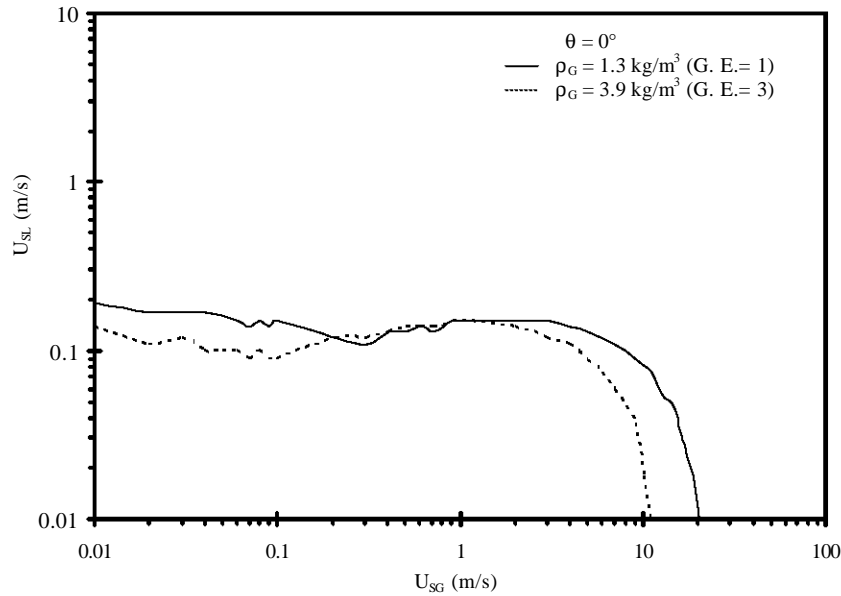


Figura 6.5 Efecto de la densidad del gas sobre la región de flujo estratificado.

En referencia al objetivo de la preseparación de inducir flujo estratificado de líquido y gas, se presentaron los efectos de parámetros relevantes en las Figuras 6. 1-6. 5. En tales figuras, se observan los efectos asociados al: ángulo de inclinación, θ , diámetro de la tubería, D_T , viscosidad del líquido, μ_L , densidad del líquido, ρ_L , y densidad del gas, ρ_G . Ahora se analiza la capacidad de arrastre de la corriente de líquido la cual transporta a las partículas sólidas. Esto es muy importante dado que en condiciones de flujo estratificado o segregado, la corriente de líquido es la fase que interactúa con las partículas, Figuras 6.4 y 6.5.

Basándose en la formulación del Capítulo 3, se puede relacionar la capacidad de arrastre de la corriente de líquido con la velocidad mínima necesaria para iniciar el movimiento de determinada cama de sólidos, U_{MinB} . A su vez para incrementar la generalidad de los resultados se emplea el número de Reynolds mínimo, Re_{MinB} , el cual se define como,

$$Re_{MinB} = \frac{\rho_L D_P U_{MinB}}{\mu_L} \quad (6.5)$$

Donde U_{MinB} se define por la ec. (3.20). El Reynolds de la corriente de líquido deberá ser mayor que el Reynolds mínimo necesario para mover una determinada cama de sólidos, ec. (6.5).

El análisis del transporte de los sólidos en la etapa de preseparación se realiza para flujo horizontal y descendente inclinado. La Figura 6. 6 muestra el intervalo del número de Reynolds para camas de sólidos con altura equivalente de uno (O) hasta cinco diámetros (OOOOO) de partículas, flujo horizontal y densidad de partícula de 2600 kg/m^3 , ($\rho_r = 2.6$). Se consideran dos diámetros: (i) 0.003 m ($\sim 1/8$ pulgada) y (ii) 0.006 m ($\sim 1/4$ pulgada). Para tales incisos, los Reynolds mínimos están en los intervalos de 819-1555 y 2600-4594 respectivamente. Lo antes mencionado indica que el incremento del diámetro de la partícula refleja un incremento considerable en el Reynolds mínimo.

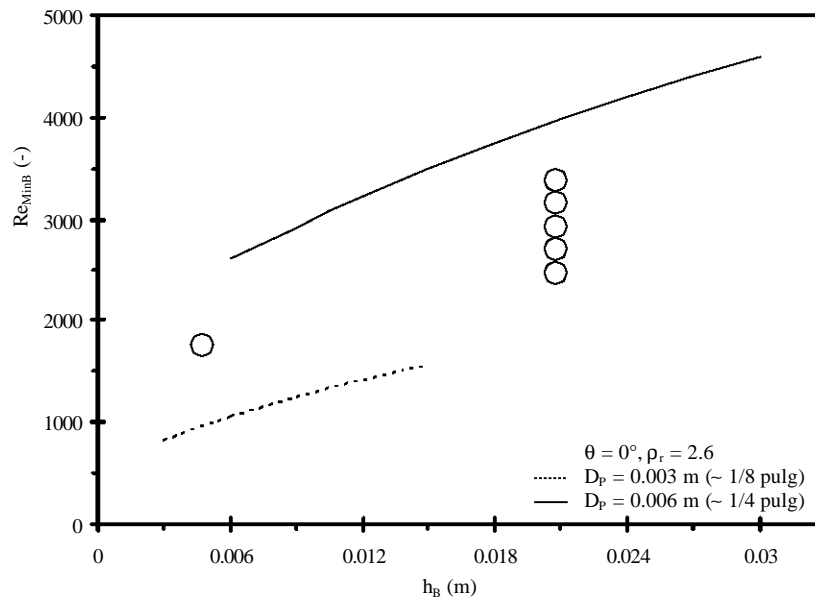


Figura 6. 6 Efecto del diámetro de la partícula en el número de Reynolds mínimo.

De igual manera se estudia el efecto de la densidad de la partícula sobre el Reynolds mínimo, ec (6.5). La Figura 6. 7 considera flujo horizontal, altura equivalente de cama de uno (O) a cinco (OOOOO) diámetros de partículas, diámetro de partícula de 0.003 m ($\sim 1/8$ pulgada) y densidades de partícula de: (i) 2600 kg/m^3 , ($\rho_r = 2.6$) y (ii) 4300 kg/m^3 , ($\rho_r = 4.3$). Los Reynolds mínimos están en los intervalos de 819-1555 y 1242-2300 respectivamente. Se observa incremento en el Reynolds mínimo a incrementar la densidad de la partícula.

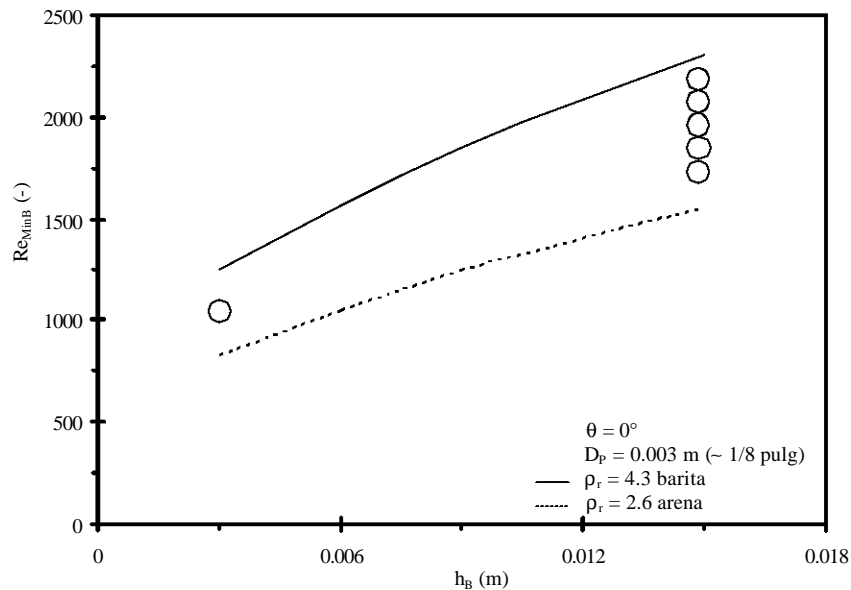


Figura 6.7 Efecto de la densidad de la partícula en el número de Reynolds mínimo.

El efecto en el Reynolds mínimo debido al ángulo de inclinación de la preseparación lo muestra la Figura 6. 8. Se considera flujo horizontal, flujo descendente a -15° y -30° , densidad de la partícula de 2600 kg/m^3 ($\rho_r = 2.6$), altura de cama de sólidos de uno (O) a cinco (OOOOO) diámetros equivalentes y diámetro de partícula de 0.003 m ($\sim 1/8$ pulgada). En flujo horizontal el intervalo de Re_{MinB} es 819-1555; para flujo descendente de -15° es de 554-1393; y para -30° es de 0-1150. Se observa en la Figura 6. 8 como el Re_{MinB} disminuye con el incremento en el ángulo de inclinación, lo cual es opuesto al efecto mostrado por el diámetro y densidad de la partícula.

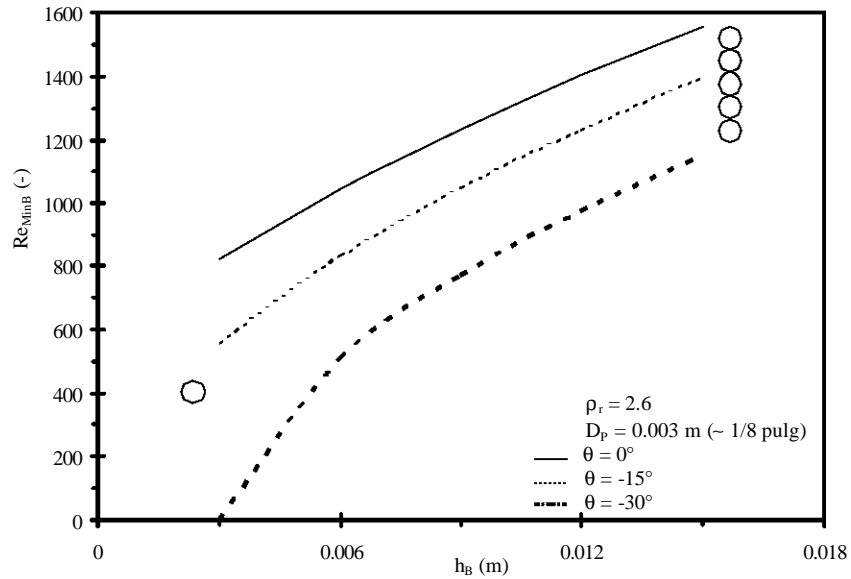


Figura 6.8 Efecto del ángulo de inclinación de la preseparación en el número de Reynolds mínimo.

El Reynolds del líquido, en -30° grados, requerido para iniciar el movimiento de una cama de sólidos con altura equivalente a un diámetro de partícula es cero, lo cual indicaría que la partícula se movería por efecto de su propio peso. Lo anterior tiene relación con el ángulo de reposo de 30° de una partícula esférica e indica que la partícula para ángulos negativos mayores al ángulo de reposo no requiere de alguna fuerza externa para iniciar su movimiento descendente.

6.2. Derivaciones hacia la unidad de separación en paralelo

El fin de la preseparación es el inicio de las derivaciones, Figuras 3.4 a 3.6. La variable de análisis es la altura del líquido, h_L ; la cual indica la estratificación de las fases. Así también, el diseño de las derivaciones involucra la variable altura de derivación h_D , ec. (5.21). Ahora se recuerda que la condición en el Separador de Baja Energía es que la altura del líquido deberá ser mayor que la altura de derivación, ($h_L > h_D$).

Por lo antes mencionado, el análisis se centraliza en determinar los valores de altura de líquido para varias condiciones operacionales. La Figura 6.8 muestra las regiones de altura del líquido para

flujo horizontal y ángulos de inclinación de -15° , -30° , -45° , -60° y -75° en un sistema agua aire; esta figura es complemento de la Figura 6. 1.

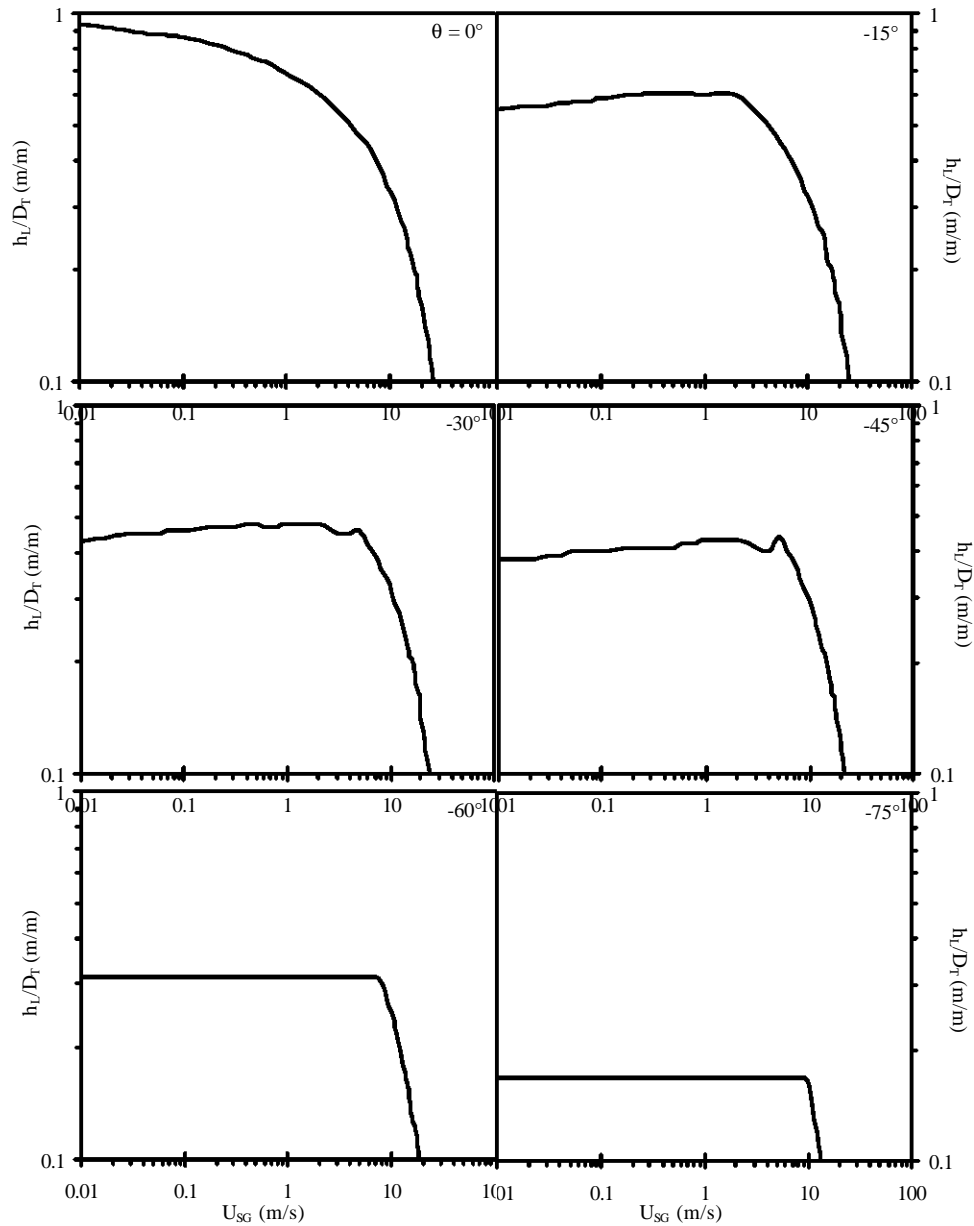


Figura 6. 9 Altura del líquido, h_L (agua-aire).

De la Figura 6. 8, se observa que el área cubierta por las curvas de h_L disminuye con el incremento negativo del ángulo de inclinación. Esto es, en las gráficas de 0° y -15° la predicción teórica indica que la altura del líquido puede tomar valores mayores a 0.5 el diámetro de la tubería; en las demás

gráficas se observa que la altura del líquido estaría en valores inferiores a 0.5 el diámetro de la tubería. Las pequeñas no uniformidades presentadas en algunas gráficas, i. e. -45° , corresponden a “ruido numérico”, en estos casos se recomienda tomar el promedio de h_L en los puntos de interés.

El análisis basado en el concepto de altura del líquido mayor a la altura de derivación conduce a dedicar especial interés al rango de inclinaciones de 0° a -15° , debido a que estos ángulos permitirían mayores alturas de derivación. Lo anterior es de gran importancia durante el diseño de las etapas de preseparación y derivación del SBE.

La Figura 6. 10 representa las curvas de altura del líquido para 0° , -5° , -10° y -15° para un sistema agua-aire. La curva de flujo horizontal ó de 0° indica los valores máximos de altura del líquido. Se observa mínima diferencia entre las curvas correspondientes a 0° y -5° , esto es ambas curvas se podrían considerar iguales. La curva de -10° presenta diferencias hasta velocidades superficiales del gas U_{SG} del orden de 0.2 m/s, después de este valor esta curva coincide con la curva de 0° y -5° . En forma práctica, se considera que todas las curvas coinciden después de $U_{SG} \sim 2$ m/s.

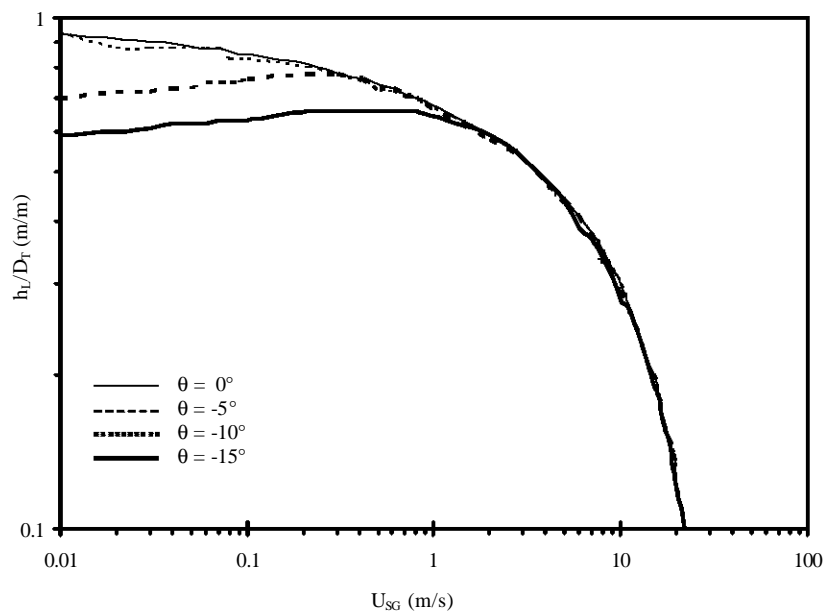


Figura 6. 10 Altura del líquido para ángulos 0° , -5° , -10° y -15° , (agua-aire).

El análisis del comportamiento de las curvas de altura de líquido mostrado en las Figuras 6. 9-6. 10, se conjunta con el análisis de las curvas operacionales de flujo estratificado de la Figura 6. 1-6.2. Esto es, por un lado se determinan los gastos operacionales de las fases, ecs. (6.3)-(6.4), diámetro de la preseparación, ecs. (6.1)-(6.2), ángulo de inclinación; y por otro lado, mediante la determinación de altura de derivación se estiman los gastos de alimentación de la unidad de separación en paralelo, ecs. (5.13)-(5.24).

6.3. Separación de gas-líquido y líquido-sólidos

En la separación de gas-líquido y líquido-sólidos se presenta flujo de vórtice confinado y flujo disperso de partículas. La importancia y complejidad de este tipo de flujo han motivado el desarrollo de modelos mecánicos, estos modelos representan aceptablemente los mecanismos de flujo en forma metódica y práctica, ecs. (3.21)-(3.43). En general, la formulación mecánica es una combinación de principios básicos y criterios obtenidos a partir de bases de datos experimentales y modelación numérica. En consecuencia, se recomienda identificar y seleccionar cuidadosamente los mecanismos de flujo de mayor importancia y los rangos operacionales de los criterios.

El análisis del flujo en el interior de la unidad de separación se realiza mediante el modelo matemático tipo “mecanístico-lagrangiano” del Capítulo 3. Se estudian el comportamiento del factor de intensidad de turbulencia, Ω ecs. (3.27)-(3.31), los perfiles de velocidad axial U_A y tangencial U_T de la *fase continua*, ecs. (3.21)-(3.26), trayectoria de la *fase dispersa*, ecs. (3.35)-(3.43), y velocidad terminal de la *fase dispersa*. Lo anterior conlleva a realizar el análisis de sensibilidad de parámetros y validación de aplicación.

La definición comúnmente aceptada del factor de turbulencia es la indicada en la ecuación (3.27), la cual indica la relación del momento angular promediado por el momento axial. El análisis de este parámetro se realiza mediante las ecuaciones (3.28)-(3.29). La evaluación extensa de estas últimas ecuaciones permite determinar cual expresión sería más apropiada para el código numérico. Esto es ambas ecuaciones tienen excelente y probada aproximación en los experimentos en que fueron

desarrolladas, sin embargo la necesidad de seleccionar una de ellas corresponde al hecho de representar apropiadamente los mecanismos de flujo en el SBE.

La expresión del factor de turbulencia de Chang, ec. (3.28), esta en función de la relación de momentos, ec. (3.30) y la distancia axial medida desde la entrada tangencial del cuerpo del separador. La expresión de Mantilla, ec. (3.29) además de ser función de los parámetros mencionados, también es función del número de Reynolds axial y del número de entradas tangenciales. También se menciona que ambas expresiones son aplicables para distancias mayores a dos veces el diámetro del cuerpo del separador.

La Figura 6. 11 se muestran las predicciones de las dos expresiones del factor de turbulencia en función de la distancia axial y datos experimentales. En longitudes próximas a la entrada tangencial, se observa que la expresión de Mantilla predice ligeramente debajo de los datos experimentales mientras que la expresión de Chang predice ligeramente arriba. Es importante el análisis cerca de la entrada tangencial debido a que en esta zona se inicia la separación de las fases. En este caso se considera aceptable el grado de estimación entre lo calculado y los datos medidos.

Los datos experimentales mostrados en la Figura 6. 11, Chang *et* Dhir los obtuvieron mediante un dispositivo experimental consistente de un tubo principal de 0.0889 m (3.5 pulgadas), cuatro entradas tangenciales o inyectores perpendiculares al eje axial de 0.015875 m (0.625 pulgadas) de diámetro, las secciones de prueba se ubicaron en 2, 6, 7, 8, 9 y 10 veces el diámetro principal.

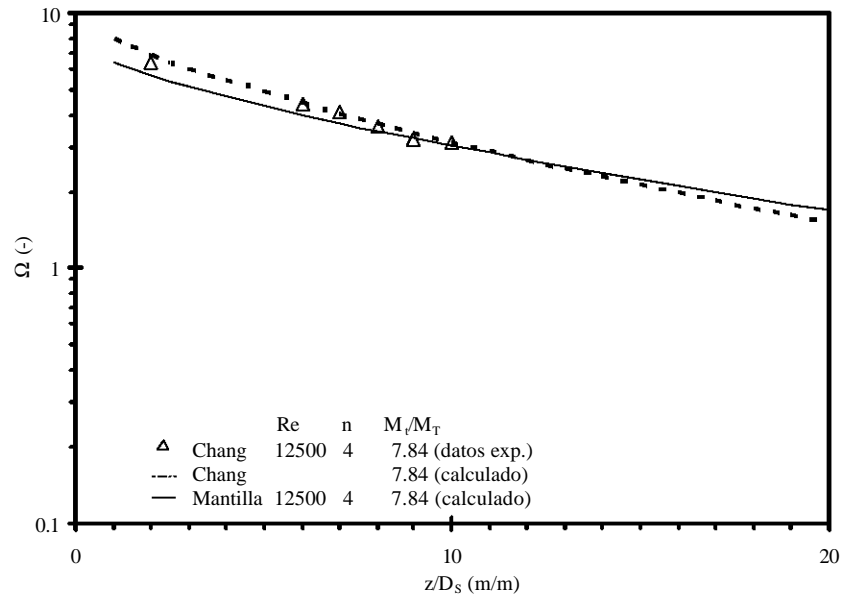


Figura 6. 11 Factor de intensidad de turbulencia.

El factor de intensidad de turbulencia decrece exponencialmente con el incremento de la longitud axial y se manifiesta aun a varias decenas de diámetros. Principalmente, esto se relaciona con la disipación de energía debido al contacto del fluido con las paredes y debido a la disipación molecular en los remolinos formados por los gradientes de velocidad.

Los datos experimentales mostrados en la Figura 6. 12, Chang *et* Dhir los obtuvieron mediante un dispositivo experimental consistente de un tubo principal de 0.0889 m (3.5 pulgadas), seis entradas tangenciales o inyectores perpendiculares al eje axial de 0.02223 m (0.875 pulgadas) de diámetro, las secciones de prueba se ubicaron en 2, 6, 7, 8, 9 y 10 veces el diámetro principal.

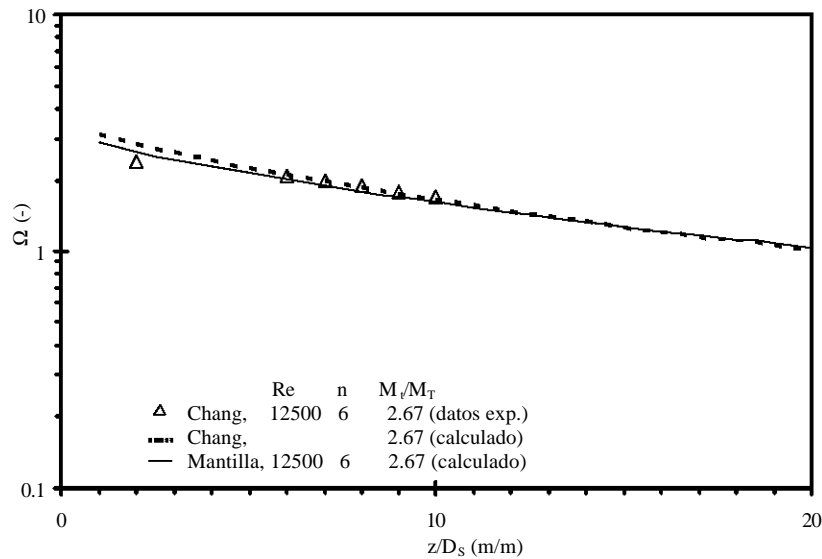


Figura 6. 12 Factor de intensidad de turbulencia.

La Figura 6. 12 muestra lo aceptable de las aproximaciones teóricas y los datos experimentales. Se observa el tipo de comportamiento descrito en la Figura 6. 11, esto es el factor de intensidad de turbulencia decae en la longitud axial del separador de vórtice. También se notó en las dos gráficas anteriores que la intensidad de turbulencia tiende a la relación de momento cerca de la entrada tangencial.

Ahora, lo consecuente es analizar la sensibilidad de las expresiones del factor de intensidad de turbulencia a los parámetros involucrados en cada una de ellas, ecs. (3.28)-(3.29). Esto es muy importante para determinar los rangos de aplicabilidad de cada expresión. La Figura 6. 13 muestra las predicciones teóricas para Re igual a 5000 con relación a la base de datos reportada por Kitoh. Chang ec. (3.28) se ha mencionado que no tiene dependencia del Reynolds y número de entradas, por ello reproduce solo una curva; Mantilla, ec. (3.29), se aproxima a los datos experimentales al incrementarse el número de entradas tangenciales. Esta base de datos se obtuvo en las condiciones descritas en la Figura 6. 13.

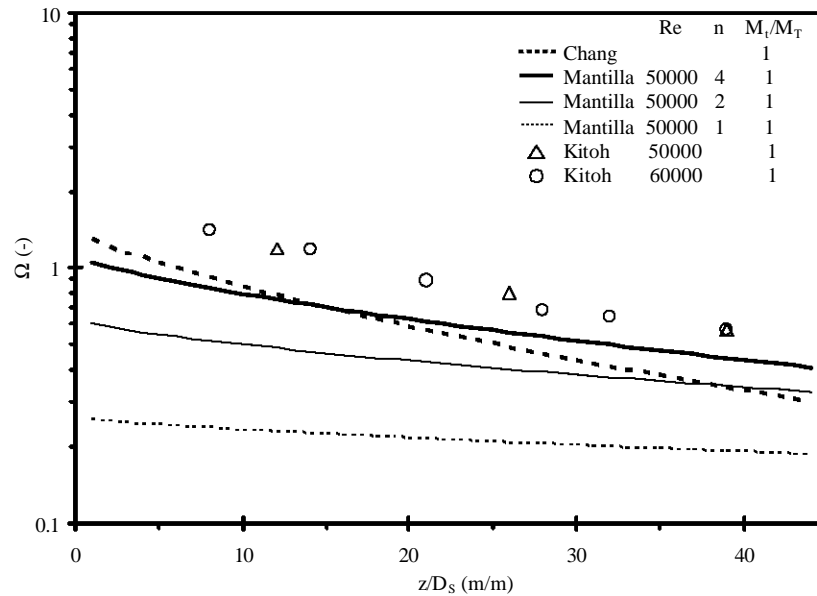


Figura 6.13 Sensibilidad al número de entradas y $Re = 50000$.

De igual manera, se analiza la sensibilidad al número de Reynolds. Para esto, la Figura 6.13 se conjunta con la Figura 6.14; la cual muestra las predicciones de Chang y Mantilla para Reynolds igual a 60000. Obviamente, Chang presenta la misma curva por ser independiente del Reynolds y número de entradas tangenciales y Mantilla presenta curvas similares a las presentadas en la Figura 6.13. Para el caso de Mantilla, lo anterior indica mayor sensibilidad al parámetro número de entradas y menor sensibilidad al número de Reynolds. Esto último es congruente con la tendencia de la base de datos de Kitoh.

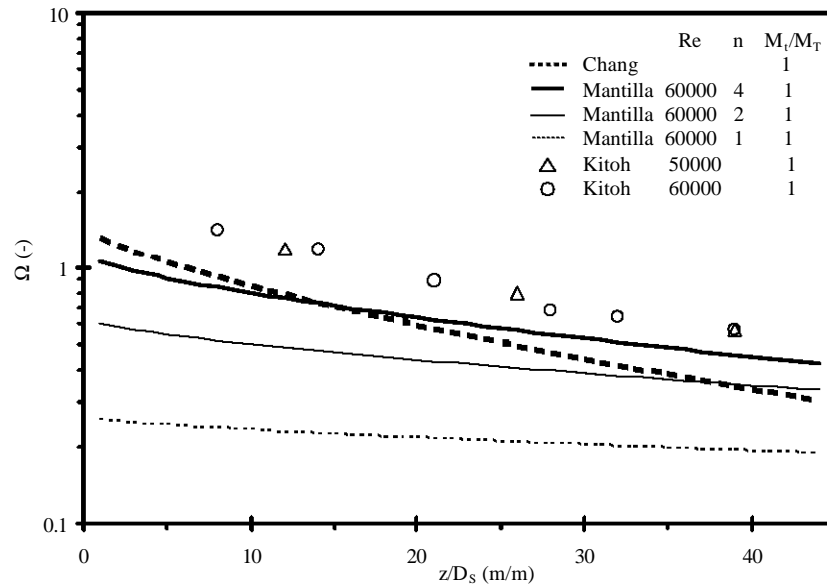


Figura 6. 14 Sensibilidad al número de entradas y $Re = 60000$.

Con el objeto de verificar mejor la sensibilidad al número de Reynolds, se realiza el ejercicio de estimar el factor de intensidad de turbulencia para Re igual a 5000 y 50000, esto es incrementando el Re un orden de magnitud, Figura 6. 15. Los resultados muestran ligera diferencia entre las dos curvas correspondientes a los dos Reynolds y cerca de la entrada tangencial la predicción de Chang se encuentra entre las predicciones de Mantilla.

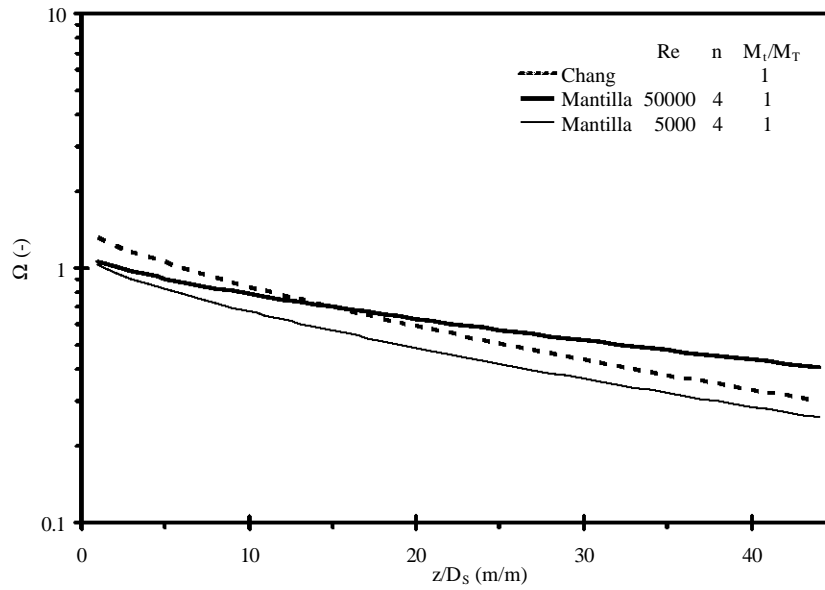


Figura 6.15 Sensibilidad de número de Reynolds.

El análisis restante es la sensibilidad a la relación de momentos, Figura 6. 16. Tal análisis se puede realizar mediante la ecuación de Chang, ec. (3.28). Los resultados indican alta sensibilidad del factor de intensidad de turbulencia con la relación de momentos, la afectación es en el siguiente sentido: al aumentar la relación de momentos se incrementa el factor de intensidad de turbulencia. También se observan, Figura 6. 16, valores similares para el factor de intensidad de turbulencia y la relación de momentos en la entrada tangencial.

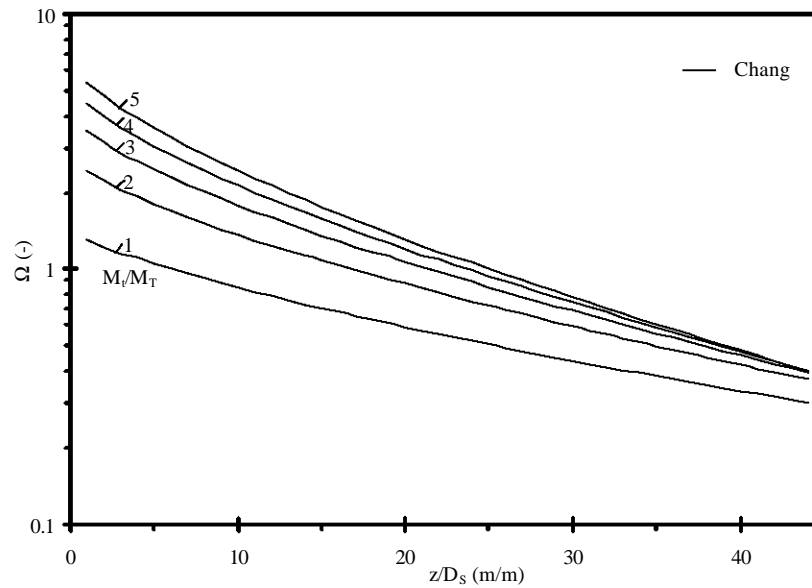


Figura 6. 16 Sensibilidad a la relación de momentos.

Después de evaluar las expresiones del factor de turbulencia, se continúa con el análisis de las expresiones de velocidad tangencial y velocidad axial, ecs. (3.21) y (3.24) respectivamente. Para esto, se seleccionaron reportes experimentales de varios autores. Principalmente, el estudio trata de identificar las características de los perfiles de velocidad tangencial, U_T , y axial U_A ; y verificar las aproximaciones del modelo matemático.

El perfil de la velocidad tangencial se caracteriza por exhibir una región de vórtice forzado cerca del eje de simetría del separador; una zona de transición en la región ubicada en distancias del orden de la mitad del radio del separador y flujo en vórtice libre para distancias mayores a un medio el radio del separador. Generalmente, el perfil de velocidad axial se compone de una zona de flujo inverso en la región del centro del separador y flujo axial cerca de las paredes del separador. Además, ambos perfiles de velocidad se analizan en varias coordenadas axiales.

En la Figura 6. 17 se muestra la predicción de los perfiles de velocidad y los datos experimentales reportados por Chang *et Dhir* (1994). El eje horizontal muestra las distancias radiales medidas desde el eje central normalizadas por el radio del separador y el eje vertical muestra las velocidades tangencial y axial normalizadas por la velocidad axial promedio. Las series de datos corresponden a

dos distancias axiales para una relación de momento de 7.84. Se observa aceptable reproducción de los datos mediante las expresiones de las velocidades tangencial y axial, ecs. (3.21) y (3.24) respectivamente.

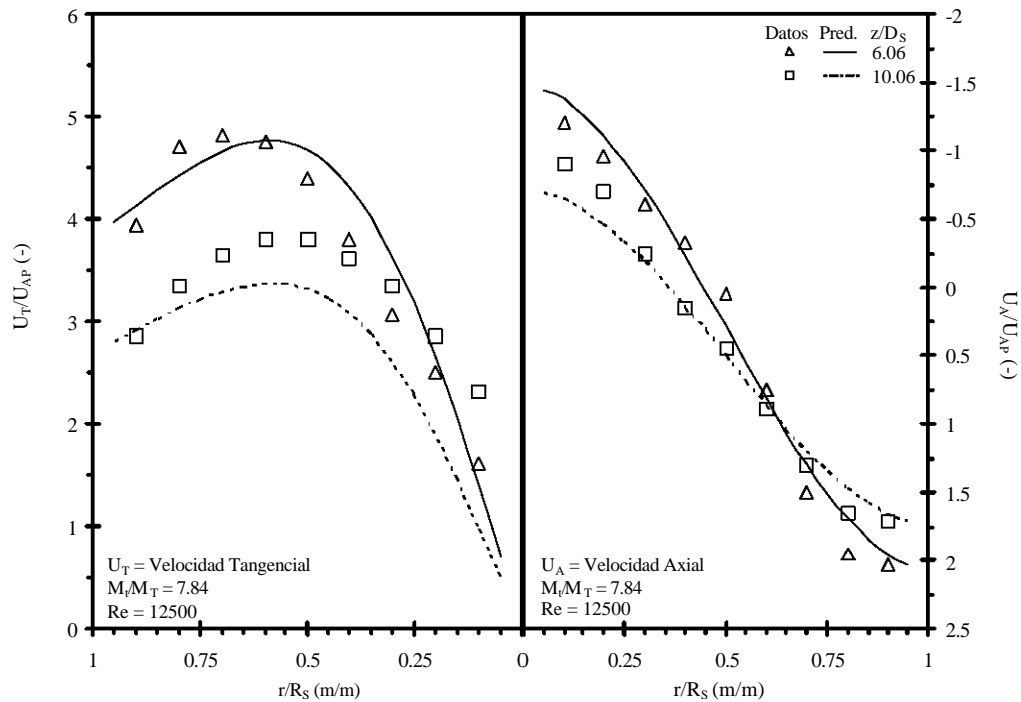


Figura 6.17 Perfiles de velocidad tangencial y axial, (datos Chang *et* Dhir, 1994).

Los datos experimentales de las Figuras 6.17 y 6.18, Chang *et* Dhir los obtuvieron de un dispositivo experimental, el cual consiste de un tubo de acrílico transparente de 0.0889 m (3.5 pulgadas) de diámetro, 1.5 m de longitud, aire como fluido de trabajo y en las condiciones descritas en las Figura 6.17 y 6.18.

La Figura 6.18 muestra los perfiles de velocidad calculados, series de datos experimentales para coordenadas axiales bastante similares a las de la Figura 6.17. Sin embargo, se varió de 7.84 a 2.67 la relación de momentos. De igual manera, las expresiones para los perfiles de velocidad tienen aceptable desempeño.

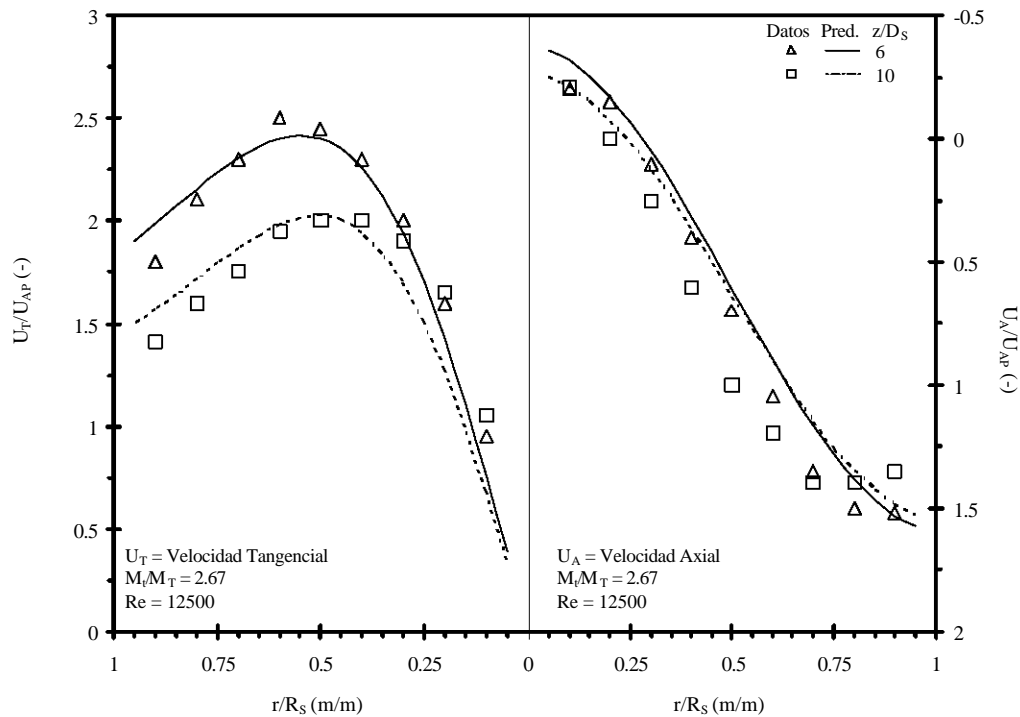


Figura 6.18 Perfiles de velocidad tangencial y axial, (datos Chang *et Dhir*, 1994).

La Figura 6.19 muestra series de datos experimentales reportadas por Kitoh (1991) y resultados teóricos. Kitoh obtuvo los datos de un dispositivo experimental compuesto, principalmente, por una tubería de 0.15 m de diámetro y 7 m de longitud. En este caso, el vórtice se genera por vainas perpendiculares a la tubería, lo cual es diferente al caso de los separadores de vórtice donde el vórtice se genera por la entrada tangencial del flujo. Ahora bien, a pesar de lo antes descrito, el modelo describe adecuadamente el comportamiento de los perfiles de velocidad.

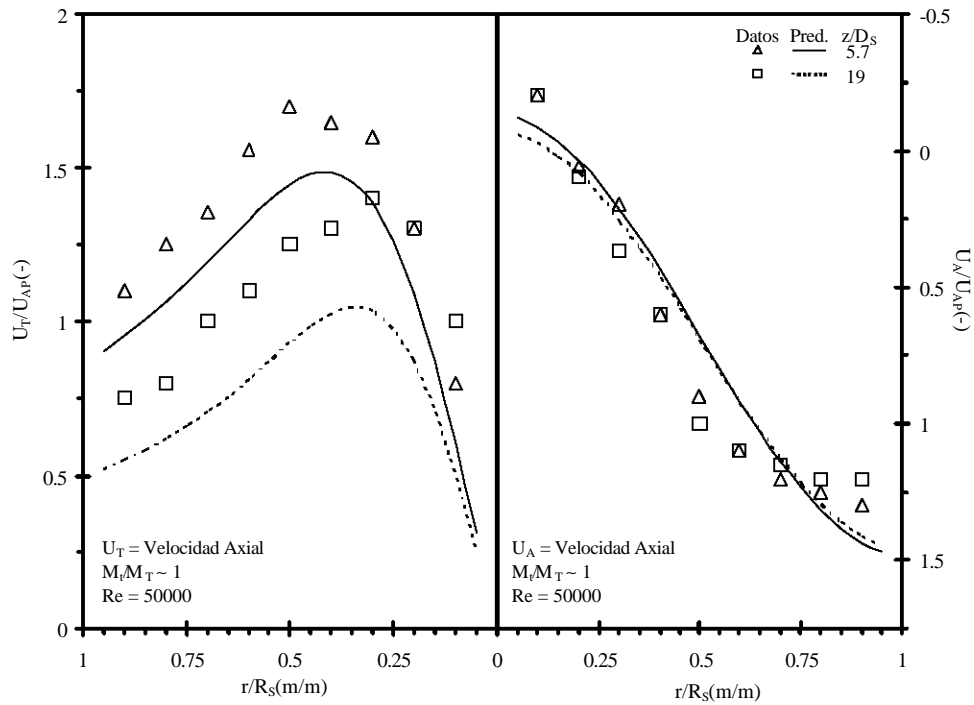


Figura 6. 19 Perfiles de velocidad tangencial y axial, (datos Kitoh, 1991).

En las Figuras 6. 17 a 6. 19 las series de datos corresponden estudios donde el fluido de trabajo es el aire, lo cual se relaciona con el separador de vórtice de gas y líquido; dado que en este separador la *fase continua* es el gas y la *fase dispersa* es el líquido. Lo consecuente es verificar las ecuaciones de U_T , ec.(3.21), y U_A , ec. (3.24), con datos donde el fluido de trabajo sea el agua, lo que correspondería al separador de líquido y sólidos donde la *fase continua* es el agua y la *fase dispersa* son los sólidos.

Realizar lo anterior es recomendable aún cuando se sabe que las expresiones para calcular los perfiles de velocidad están en función del número de Reynolds. En adición, se puede verificar la consistencia del modelo matemático para emplearse en la unidad de separación en paralelo, la cual esta compuesta por los separadores de gas-líquido y líquido-sólidos.

King *et al* (1969) reportan series de datos obtenidos en una tubería de 0.0508 m (2 pulgadas) con dos entradas tangenciales simétricas de 0.0127 m (0.5 pulgada) y agua como fluido de trabajo. La comparación de las ecuaciones de U_T y U_A con estos datos permite verificar la operabilidad de las

expresiones en la separación de líquido y sólidos. Similarmente, se observa buena reproducción de la tendencia de los datos experimentales. Por lo tanto, se deduce la generalidad de las ecuaciones para estimar los perfiles de velocidad en la unidad de separación del SBE.

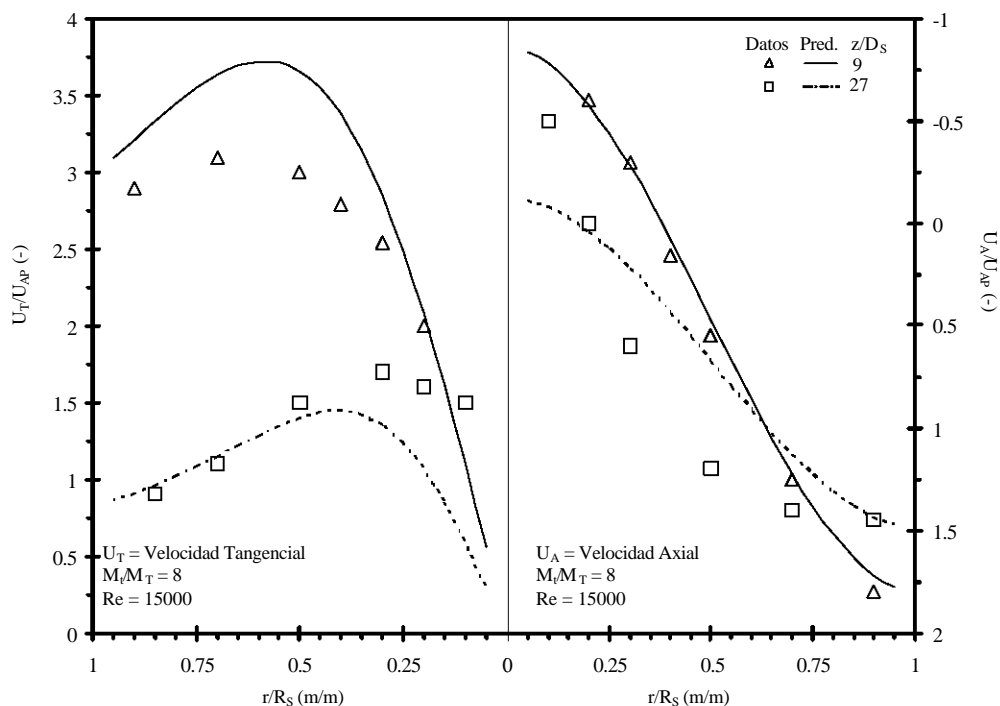


Figura 6. 20 Perfiles de velocidad tangencial y axial, (datos King *et al*, 1969).

Entre otros aspectos, las Figuras 6. 17-6. 20 permiten dilucidar que: (i) los rangos de los perfiles de velocidad se incrementan con el incremento de la relación de momento y (ii) la variación del perfil de velocidad tangencial es mayor que la variación del perfil de velocidad axial para las mismas coordenadas axiales. Esto es, ambos perfiles de velocidad tienden a suavizarse en la dirección axial.

Después de verificar las ecuaciones para U_T y U_A , se prosigue con el análisis de sensibilidad al factor de intensidad de turbulencia, Ω ecs. (3.28)-(3.29), el cual es el principal parámetro de alimentación de tales ecuaciones. Para esto se considera una tubería de 0.15 m de diámetro, Re igual a 50000, distancia axial igual a 4 veces el diámetro de la tubería y se varía la relación de momentos, ec. 7.30, de 1 a 12 en incrementos de 4. La Figura 6. 21 muestra los resultados, los cuales indican incrementos linealmente proporcionales de la velocidad tangencial e incrementos

exponenciales de la velocidad axial. Este comportamiento de los perfiles de velocidad es muy importante considerarlo durante el diseño de la unidad de separación en paralelo.

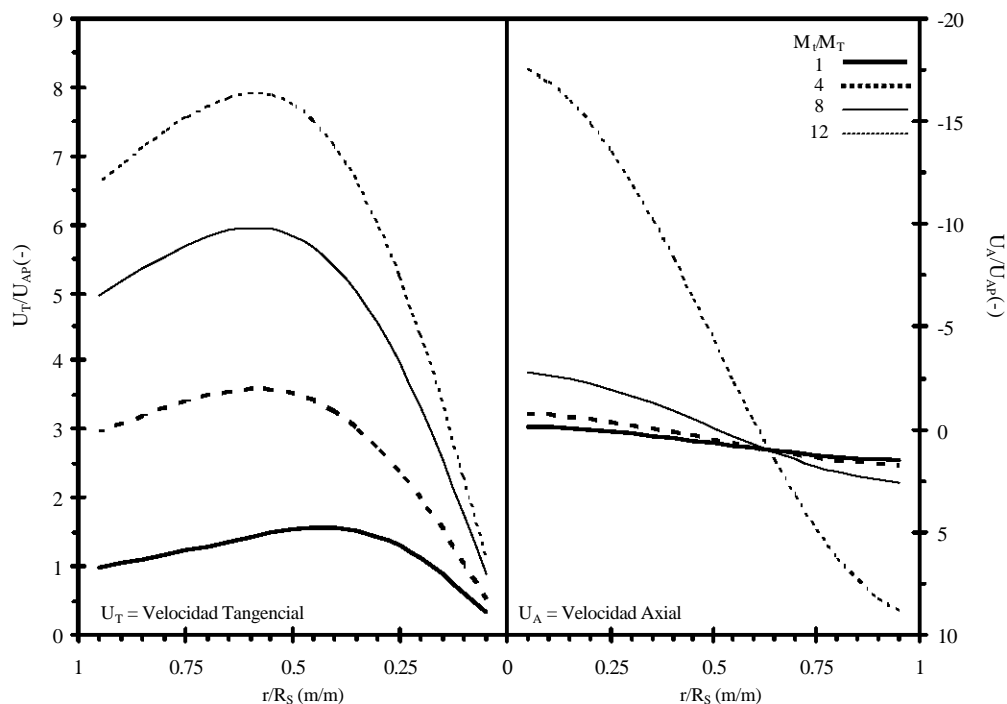


Figura 6.21 Perfiles de velocidad tangencial y axial ($z/D_S = 4$, $Re = 50000$).

Las figuras 6.11-6.21 permiten demostrar la consistencia del modelo matemático empleado para estimar el campo de velocidades de la fase continua. En adición, se identifican objetivamente los efectos de los parámetros involucrados; por ejemplo, efecto del factor intensidad de turbulencia y número de Reynolds. A partir de lo anterior, se infieren los efectos de los gastos volumétricos, los cuales están relacionados con los gastos en los separadores, geometrías y propiedades de las fases.

Después de estudiar el comportamiento de los perfiles de velocidad de la *fase continua*, gas en el separador de gas-líquido y líquido en el separador de líquido-sólidos; el esfuerzo se concentra en el estudio de las trayectorias de partículas en la *fase continua* en el interior del separador. Esto se realiza mediante el enfoque mecanístico-lagrangiano, es cual se basa en el acoplamiento de las ecuaciones (3.21), (3.24) con (3.40)-(3.42).

Este estudio permite estimar la región en la cual las partículas alcanzan la pared del separador y se realiza bajo las siguientes consideraciones:

- (i) La densidad de la *fase dispersa* es mayor que la densidad de la *fase continua*
- (ii) Las partículas son alimentadas a 0.7, 0.75, 0.8, 0.85, 0.9 y 0.95 veces el radio del separador
- (iii) Lo anterior se debe a la alta probabilidad de que la entrada tangencial al separador, la cual origina los efectos de fuerza centrífuga, se ubique en estos radios cercanos a la pared del separador
- (iv) La velocidad inicial de las partículas es cero, lo cual representa el caso extremo de transferencia de momento entre la fase continua y la fase dispersa
- (v) Debido a su diámetro, la *fase dispersa* no afecta los perfiles de velocidad de la *fase continua*
- (vi) Las partículas que alcanzan la pared se consideran separadas de la *fase continua*, esto debido a la presencia de capa límite. En el caso de gotas dispersas en gas, se destaca, de evidencias experimentales, la formación de película de líquido cuando las gotas alcanzan la pared del prototipo.

El análisis se inicia con el seguimiento de partículas sólidas en el interior del separador líquido-sólido, para ello se emplean los siguiente datos: diámetro de la derivación de líquido y sólidos igual a 0.0508 m (2 pulg) después se reduce el área a la mitad, esto último para incrementar la velocidad de la mezcla en la entrada tangencial del separador; el diámetro de separador es de 0.0762 m (3 pulg), gastos volumétricos del líquido de 2.5 l/s, 5 l/s y 10 l/s; propiedades físicas del agua, densidad de la partícula igual a 2600 kg/m³ (arena); diámetros de la partícula 0.001 m, 0.0025 m, 0.005 m e incrementos de tiempo de 0.001 s.

La Figura 6. 22 muestra las trayectorias que seguirían las partículas de 0.001 m de diámetro a partir de la entrada tangencial del separador. La alimentación es de 0.005 m³/s (5 l/s) lo cual corresponde a una velocidad axial promedio de 1.0964 m/s y Reynolds axial de 83546. La partícula de 0.95*R_S sería la primera en alcanzar la pared del separador a distancias axiales del orden de 0.065*D_S, esto debido a que se alimenta bastante cerca de la pared. También, se observa que todas las partículas habrían alcanzado la pared en la distancia de 0.1*D_S.

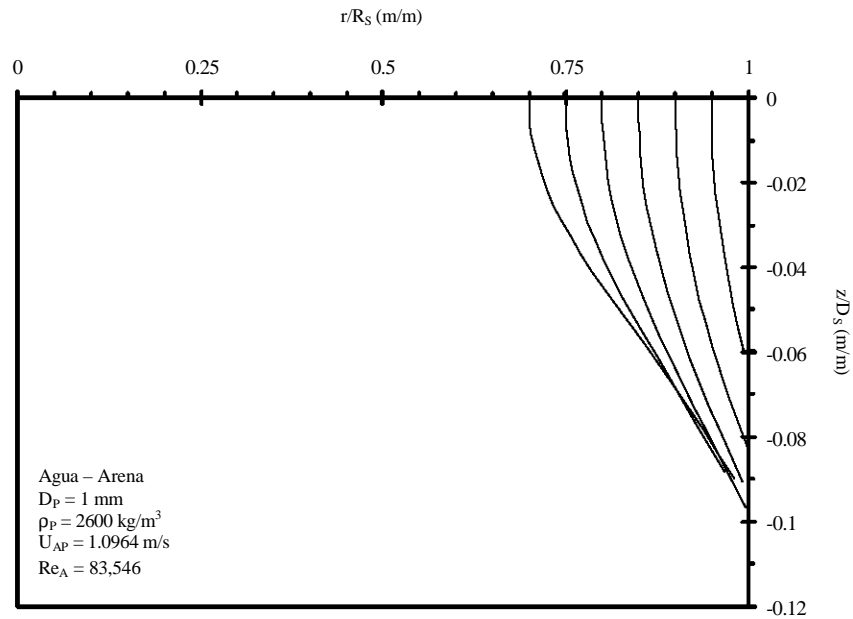


Figura 6.22 Trayectorias de partículas de 0.001 m.

A continuación, se repite el proceso realizado para obtener las trayectorias de partículas de arena de 0.001 m, para los casos de partículas de diámetro de 0.0025 m y 0.005 m. La Figura 6. 23 muestra las trayectorias probables de las partículas de 0.0025 m de diámetro, las propiedades de la partícula corresponden a las propiedades de la arena. El gasto volumétrico de la fase continua “líquido” es de 5 l/s, lo cual corresponde a velocidad axial de 1.0964 m/s y número de Reynolds axial de 83546. En esta figura, se observa que la región delimitada por la trayectorias alcanzaría distancias axiales del orden de $0.095 \cdot D_s$.

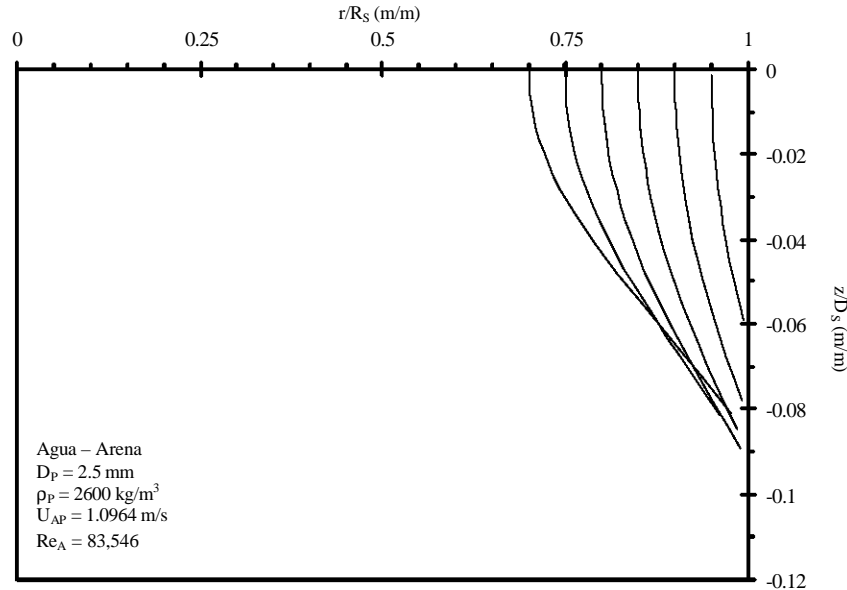


Figura 6. 23 Trayectorias de partículas de 2.5 mm.

La Figura 6. 24 muestra las trayectorias probables de las partículas de 0.005 m de diámetro. El gasto volumétrico de la fase continua es de $0.005 \text{ m}^3/\text{s}$, lo cual corresponde a velocidad axial de 1.0964 m/s y Reynolds de 83546. Las partículas de arena habrían alcanzado la pared del separador a distancias axiales del orden de $0.09 \cdot D_s$.

Las Figuras 6. 22-6. 24 muestran líneas de trayectorias curvadas hacia la pared del separador esto se debe a la combinación de los efectos de fuerza centrífuga, fuerza de arrastre y flotación, de las cuales la fuerza centrífuga esta relacionada con el distanciamiento de las partículas del eje de rotación. Así también, se observa mayor curvatura en las trayectorias de $0.7 \cdot R_s$; esto se debe a que las partículas alimentadas en esta zona del separador, se involucran con un campo centrífugo mayor al existente cerca de las paredes del separador, Figuras 6. 17-6. 21. También, esto podría explicar por que las líneas cercanas a la pared son líneas menos curvadas.

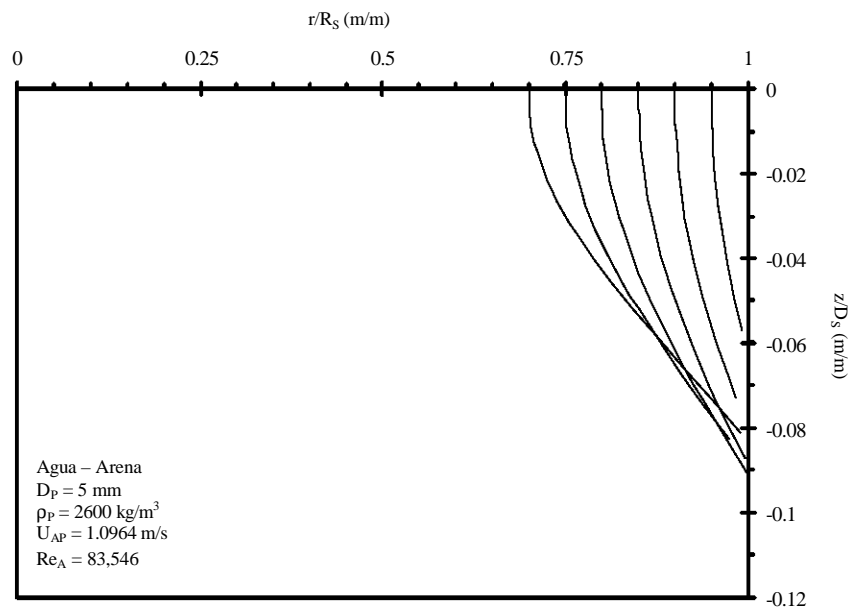


Figura 6. 24 Trayectorias de partículas de 5 mm.

En las Figuras 6. 22-6. 24, se observa el efecto del diámetro de la partícula en la distancia axial, por ello en la Figura 6. 25 se presentan las distancias a las cuales las partículas de diámetros de 0.001, 0.0025 y 0.005 m alcanzarían la pared del separador. Se emplea un sistema agua-arena donde la fase continua es el agua y la dispersa es la arena. Esta figura se obtiene de graficar la trayectoria de las partículas alimentadas a $0.7 \cdot R_s$ de las Figuras 6. 22-6. 24

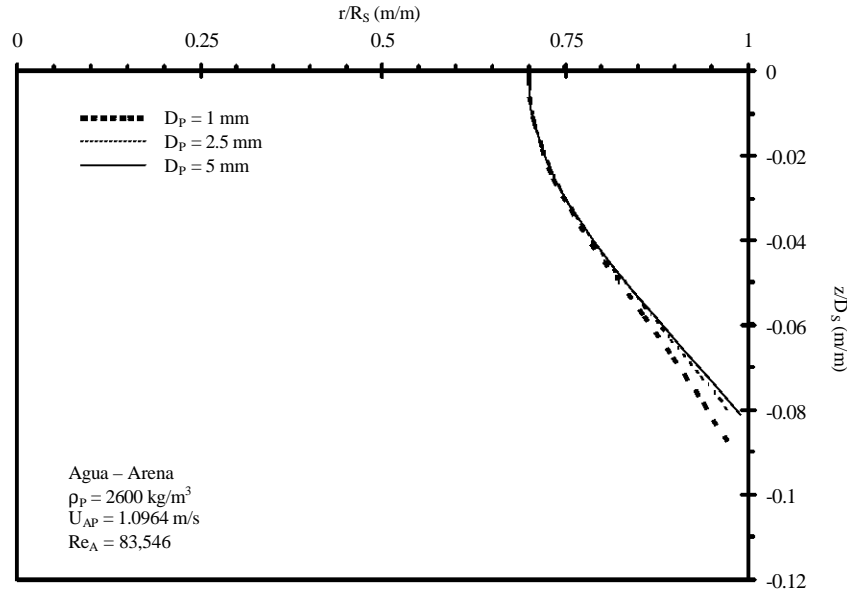


Figura 6. 25 Efecto del diámetro de partícula en las trayectorias.

La sensibilidad del modelo matemático, Figura 6. 25, muestra consistencia con las apreciaciones experimentales en el dispositivo experimental; donde la partícula de mayor diámetro alcanza en menor distancia la pared del separador. Lo anterior expresado de manera diferente es decir que las partículas de menor diámetro requieren mayor distancia para alcanzar la pared. Por lo tanto, se concluye que la distancia requerida por una partícula para alcanzar la pared del separador es inversamente proporcional a la inercia de la partícula.

Otro parámetro importante de análisis es el número de Reynolds axial, debido a que agrupa las propiedades de la fase continua y sobre todo incluye a la variable geométrica de diseño de fuerte trascendencia que es el diámetro del separador. Por ello se continúa con la geometría de separador empleada en las Figuras 6. 22-6. 25, sistema agua-arena, diámetro de la partícula igual a 0.001 m, gastos volumétricos de la fase continua de 0.0025 (2.5), 0.005 (5) y 0.010 (10) m^3/s (l/s), los cuales corresponden a Reynolds 41773, 83546 y 167092 respectivamente.

En la Figura 6. 26 se grafican las trayectorias de partículas suministradas a $0.7 \cdot R_S$ para tres distintos números de Reynolds axial. El objetivo de esta Figura es mostrar en efecto de la variación

en el número de Reynolds sobre la trayectoria de una partícula. En este caso no varían la geometría del separador, las propiedades de la fase continua “líquido” y de la partícula.

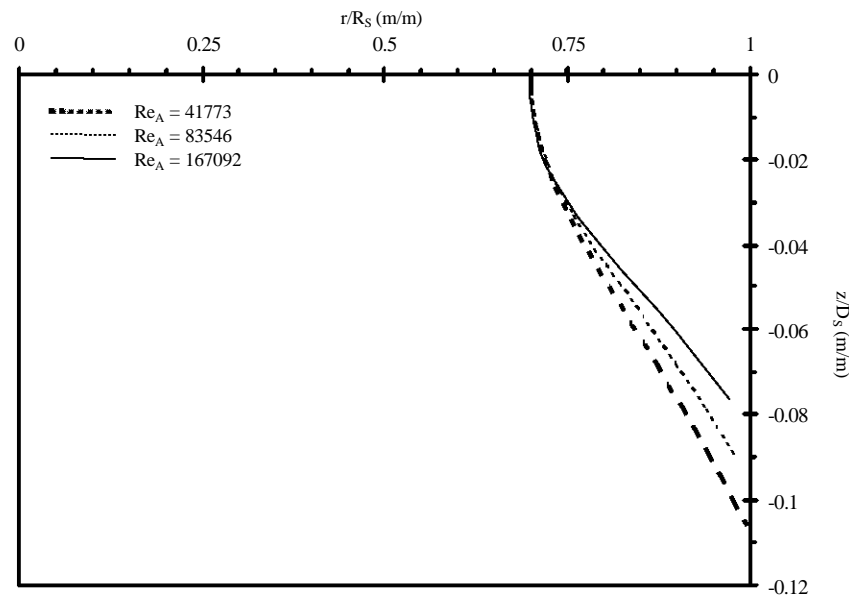


Figura 6. 26 Efecto del número de Reynolds en la trayectoria de las partículas.

La Figura 6. 26 muestra que para el número de Reynolds de 167092 la distancia requerida por la partícula, para alcanzar la pared del separador, es menor que en el caso de Reynolds 41773. Este hecho conllevaría a inferir la relación inversa existente entre el número de Reynolds y la distancia a la cual la partícula alcanzaría la pared. Lo antes mencionado podría deberse al incremento del efecto de la fuerza centrífuga.

Lo expuesto en las Figuras 6. 22-6. 26 corresponden al análisis de trayectorias de partículas sólidas en el separador de líquido y sólidos. En tales figuras el objetivo es determinar los efectos de los parámetros más relevantes. También, se puso de manifiesto el acoplamiento de la hidrodinámica de las *fases continua y dispersa* mediante el modelo *mecanístico-lagrangiano*, ecs. (3.21), (3.24), (3.40)-(3.42). Ahora lo consecuente es llevar a cabo, en forma similar, el análisis de las gotas de líquido en el interior del separador de gas y líquido, para este caso la *fase continua* es el gas y la

fase dispersa son las gotas de líquido. Para este caso, la característica típica observada en el prototipo experimental es la coalescencia de las gotas.

En el análisis de trayectorias de gotas en el interior del separador de líquido y gas, se emplea: un sistema agua-aire, derivación superior de gas y líquido de 0.0508 m (2") de diámetro, reducción de área tangencial de 0.5, diámetro del separador de 0.0762 m (3"), densidad del gas de 1.3 kg/m³, densidad de la partícula de 1000 kg/m³, viscosidad del gas de 0.000016 kg/ms (0.016 cp), la región comprendida de 0.7*R_S hasta 1.0*R_S, lo cual corresponde a la zona de entrada tangencial al cuerpo del separador, las partículas inician con velocidad igual a cero lo cual indica la mayor transferencia de momento del gas hacia las gotas.

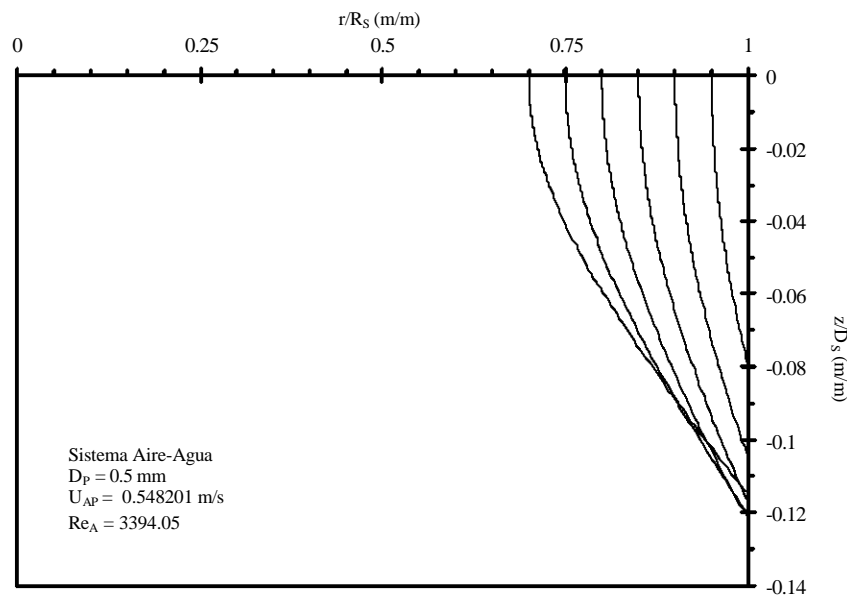


Figura 6. 27 Trayectorias de gotas de 0.5 mm.

En la Figura 6. 27 se muestran las trayectorias estimadas de una gota de 0.0005 m de diámetro. Las gotas son transportadas mediante un gasto volumétrico de gas de 0.0015 m³/s (1.5 l/s). Los resultados son: velocidad axial promedio de 0.0548201 m/s, las distancias axiales están entre 0.076*D_S y 0.12*D_S. Las gotas expelidas a 0.7*R_S muestran trayectorias con mayor curvatura que las gotas expelidas cercanas a la pared; esto se debe a la distribución del perfil de velocidad tangencial de la *fase continua*.

En la Figura 6. 28, se mantienen los parámetros geométricos utilizados en la Figura 6.27, sin embargo se varía a 0.001 m el diámetro de la gota. De igual manera, se estiman las trayectorias de las gotas con el propósito de conocer las distancias axiales en las cuales las gotas alcanzan la pared del separador.

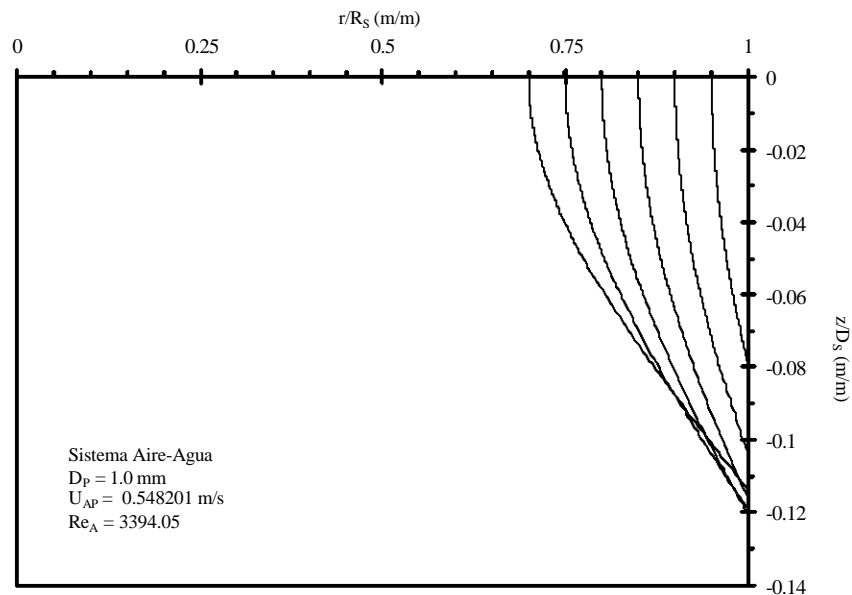


Figura 6. 28 Trayectorias de gotas de 1 mm.

Para el caso de gotas de 0.001 m de diámetro, los resultados indican distancias axiales entre $0.079 \cdot D_s$ y $0.12 \cdot D_s$. El comportamiento de la curvas de las trayectorias es similar al mostrado por las gotas de 0.0005 m de diámetro. Por lo tanto, se podría inferir que para estas variaciones de diámetro de gotas las distancias axiales están en el mismo orden.

Ahora, el ensayo consiste en incrementar significativamente el diámetro de la gota manteniendo fijos los parámetros geométricos, propiedades físicas de las fases y zona de interés de $0.7 \cdot R_s$ y $1.0 \cdot R_s$. Lo anterior descrito, se realiza con el objetivo de clarificar el efecto del diámetro de la gota sobre las distancias axiales necesarias para alcanzar la pared del separador. De observaciones

experimentales, se estimó que el diámetro de gota apropiado para este ensayo sería de 0.0025 m, lo cual es 5 veces mayor al diámetro de la gota de la Figura 6. 27.

En la Figura 6.29 se muestran las trayectorias estimadas para gotas de 0.0025 m. Los resultados indican distancias axiales entre $0.078 \cdot D_S$ y $0.11 \cdot D_S$. Así también, se observa el comportamiento de las curvas similar al de las Figuras 6. 26 y 6.27.

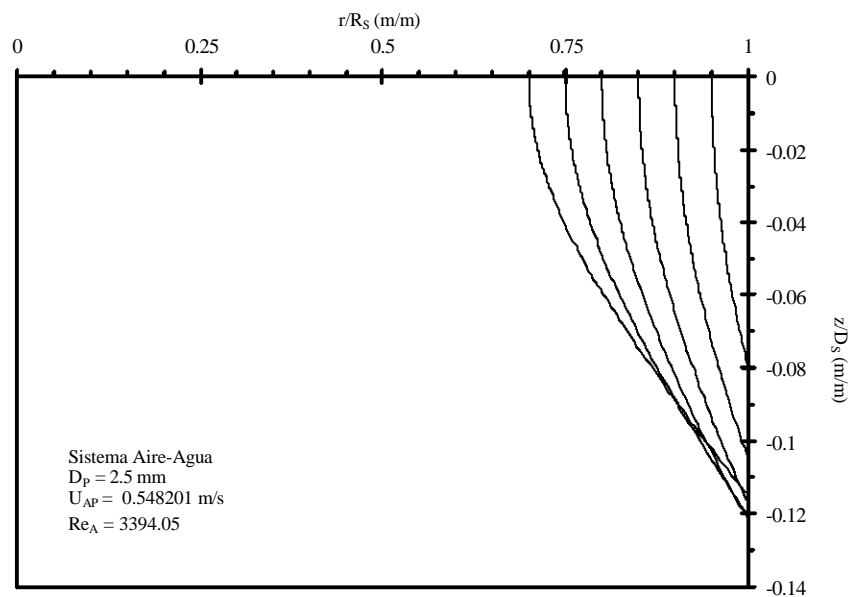


Figura 6. 29 Trayectorias de gotas de 2.5 mm.

Después de notar que el efecto del diámetro de la partícula es mínimo sobre la distancia axial requerida para que la gota alcance la pared del separador, Figuras 6.27-6.29, se procede a investigar el efecto del gasto volumétrico de la *fase continua* sobre la trayectoria de las gotas. Lo anterior es de interés práctico, dado que las condiciones operacionales de campo comúnmente son expresadas en gastos volumétricos.

En el análisis se consideran gotas de 0.0025 m de diámetro, la geometría de la unidad de vórtice en paralelo descrita anteriormente, propiedades físicas de las fases de las Figura 6.27-6.29, tres gastos

de $0.0025 \text{ m}^3/\text{s}$ (2.5 l/s), $0.005 \text{ m}^3/\text{s}$ (5.0 l/s) y $0.010 \text{ m}^3/\text{s}$ (10 l/s). La Figura 6. 30 muestra el efecto de incrementar el gasto de la fase continua.

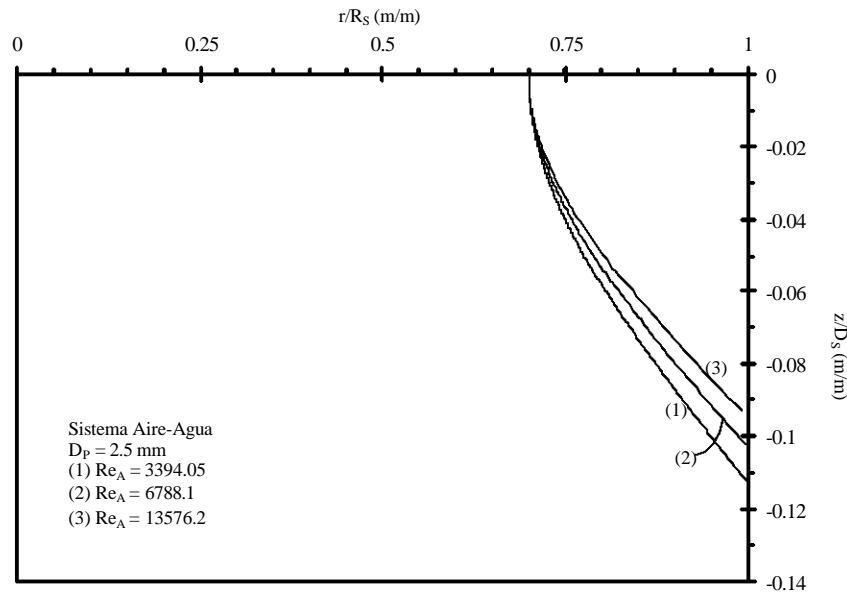


Figura 6. 30 Efecto del Reynolds sobre las trayectorias de gotas de 2.5 mm.

La Figura 6. 30 muestra como al incrementar el gasto disminuye la distancia en la cual las gotas alcanzan la pared. Esto se relaciona con el aumento de la intensidad de vórtice y por ende con el incremento de la fuerza centrífuga que actúa sobre la gota. Esencialmente, a mayor intensidad de campo centrífugo corresponde menor distancia axial de viaje de la gota.

A partir de los estudios realizados, se menciona que el conjunto de Figuras 6. 1-6. 30 representa el análisis sistemático de sensibilidad de parámetros e hidrodinámica del Separador de Baja Energía. Además, el resultado del análisis es de gran utilidad durante el diseño del separador.

6.4. Aplicación

Para diseñar cualquier dispositivo es muy importante contar con una metodología de diseño. Esto es contar por lo menos con una secuencia de cálculo para obtener la geometría del dispositivo. Algunas de las características deseables de las metodologías son: la confiabilidad y practicidad para el personal operativo. Por lo tanto, como un resultado de la presente investigación, se propone una metodología para dimensionar el Separador de Baja Energía, la cual podría ser optimada con estudios de laboratorio y aplicaciones de campo.

La metodología propuesta para la obtención de las dimensiones del equipo de separación es sustentada por el análisis teórico y las observaciones experimentales realizadas. Esto es, los criterios del proceso de cálculo son producto de los análisis de las Secciones 6.1-6.3. Debido a que físicamente la mayoría de las partes del separador son tuberías de sección circular; se presenta el procedimiento para estimar la longitud, el diámetro y el ángulo de inclinación. Posteriormente de calcular las geometrías, se seleccionan las geometrías disponibles en el mercado o en los almacenes. Ambas geometrías, calculada y disponible, deberían ser lo más cercanas posible.

Metodología para cálculo de las dimensiones del separador

En Figura 6.31 se muestra en forma gráfica la metodología propuesta para estimar la geometría del Separador de Baja Energía. Los cálculos numéricos se realizan como sigue:

- Se tienen como datos: los gastos volumétricos de las fases, las condiciones operacionales como presión y temperatura, diámetro de partícula a separar, tiempo de estabilización de las fases (TEF) entre otros. Las propiedades físicas de las fases se estimarían con ecuaciones de estado o podrían ser medidas directamente de muestras tomadas en el separador. En los cálculos se considera presión y temperatura constante en el interior de separador.
- Para asegurar la estratificación, en la preseparación se recomiendan: (i) velocidades superficiales de las fases de 0.1 a 0.2 m/s, Figuras 6.1-6.2 y 6.10. (ii) El ángulo de inclinación entre 5-10°, Figura 6.10. (iii) Nivel de estratificación del líquido de 0.4 a 0.5 el diámetro de la tubería de preseparación, Figuras 6.9-6.10. (iv) El diámetro de la tubería se

calcula con las ecuaciones 6.1-6.2. (v) La longitud de la tubería se establece como la longitud necesaria para el desarrollo del flujo estratificado; con base en observaciones experimentales se consideran veinte veces el diámetro de la tubería de preseparación, [Gómez, et al (1999)].

- La derivación consiste de dos tuberías como se muestra en la Figura 3.6. Se sugiere que el diámetro de estas tuberías sea el mismo e igual a un medio el diámetro de la tubería de preseparación. Los extremos de estas tuberías corresponden a las entradas de los separadores bifásicos. Por ello, para incrementar la intensidad de vórtice en el interior de los separadores bifásicos, se podría reducir gradualmente el área de flujo en la alimentación de los separadores, Ecuaciones (5.13)-(5.24) y Figuras 3.7-3.8. La longitud de esta etapa no representa un aspecto crítico de diseño, sin embargo por principios de relación de aspecto, se sugiere que la longitud de esta etapa sea menor que la longitud de la etapa de preseparación. El diseño de la derivación es más directo, debido a que únicamente se requiere conducir las mezclas bifásicas a los separadores de vórtice.
- Generalmente, los separadores bifásicos de vórtice se dimensionan en función del diámetro de la partícula a separar y el tiempo necesario para estabilizar las fases. Por ejemplo, en la separación primaria se requiere separar partículas del orden de 250 micrones y el tiempo para estabilizar las fases (TEF), en promedio, es de uno a tres minutos [Talavera, (1980)]. Con estos datos: (i) Se calcula la velocidad terminal ó de resbalamiento con las Tablas 3.1-3.2, después se divide el gasto volumétrico de la fase continua entre la velocidad terminal y se obtienen tanto el área transversal como el diámetro del separador (ii) Se multiplica el tiempo para estabilizar las fases por el gasto volumétrico y se obtiene el volumen total del cuerpo del separador; como ya se conoce el área del separador entonces se calcula la longitud mínima del separador, la cual se puede comparar con la distancia en la cual la partícula alcanza la pared del separador, por ejemplo Figuras 6.22-6.30. La longitud total del separador corresponde a dos veces la longitud mínima más dos veces el diámetro del separador. El motivo por el cual se agregan dos diámetros del separador corresponde a la distancia en la cual el vórtice inducido se estabiliza.
- Finalmente, se integran las dimensiones de las partes y se obtiene la geometría del Separador de Baja Energía.

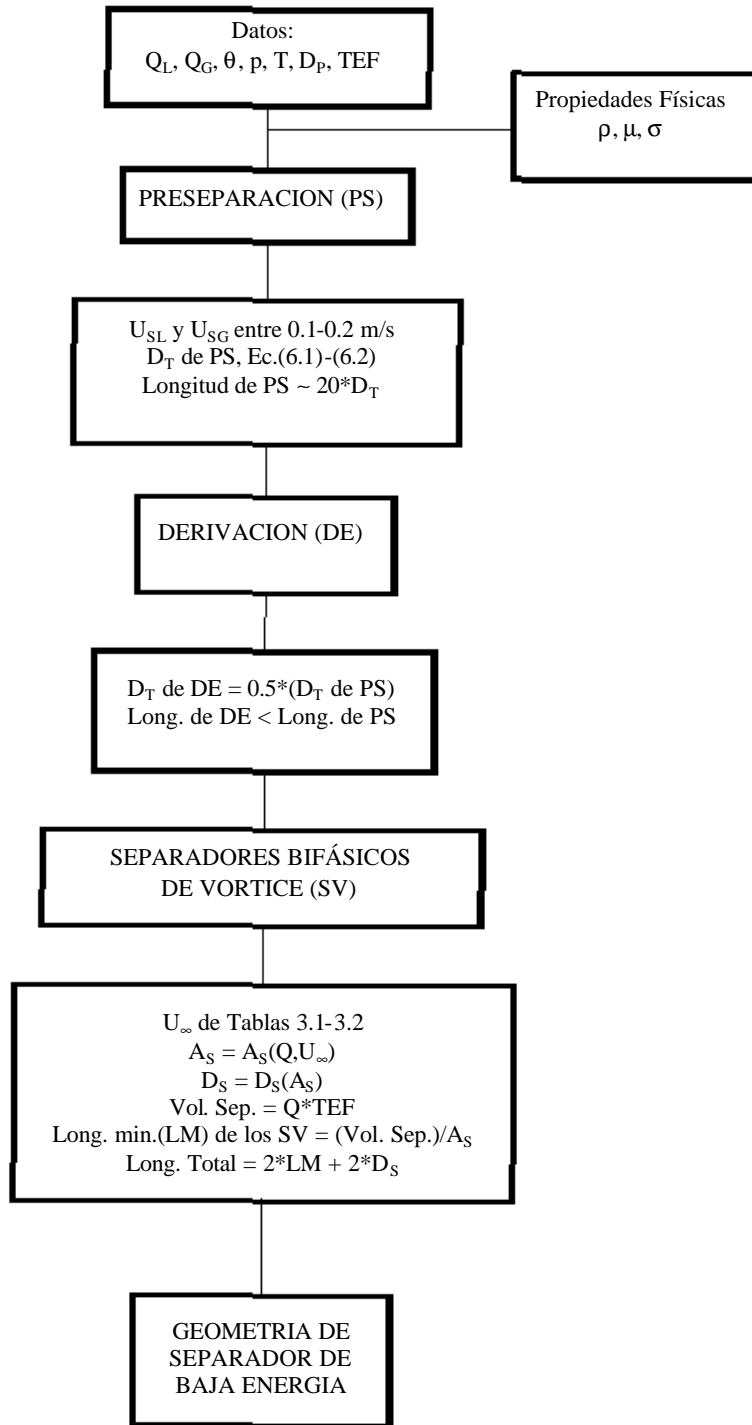


Figura 6. 31 Diagrama de procedimiento para estimar las dimensiones del Separador de Baja Energía.

En la Figura 6.32, se muestran mediante letras las principales dimensiones del Separador de Baja Energía, esto significa que algunas dimensiones tienen valores fijados previamente en la metodología; por ejemplo el ángulo de inclinación y el nivel de estratificación del líquido. Así también, algunas longitudes dependen del arreglo de los equipos superficiales.

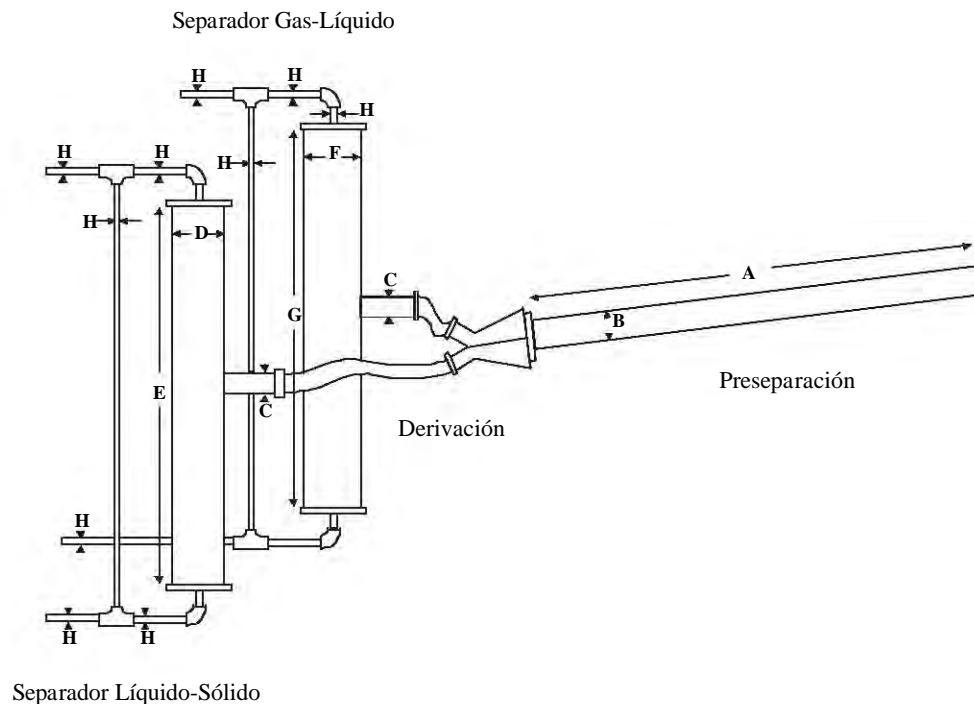


Figura 6. 32 Principales dimensiones del Separador de Baja Energía.

A fin de ejemplificar el procedimiento de cálculo, se emplean los siguientes datos operacionales:

Operación: Perforación con fluido aireado

Gasto de Líquido: 150 GPM (0.0094625 m³/s)

Densidad del Líquido: 0.96 gr/cc (960 kg/m³)

Viscosidad del Líquido: 8 cp (0.008 kg/m.s)

Gasto de Gas: 15 m³/min (0.25 m³/s) a condiciones estándar

Densidad del Gas: 0.001 gr/cc (1.0 kg/m³) a condiciones estándar

Viscosidad del Gas: 0.16 cp (0.00016 kg/m.s)

Presión de operación: 50 psi (351617.4402 Pa)

Temperatura de operación: 30 °C

Gasto de Gas: 1.97 m³/min (0.03283 m³/s) a condiciones de operación

Densidad del Gas: 0.0051 gr/cc (5.1 kg/m³) a condiciones de operación

Diámetro de partícula: 250 micrones (0.00025 m)

Densidad de los recorte: 2.6 gr/cc (2600 kg/m³)

Concentración de Sólidos: 5%

Tiempo para estabilizar las fases: 1 minuto (60 s)

Con los datos anteriores se realizan los cálculos necesarios (Apéndice C) y se obtiene la geometría del Separador de Baja Energía, Figura 6.32.

Tabla 6. 2 Resumen del ejemplo de cálculo de la geometría del Separador de Baja Energía.

A	B	C	D	E	F	G	H
10 plg	5 m	5 plg	15 plg	3.4 m	50 plg	3.4 m	3-4 plg

CONCLUSIONES

Se demostró teórica y experimentalmente la operabilidad del Separador de Baja Energía, SBE mediante el desarrollo del simulador numérico y físico del separador. El separador físico, prototipo construido con PVC transparente, se comportó de acuerdo a lo estimado por el simulador numérico. Por lo tanto, el principio de separación “*preseparar, derivar y separar en paralelo*” funciona para disociar mezclas de sólido, líquido y gas.

Para desarrollar el simulador numérico, se establecieron los modelos matemáticos y metodología de análisis para describir el flujo en el interior del SBE. Esto último, se complementó con la definición de:

- Las variables de transferencia
- Algoritmo de interacción de los módulos numéricos
- Secuencia de cálculo de cada módulo numérico y código computacional

Así también, el simulador se desarrolló en base a tres módulos numéricos, estos son: módulo de preseparación, módulo de derivación y módulo de separadores de vórtice.

El módulo de preseparación se desarrolló en base a un modelo mecanístico de tres capas para sólido, líquido y gas; mediante este módulo, se determinan la geometría, los gastos operacionales de las fases y la capacidad de arrastre de la corriente de líquido. De acuerdo a los resultados numéricos y observaciones experimentales, el ángulo de inclinación sería del orden de -7.5° y las velocidades máximas superficiales de las fases serían de 0.1 m/s. Estos datos son muy importantes debido a que permiten determinar de manera práctica la geometría de la etapa de preseparación.

El módulo de derivación se fundamentó en el principio de simplificar el problema de separar tres fases a dos problemas de separación bifásica. Para ello, se establecieron dos modelos matemáticos, uno para la derivación de líquido-sólido y otro para la derivación de gas-líquido. Este módulo permite estimar las mejores condiciones hidráulicas de alimentación de los separadores de vórtice bifásicos.

El módulo numérico de separadores de vórtice se sustentó en una formulación matemática de tipo mecanístico-lagrangiano. La hidrodinámica de la fase continua se analizó con un modelo mecanístico y la hidrodinámica de la fase dispersa con un modelo lagrangiano. En el separador de líquido-sólido, se consideró el líquido como fase continua y los sólidos como la fase dispersa; en el separador de gas-líquido, se consideró el gas como fase continua y el líquido como fase dispersa. En ambos separadores bifásicos, se separó la fase dispersa de la fase continua. Este módulo es útil para estimar la trayectoria de la fase dispersa, el diámetro y la longitud de los separadores bifásicos. En base al análisis realizado, este módulo numérico mostró mayor sensibilidad a variaciones en el factor de intensidad de turbulencia y en la velocidad terminal de la fase dispersa.

Adicionalmente, se desarrolló una metodología para estimar las dimensiones del Separador de Baja Energía. Esencialmente, la integración de los diámetros y longitud de cada etapa del separador constituye la geometría del separador propuesto. El procedimiento desarrollado para la estimación de la geometría de cada una de las etapas del separador, se basó en criterios obtenidos mediante pruebas de sensibilidad de parámetros de cada uno de los modelos numéricos y observaciones experimentales.

La conjunción de los estudios analíticos y experimentales demuestra que se alcanzaron los objetivos de la presente investigación. Esto es, se desarrolló la capacidad técnica para modelar separadores para disociar sólido, líquido y gas; y además se diseñó el prototipo de separador de vórtice de baja energía.

RECOMENDACIONES

Se recomienda realizar pruebas experimentales para cada etapa del SBE, tales como mediciones de perfiles de velocidad, distribución de las fases, trayectorias de partículas, perfiles de concentración etc. Lo anterior conllevaría al desarrollo de mejores criterios físicos y formulaciones constitutivas de acuerdo a la hidrodinámica del SBE.

Las pruebas operacionales del prototipo experimental, se realizaron con agua, aire y “canicas” o “balines” como las fases circulantes. Sin embargo, con base a estudio de similitud, sería recomendable realizar pruebas con fluidos diferentes que permitieran analizar situaciones de campo. Lo anterior permitiría establecer los límites de aplicabilidad de la metodología propuesta para calcular las dimensiones del separador.

REFERENCIAS

1. ABB Corporate Research. "Of Snails, Monitors and Mecons", *Offshore Engineer*, pp. 26-28, December 1998.
2. Awwad A., Xin R.C., Dong Z.F., Ebadian M.A., Soliman H.M. "Flow Patterns and Pressure Drop in Air/Water Two-Phase Flow in Horizontal Helicoidal Pipes", *Journal of Fluids Engineering*, vol. 117, no. 4, pp. 720-726, Dec 1995.
3. Barnea D. "A unified model for predicting flow-pattern transitions for the whole range of pipe inclinations", *Int. Journal of Multiphase Flow*, vol. 13, No. 1, pp. 1-12, 1987.
4. Benetti M., Villa M. "Two-Phase Separation/Pumping to Make Subsea Debut on Marimba", *Offshore*, pp. 46-47, December 1998.
5. Bennion D. B., Thomas F. B., Bietz R. F., Bennion D. W. "Underbalanced Drilling: Praises and Perils", *SPE Drilling & Completion*, vol. 13, no. 4, pp. 73-77, December 1998.
6. Boysan F, Ayers WH, Swithenbank J. "A fundamental mathematical modelling approach to cyclone design", *Trans IChemE*, vol. 60, pp. 222-230, 1982.
7. Brewis T. "Gravity Separation", *Mining Magazine*, vol. 172, no. 5, pp.279-292, May 1995.
8. Brill J. P., Arlrachakaran S. J. "State of the Art in Multiphase Flow", *Journal Petroleum Technology*, pp. 538-514, May 1992.
9. Butler S. D., Teichrob R. R., Lakey N. M. "Underbalanced Drilling: A Process Control Methodology", *Hart's Petroleum Engineer International*, pp. 55-68, September 1998.
10. Collier J. G. *Convective Boiling and Condensation*, ISBN0070117985, 1981.
11. Chang F, Dhir VK. "Turbulent flow field in tangentially injected swirl flows in tubes", *Int. J. Heat and Fluid Flow*, vol. 15, no. 5, pp. 346-356, 1994.
12. Crowe C., Sommerfeld M., Tsuji Y. *Multiphase Flows with Droplets and Particles*, CRC press LLC, ISBN 0-8493-9469-4, 1997.
13. Dudgeon Ch. "Subsea Water Separation Initiative Enters Phase II", *Offshore*, p. 44, February 1998.
14. Doron P., Barnea D. "Flow Pattern Maps for Solid-Liquid Flow", *Int. Journal of Multiphase Flow*, vol. 22, no. 2, pp. 273-283, 1996.
15. Doron P., Granica D., Barnea D. "Slurry Flow in Horizontal Pipes-Experimental and Modeling", *Int. Journal of Multiphase Flow*, vol. 13, no. 4, pp. 535-547, 1987.

16. Eichler D. "Method and Device for Separating Heavier from Lighter Parts of Aqueous Slurries by Means of Centrifugal Force Effects", patent US006036871, 2000.
17. Fenner R. A., Tyack J.N. "Scaling Laws for Hydrodynamic Separators", *Journal of Environmental Engineering*, vol. 123, no. 10, pp. 1019-1026, Oct. 1997.
18. Fenner R. A., Tyack J.N. "Physical Modeling of Hydrodynamic Separators Operating with Underflow", *Journal of Environmental Engineering*, vol. 124, no. 9, pp. 881-886, Sep 1998.
19. Ferziger J. H., Peric M. *Computational Methods for Fluid Dynamics*, Springer-Verlag, ISBN 3-540-65373-2, 1999.
20. Gargas J. "Tubular Vortex Separator", patent US006149825, 2000.
21. Gomez L.E., Mohan R.S., Shoham O., Marrelli J.D., Kouba G.E. "Aspect Ratio Modeling and Design Procedure for GLCC Compact Separators. (Gas-Liquid Cylindrical Cyclone)", *Journal of Energy Resources Technology*, vol. 121, pp.15-23, March 1999.
22. Griffiths W. D., Boysan F. "Computacional Fluid Dynamics (CFD) and Empirical Modelling of the Performance of a Number of Cyclone Samplers", *Journal of Aerosol Science*, vol. 27, pp. 281-304, 1996.
23. Hwang C. C., Shen H. Q., Zhu G., Khonsari M. M. "On the Main Flow Pattern in Hydrocyclones", *Transactions of ASME, Journal of Fluids Engineering*, vol. 115, pp. 21-25, March 1993.
24. IMP. Reporte interno del Proyecto IMP-YNF-D.00060, Instituto Mexicano del Petróleo, 2003.
25. Ito S, Ogawa K, Kuroda C. "Decay process of swirling flow in a circular pipe", *International Chemical Engineering*, vol. 19, no. 4, pp. 600-605, 1979.
26. Kendro Laboratory Products. "Continuous Flow Rotor System", Brief Article, *Chemistry and Industry*, p. 19, Jan 24, 2000.
27. Kim J. C., Lee K. W. "Experimental Study of Particle Collection by Small Cyclone", *Aerosol Science and Technology*, pp.1003-1015, 1990.
28. Kito O. "Experimental study of turbulent swirling flow in a straight pipe", *J. Fluid Mechanics*, vol. 225, pp. 445-479, 1991.
29. Lackner G., Alhanati F.J.S., Shirazi S. A., Doty D.R., Schmidt Z "Numerical Simulation of the Gas-Liquid Flow in a Rotary Gas Separator", *Journal of Energy Resources Technology*, vol. 120, no.1 pp. 41-48, March 1998.

30. Lecoffre Y, Gay C. "Device and Method for Separating a Heterogeneous Mixture", patente US006426010B1, 2002.
31. Mantilla I., Shirazi S.A., Shoham O. "Flow Field Prediction and Bubble Trajectory Model in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC) Separators", Journal of Energy Resources Technology, vol. 121, pp. 9-14, March 1999.
32. Maxey M. R., Riley J. J. "Equation of Motion for a Small Rigid Sphere in a Nonuniform Flow", Phys. Fluids, vol. 26, no. 4, pp. 883-889, April 1983.
33. McCreary F. J. Particle Trajectories in Free-Vortex Flow-Fields, Doctoral Dissertation, University of Washington, May 1974.
34. McMillin K., Furlow W. "Drilling Technology", Offshore Int., vol. 59, no. 2, pp. 59-60, February 1999.
35. Megyesy E. F. Manual de Recipientes a presión, Editorial Limusa S.A. de C.V., ISBN 968-18-1985-3, 1999.
36. Michigan State University, College of Engineering. Hydrocyclone Research Laboratory, <http://www.egr.msu.edu/HRL/index.htm>, 2005.
37. Moore M. E., McFarland A. R. "Design Methodology for Multiple Inlet Cyclones", Environmental Science & Technology, vol. 30, no. 1, pp. 271-276, Jan 1996.
38. Nebeker E. B., Rodriguez S. E. Concept Development of a Free Vortex Oil Recovery System, Department of Transportation, U. S. Coast Guard, Contract DOT-CG-22878-A, Final Report, May 1973.
39. Nguyen D., Rahman S. S. "A Three-Layer Hydraulic Program for Effective Cuttings Transport and Hole Cleaning in Highly Deviated and Horizontal Wells", SPE36383, 1996.
40. Nicolas R., Ortiz L. A., Casariego V. "Two-Theoretical Approaches to Analyze Stratified Solid-Liquid-Gas Flows", SPE74425, 2002.
41. Oranje L. "Cyclone-type separators score high in comparative tests", Oil and Gas Journal, Enero 22, 1990.
42. Oropeza CV. Multiphase Flow Separation in Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone and Gas-Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone Compact Separator, Dissertation at University of Tulsa, 2001.
43. Page D., Lander M., Kruiff. "Twister – A Revolution in Gas Separation", Exploration and Production Newsletter, SIEP 99-7011, pp. 29-31, November 1999.

44. Patankar S. V. Numerical Heat Transfer and Fluid Flow, McGraw-Hill, ISBN 0-07-048740-5, 1980.
45. Perry J. H., Robert H., Chilton H. Manual del Ingeniero Químico, McGrawHill 1982.
46. Petty C. A., Dvorak R. G., Chen H. C. "A New Hydrocyclone for Removing Oil from Oil-Water Mixtures", Department of Chemical Engineering, Michigan State University, 2000.
47. Salhi A., Rey C., Rosant J.M. "Pressure Drop in Single-Phase and Two-phase Couette-Poiseuille flow", Journal of Fluids Engineering, vol. 114, no. 1, pp. 80-84, March 1992.
48. Rem P.C., Beunder E.M., Van der Akker A.J. "Simulation of Eddy-Current Separators", IEEE Transactions on Magnetics, vol. 34, no. 4, pp. 2280-2286, July 1998.
49. Shoham O., Kouba G. E. "State of the Art of Gas/Liquid Cylindrical-Cyclone Compact-Separator Technology", Journal of Petroleum Technology, pp.58-65, July 1998.
50. Swanborn R. A., Koene F., Graauw J. "New Separator Internal Cut Revamping Costs", Journal Petroleum Technology, pp. 688-692, August 1995.
51. Taitel Y., Dukler A. E. "A Model for predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow", AIChE Journal, vol. 22, no.1, pp. 46-55, 1976.
52. Talavera P. G. "Selecting Gas/Liquid Separators", Hydrocarbon Processing, vol. 69, no. 6, pp. 81-83, June 1990.
53. Tulsa University Separation Technology Projects. <http://www.tustp.org>, 2005.
54. Versteeg H. K., Malalasekera W. An Introduction to Computational Fluid Dynamics, The Finite Volume Method, Longman Scientific & Technical, ISBN 0-470-23515-2, 1995.
55. Viles J. C. "Predicting Liquid Re-Entrainment in Horizontal Separators", Journal Petroleum Technology, pp. 405-409, May 1993.
56. Weber R, Boysan F, Ayers WH, Swithenbank J. "Simulation of dispersion of heavy particles in confined turbulent flows", AIChE Journal, vol. 30, no. 3, pp. 490-492, 1984.
57. Wilson B. L. "ESP Gas Separator's Affect on Run Life", SPE 28526, 1994.

APENDICE

A. Criterio de cama móvil

Velocidad mínima necesaria para iniciar el movimiento de una cama de sólidos en flujo descendente. Adaptación de Doron *et al* (1997).

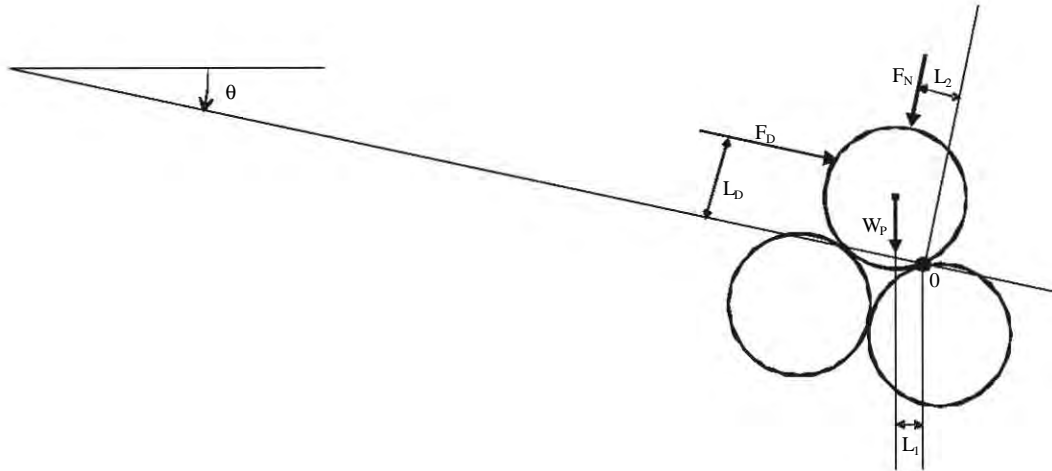


Figura A. 1 Fuerzas presentes en el movimiento de una cama de partículas

Para obtener la expresión de velocidad mínima de inicio de movimiento de una cama de sólidos, se realiza la sumatoria de momentos respecto al punto 0 es igual a cero,

$$\sum M_0 = 0 \quad (\text{A.1})$$

Evaluando los momentos de acuerdo a la Figura A. 1,

$$F_D \cdot L_D - W_P \cdot L_1 - F_N \cdot L_2 = 0 \quad (\text{A.2})$$

Los momentos son positivos en el sentido de las manecillas del reloj, y negativos para el sentido contrario.

Las definiciones de las fuerzas involucradas y las respectivas distancias al punto 0, se definen como:

Fuerza de arrastre,

$$F_D = \frac{1}{2} \rho_L U_{\text{MinB}}^2 C_D A_P \quad (\text{A.3})$$

$$L_D = \frac{D_P}{2} \left(\text{sen} \frac{\pi}{3} + 0.0137 \right) \quad (\text{A.4})$$

Fuerza de flotación,

$$W_P = \frac{1}{6} \pi D_P^3 (\rho_P - \rho_L) g \quad (\text{A.5})$$

$$L_1 = \frac{D_P}{2} \text{sen} \left(\frac{\pi}{6} + \theta \right) \quad (\text{A.6})$$

Fuerza normal,

$$F_N = W_P C_B \left(\frac{h_B}{D_P} - 1 \right) \cos \theta \quad (\text{A.7})$$

$$L_2 = \frac{D_P}{2} \text{sen} \frac{\pi}{6} \quad (\text{A.8})$$

Sustituyendo y realizando el álgebra necesaria resulta,

$$\text{Re}_{\text{MinB}}^2 C_D(\text{Re}_{\text{MinB}}) = 1.56 \text{Ar} \left[\text{sen} \left(\frac{\pi}{6} + \theta \right) + \frac{\cos \theta}{2} C_B \left(\frac{h_B}{D_P} - 1 \right) \right] \quad (\text{A.9})$$

Donde,

Número de Reynolds,

$$\text{Re}_{\text{MinB}} = \frac{\rho_L D_P U_{\text{MinB}}}{\mu_L} \quad (\text{A.10})$$

Número de Arquímedes

$$\text{Ar} = \left(\frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L} \right) \frac{g D_P^3}{v_L^2} \quad (\text{A.11})$$

Viscosidad cinemática

$$v_L = \frac{\mu_L}{\rho_L} \quad (\text{A.12})$$

Otra forma de expresar la ec. A.9 es la siguiente,

$$U_{\text{MinB}} = \left\{ \frac{1.56(\rho_s - \rho_L)gD_p \left[\sin\left(\frac{\pi}{6} + \theta\right) + \frac{\cos\theta}{2} C_B \left(\frac{h_B}{D_p} - 1.0\right) \right]}{\rho_L C_D} \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (\text{A.13})$$

Mediante esta última ecuación es posible determinar directamente la velocidad mínima necesaria para iniciar el movimiento de una cama de sólidos, ec (3.20). Lo anterior, es un criterio útil para determinar las características geométricas y propiedades físicas de la cama de sólidos que el líquido puede transportar.

B. Modelo lagrangiano

Las ecuaciones en esquema lagrangiano permiten determinar las trayectorias de las partículas en el interior del separador. Para ello, estas ecuaciones se acoplan al modelo de las velocidades de la fase continua. Así también, la solución de ambos esquemas determina las longitudes en las cuales las partículas alcanzan la pared del separador.

$$m_p \frac{dU_p}{dt} = -3\pi\mu D_p f(u_p - U_C) \quad (\text{B.1})$$

Coordenada axial

$$\rho_p \frac{\pi D_p^3}{6} \frac{du_A}{dt} = -3\pi\mu D_p f(u_A - U_A) \quad (\text{B.2})$$

Despejando resulta,

$$\frac{du_A}{dt} = -\frac{18\mu}{\rho_P D_P^2} f(u_A - U_A) \quad (\text{B.3})$$

$$\Phi = \left(\frac{18\mu}{\rho_P D_P^2} \right) f \quad (\text{B.4})$$

$$\int_{u_{A0}}^{u_A} \frac{du_A}{(u_A - U_A)} = -\Phi \int_{t_0}^t dt \quad (\text{B.5})$$

$$\ln \left(\frac{u_A - U_A}{u_{A0} - U_A} \right) = -\Phi(t - t_0) \quad (\text{B.6})$$

Aplicando el operador exponencial el cual es el inverso del logaritmo natural a ambos lados,

$$u_A = U_A + (u_{A0} - U_A) \cdot e^{-\Phi(t-t_0)} \quad (\text{B.7})$$

Coordenada radial

$$\rho_P \frac{\pi D_P^3}{6} \frac{du_R}{dt} = -3\pi\mu D_P f(u_R - U_R) + \rho_P \frac{\pi D_P^3}{6} \frac{U_T^2}{r} \quad (\text{B.8})$$

Despejando

$$\frac{du_R}{dt} = -\frac{18\mu}{\rho_P D_P^2} f(u_R - U_R) + \frac{U_T^2}{r} \quad (\text{B.9})$$

$$\Phi = \left(\frac{18\mu}{\rho_P D_P^2} \right) f \quad (\text{B.10})$$

$$\int_{u_{R0}}^{u_R} \frac{du_R}{\left(u_R - U_R - \frac{U_T^2}{\Phi \cdot r_{P0}}\right)} = -\Phi \int_{t_0}^t dt \quad (\text{B.11})$$

$$\ln \left(\frac{\left(u_R - U_R - \frac{U_T^2}{\Phi \cdot r_{P0}}\right)}{\left(u_{R0} - U_R - \frac{U_T^2}{\Phi \cdot r_{P0}}\right)} \right) = -\Phi(t - t_0) \quad (\text{B.12})$$

Aplicando exponencial a ambos lados,

$$u_R = U_R + \frac{U_T^2}{\Phi \cdot r_{P0}} + \left(u_{R0} - U_R - \frac{U_T^2}{\Phi \cdot r_{P0}}\right) \cdot e^{-\Phi(t-t_0)} \quad (\text{B.13})$$

Coordenada angular,

$$\rho_P \frac{\pi D_P^3}{6} \frac{du_T}{dt} = -3\pi\mu D_P f(u_T - U_T) - \rho_P \frac{\pi D_P^3}{6} \frac{u_R u_T}{r} \quad (\text{B.14})$$

Despejando

$$\frac{du_T}{dt} = -\frac{18\mu}{\rho_P D_P^2} f(u_T - U_T) - \frac{u_R u_T}{r} \quad (\text{B.15})$$

$$\Phi = \left(\frac{18\mu}{\rho_P D_P^2} \right) f \quad (\text{B.16})$$

$$\int_{u_{T0}}^{u_T} \frac{du_T}{\left(u_T - U_T + \frac{u_{R0} u_{T0}}{F \cdot r_{P0}}\right)} = -\Phi \int_{t_0}^t dt \quad (\text{B.17})$$

$$\ln \left(\frac{u_T - U_T + \frac{u_{R0} u_{T0}}{\Phi \cdot r_{P0}}}{u_{T0} - U_T + \frac{u_{R0} u_{T0}}{\Phi \cdot r_{P0}}} \right) = -\Phi(t - t_0) \quad (\text{B.18})$$

Finalmente,

$$u_T = U_T - \frac{u_{T0} \cdot u_{R0}}{\Phi \cdot r_{P0}} + \left(u_{T0} - U_T + \frac{u_{T0} \cdot u_{R0}}{\Phi \cdot r_{P0}} \right) \cdot e^{-\Phi(t-t_0)} \quad (\text{B.19})$$

C. Cálculo de la geometría de Separador de Baja Energía

El procedimiento para calcular las dimensiones del Separador de Baja Energía se presentó en la sección 6.4. La secuencia de cálculo se fundamenta en las revisiones teórica y experimental de la hidrodinámica del Separador de Baja Energía y es una aportación de la presente investigación. La metodología desarrollada se describe mediante el siguiente ejemplo:

Datos

Operación: Perforación con fluido aireado

Gasto de Líquido: 150 GPM (0.0094625 m³/s)

Densidad del Líquido: 0.96 gr/cc (960 kg/m³)

Viscosidad del Líquido: 8 cp (0.008 kg/m.s)

Gasto de Gas: 15 m³/min (0.25 m³/s) a condiciones estándar

Densidad del Gas: 0.001 gr/cc (1.0 kg/m³) a condiciones estándar

Viscosidad del Gas: 0.16 cp (0.00016 kg/m.s)

Presión de operación: 50 psi (351617.4402 Pa)

Temperatura de operación: 30 °C

Gasto de Gas: 1.97 m³/min (0.03283 m³/s) a condiciones de operación

Densidad del Gas: 0.0051 gr/cc (5.1 kg/m³) a condiciones de operación

Diámetro de partícula: 250 micrones (0.00025 m)

Densidad de los recorte: 2.6 gr/cc (2600 kg/m³)

Concentración de Sólidos: 5%

Tiempo para estabilizar las fases, TEF: 1 minuto (60 s)

Cálculo de la geometría de la etapa de Preseparación

Ángulo de inclinación, Figura 6.10 = 5°

Velocidad superficial del Líquido = 2 m/s

Velocidad superficial del Gas = 2 m/s

Diámetro de tubería, Ecuación (6.1) = 9.66 plg ~ 10 plg

Longitud = $20 \cdot DT$ ~ 5 m

Cálculo de la geometría de la Derivación

La altura de derivación se considero de 0.45 el diámetro de la tubería de preseparación

Diámetro de las tuberías de derivación = $0.5 \cdot 10$ plg = 5 plg

Longitud menor a 5 m

Cálculo de la geometría del separador de líquido - sólido

Diámetro de partícula = 250 micrones

Densidad de la fase continua = 960 kg/m^3

Densidad de la partícula = 2600 kg/m^3

Radio adimensional, Ecuación (3.33) = 0.77865783

Velocidad Terminal, U_∞ (Tablas 3.1-3.2) = 0.00692324 m/s

Área del Separador = $Q_L / U_\infty = 1.3667 \text{ m}^2$

Diámetro del separador = 51.93 plg ~ 50 plg

Volumen en el separador = TEF * $Q_L = 0.56775 \text{ m}^3$

Longitud mínima = Volumen / Área = 16.964 plg

Longitud total = $2 \cdot D_S + 2 \cdot \text{Long. Mínima} = 3.4 \text{ m}$

Cálculo de la geometría del separador de gas - líquido

Diámetro de la partícula = 250 micrones

Densidad de la fase continua = 1.01 kg/m^3

Densidad de la partícula = 960 kg/m^3

Radio adimensional, Ecuación (3.33) = 0.9006

Velocidad Terminal, U_{∞} (Tablas 3.1-3.2) = 0.30857 m/s

Área del Separador = $Q_L/U_{\infty} = 0.1064 \text{ m}^2$

Diámetro del separador = 14.49 plg ~ 15 plg

Longitud total es la misma que la del separador de sólido-líquido