



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
DPTO. DE TÉRMICA Y ENERGÉTICA



**“DISEÑO CONCEPTUAL DE UN EQUIPO DE
SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO PARA CRUDOS DE
ALTA VISCOSIDAD”**

Autor:

Manzanilla M. Carlos L.

Valencia, Octubre del 2008



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
DPTO. DE TÉRMICA Y ENERGÉTICA



**“DISEÑO CONCEPTUAL DE UN EQUIPO DE
SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO PARA CRUDOS DE
ALTA VISCOSIDAD”**

**Trabajo de grado presentado ante la ilustre
Universidad de Carabobo por:
CARLOS LEONEL MANZANILLA MARTÍNEZ.**

Como requisito parcial para optar al título de:

Ingeniero Mecánico

Realizado con la Asesoría de:

MSc. José Gregorio Márquez

Prof. Gruber Caraballo

Valencia, Octubre del 2008



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
DPTO. DE TÉRMICA Y ENERGÉTICA



CERTIFICADO DE APROBACIÓN

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado para evaluar el Trabajo Especial de Grado titulado: “DISEÑO CONCEPTUAL DE UN EQUIPO DE SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO PARA CRUDOS DE ALTA VISCOSIDAD”, realizado por el bachiller: Carlos Leonel Manzanilla Martínez., cedula de identidad N° 16.863.197, hacemos constar que hemos revisado y aprobado dicho trabajo.

Prof. Gruber Caraballo
Presidente del Jurado

Prof. José Velásquez
Miembro del Jurado

Prof. Mirna Silva
Miembro del Jurado

Valencia, Octubre del 2008



DEDICATORIA

A mi madre, Sonia, por tanto sacrificio, abnegación y apoyo incondicional en todo momento, sin ella cualquier proyecto hubiera sido posible de concretar. Te amo

A mi padre, Carlos, porque siempre me ha guiado y enseñado que la vida es una bendición y que debemos disfrutarla en cada momento. Te amo

A mis hermanos, Sonileydi y Joel, por haberme acompañado en cada momento de mi vida y haber sido parte fundamental de ella.

A mi abuela, María Elena, por haber sido mi fuente de inspiración y superación en todo momento. Te amo abuela.

A mi novia, Solanger, amiga y compañera quien con su cariño y amor me ha apoyado para seguir adelante y luchar por lo que ambos queremos. Te amo



AGRADECIMIENTOS

A Dios todopoderoso y a la Virgen por protegerme, acompañarme y guiarme en el logro de todas mis metas.

A mis tutores José Gregorio Márquez y Gruber Caraballo por su amistad y todo su aporte en la realización de este trabajo.

Al equipo de trabajo de la pericia de transporte de fluidos de PDVSA – INTEVEP José Colmenares, Martha Ahow, Adriana Brito, Jorge Trujillo, Jorge López, Leonardo Cáliz, Rina Ruiz, José Valdez y Adrián Zabala, por su gran colaboración, consejos y orientaciones en todo el desarrollo de este trabajo.

A PDVSA-INTEVEP y todos los departamentos involucrados en el desarrollo de este trabajo.

A mis compañeros de clase y a la señora María por toda su colaboración y apoyo.

A la Escuela de Ingeniería Mecánica, de la Universidad de Carabobo por haberme hecho parte de su familia.

A todas las personas que siempre han estado conmigo y que no menciono aquí.

A todos muchas gracias.



RESUMEN

Manzanilla M, Carlos L.

DISEÑO CONCEPTUAL DE UN EQUIPO DE SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO PARA CRUDOS DE ALTA VISCOSIDAD.

Tutor Académico: Prof. Gruber Caraballo. Tutor Industrial: Msc. José Márquez. Tesis. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica. Año 2008, 174 p.

Palabras Claves: Separación gas-líquido, diseño conceptual, correlaciones, modelos matemáticos, herramienta computacional, flujo tapón, transición estratificado-no estratificado.

Resumen. En este trabajo se identificaron las posibles tecnologías (equipos) de separación gas-líquido a implementar en crudos viscosos. A partir de esta identificación, se realizó la selección de la mejor tecnología a ser desarrollada en el diseño conceptual mediante el método de ponderación de criterios y soluciones. Este método determinó que el equipo a ser diseñado es el atenuador de flujo tapón multitubos. Para realizar el diseño se desarrolló una herramienta computacional que permite definir las dimensiones principales del equipo. Esta herramienta fue realizada en base a las principales correlaciones y modelos matemáticos relacionados con flujo tapón y la transición entre patrones de flujo estratificado – no estratificado encontrados en la literatura, esta última fue basada en una metodología propuesta por Barnea y Taitel en 1993 que combina los análisis de inestabilidad de Kelvin-Helmholtz viscosos (modelo VKH) y no viscosos (modelo IKH). A partir de esta herramienta computacional se realizaron los planos de fabricación de un prototipo a ser evaluado posteriormente en el circuito de flujo multifásico de PDVSA-Intevep. Finalmente, se realizó el análisis de costos relacionados con la implementación de esta tecnología en las instalaciones de superficie en campo.



ÍNDICE GENERAL

HOJA DE APROBACIÓN DEL JURADO.....	iii
DEDICATORIA.....	iv
AGRADECIMIENTOS.....	v
RESUMEN.....	vi
ÍNDICE GENERAL.....	vii
ÍNDICE DE FIGURAS.....	ix
ÍNDICE DE TABLAS.....	xi
ÍNDICE DE APÉNDICE.....	xii
ÍNDICE DE SIMBOLOS.....	xiii
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I. EL PROBLEMA.....	4
1.1. Planteamiento del problema.....	4
1.2. Formulación del problema.....	4
1.3. Objetivos.....	5
1.3.1. Objetivo general.....	5
1.3.2. Objetivos específicos.....	5
1. 4. Justificación.....	5
1. 5. Limitaciones.....	6
1. 6. Delimitaciones o Alcance de la investigación.....	6
CAPÍTULO II. FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	7
2. 1. Antecedentes de la investigación.....	7
2. 2. Marco teórico.....	8
2.2.1. Fundamentos de flujo multifásico.....	8
2.2.2. Generalidades de los procesos de separación.....	17
2.2.3. Separación gas-líquido.....	19
CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO.....	36



3.1. Nivel de la investigación.....	36
3.2. Diseño de la Investigación	36
CAPÍTULO IV. DESARROLLO.....	38
4.1. Selección de la tecnología de separación gas-líquido.	38
4.1.1. Fundamentos de la selección.....	38
4.1.2 Selección de la tecnología.....	39
4.2. Identificación y selección de correlaciones y modelos matemáticos.....	46
4.3. Desarrollo de la herramienta computacional.....	57
4.3.1. Selección del programa	57
4.3.2. Bases para la programación	57
4.3.3. Metodología de programación	58
4.3.5. Manual de usuario del programa de diseño	61
4.4. Prototipo de separación gas-liquido viscoso	71
4.4.1. Bases para el diseño del prototipo.....	71
4.4.2. Diseño del prototipo.....	73
4.5. Análisis de costos.....	77
CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	82
5.1 Conclusiones.....	82
5.2 Recomendaciones.....	83
BIBLIOGRAFÍA	85



ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Patrones de flujo bifásico gas - líquido en tuberías horizontales [12].....	15
Figura 2. Mapa de patrones de flujo de una línea de producción y transporte de hidrocarburos [13].....	17
Figura 3. Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido en una corriente de gas [17].....	22
Figura 4. Coeficiente de arrastre de partículas (esferas rígidas) [17].....	23
Figura 5. Esquema del separador horizontal convencional de dos fases [15].....	26
Figura 6. Esquema del separador horizontal convencional de tres fases [18].....	27
Figura 7. Esquema del separador vertical convencional de dos fases [18].....	27
Figura 8. Esquema del separador vertical convencional de tres fases [Cortesía de Natco Group].....	27
Figura 9. Esquema de un separador esférico convencional [Cortesía de American Petroleum Institute].....	28
Figura 10. Esquema del separador con dos tomas [19].....	28
Figura 11. Separador Auger para aplicaciones en superficie [21].....	29
Figura 12. Separador ultrasónico con transmisor inclinado [24].....	31
Figura 13. (a) Separador de sección cuadrada; (b) Separador de sección anular [5].	32
Figura 14. Diagrama esquemático de un sistema de separación dinámica con junta en “T” [25].....	32
Figura 15. Juntas en “T”. (a) Vertical. (b) Horizontal. (c) Junta horizontal con inclinación de la bifurcación (Azzopardi and Whalley 1982).....	33
Figura 16. Separador “Slug Catcher” convencional [Independent Technology Ltd]..	34
Figura 17. Separador “Slug Catcher” tipo dedos [30].....	34
Figura 18. Tecnologías de separación gas-líquido en CP/XP.....	39
Figura 19. Principales secciones ó zonas de estudio en un atenuador de flujo tapón multitubos [39].....	47
Figura 20. Mapa de transición de flujo para un diámetro definido de un atenuador de	



flujo tapón horizontal [6].....	51
Figura 21. Fracción volumétrica de líquido vs.Diámetro para un atenuador de flujo tapón horizontal [6].....	54
Figura 22. Efecto del ángulo de inclinación y el diámetro de los tubos sobre la longitud del equipo [6].....	55
Figura 23. Diagrama de flujo para determinar las características principales del atenuador de flujo tapón multitubos.....	60
Figura 24. Diagrama de flujo para determinar el patrón de flujo en la tubería o en el interior del equipo	61
Figura 25. Introducción de parámetros en la hoja de calculo tubería.....	61
Figura 26. Visualización en la herramienta computacional de las propiedades de los fluidos.....	62
Figura 27. Visualización de algunos parámetros necesarios para el diseño.....	63
Figura 28. Visualización de los parámetros de la ecuación de momentum y del “Holdup” de líquido.....	63
Figura 29. Visualización en pantalla de la forma puntual y grafica en que se presenta el patrón de flujo en la tubería.....	64
Figura 30. Visualización en pantalla de los parámetros de flujo tapón en la tubería..	65
Figura 31. Visualización en pantalla de los datos de operación a introducir en el equipo.....	66
Figura 32. Mapa de transiciones entre patrones de flujo.....	67
Figura 33. Mapa de transiciones entre patrones de flujo en el instante en que se alcanza la estratificación.....	68
Figura 34. Visualización en pantalla del mapa de transiciones bajo condiciones de operación.....	69
Figura 35. Determinación de la $v_{sL,Trans}$ sobre el mapa de transiciones.....	70
Figura 36. Curva de factor de corrección de viscosidad [50].....	75



ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Aplicación de restricciones	42
Tabla 2. Ponderación de criterios.....	43
Tabla 3. Ponderación de soluciones.....	44
Tabla 4. Justificación de la ponderación de soluciones	44
Tabla 5. Ecuaciones que definen las características de flujo tapón hidrodinámico	48
Tabla 6. Especificaciones técnicas de circuito bifásico horizontal gas/líquido	71
Tabla 7. Propiedades físicas del aceite lubricante PUROLUP 150 [49].....	71
Tabla 8. Datos de operación utilizados para la determinación de las características de flujo.	72
Tabla 9. Características de flujo tapón presentes en la tubería del circuito.....	73
Tabla 10. Valores de Cv de la válvula de control (abierta del todo) para diferentes aperturas	74
Tabla 11. Cv teórico de la válvula de control para diferentes flujos de líquido	74
Tabla 12. Valores de Cv corregidos para diferentes flujos de líquido.....	76
Tabla 13. Porcentajes de apertura para los diferentes Cv de trabajo	76
Tabla 14. Datos operacionales utilizados para el diseño del prototipo de separación gas-líquido.....	76
Tabla 15. Espesores y pesos de las diferentes secciones del atenuador de flujo tapón multitubos.....	78



ÍNDICE DE APÉNDICE

APÉNDICE A. Método de selección aplicado a las tecnologías de separación gas - líquido en crudos altamente viscosos.....	92
APÉNDICE B. Identificación de correlaciones y modelos matemáticos utilizados para la caracterización de flujo tapón en tuberías.....	93
APÉNDICE C. Análisis bibliográfico de las transiciones entre patrones de flujo estratificado - no estratificado.....	122
APÉNDICE D. Revisión bibliográfica de distribución de flujo en el atenuador de flujo tapón multitubos (geometría y características de funcionamiento)..	136
APÉNDICE E. Relaciones geométricas propuestas para el diseño de un atenuador de flujo tapón multitubos.....	157
APÉNDICE F. Planos de fabricación del atenuador de flujo tapón multitubos a implementar en el circuito de flujo multifásico de PDVSA-Intevep.....	159



ÍNDICE DE SÍMBOLOS

ε/D	rugosidad relativa
$^{\circ}\text{API}$	gravedad API del crudo
A	área de sección transversal de la tubería ó tubo
A&S	porcentaje de agua y sedimentos ó corte de agua
B	número de Bond
B_O	factor volumétrico del crudo
c	concentración de masa
C	coeficiente de ajuste
C'	coeficiente de arrastre
D	diámetro
D_{CH}	diámetro del separador convencional horizontal
D_h	diámetro hidráulico
e_M	espesor de material
Eod	número de Eotvos
F	fuerza
f	factor de fricción
f_o	fracción de crudo
Fr	número de Froude
f_s	frecuencia de tapones
g	gravedad
Ge	gravedad específica del líquido
h	altura
H_L	fracción volumétrica de líquido con deslizamiento
K	relación de tiempos de residencia de burbuja a tapón
K_{TD}	coeficiente de estabilidad del modelo de transición de Taitel y Dukler
K_V	coeficiente de estabilidad del modelo de transición de Barnea
L	longitud
L_{SS}	longitud del separador convencional horizontal
M	flujo másico
M_m	peso molecular del gas
P	presión



Q	flujo volumétrico
R	constante universal del gas
Re	número de Reynolds
Rs	solubilidad del gas ó gas disuelto en el petróleo
Rsw	solubilidad del gas en el agua
S	perímetro mojado
t	tiempo
T	temperatura
t_{ps}	tiempo de producción del tapón
v	velocidad
V	volumen
W	tasa de flujo de masa
W_E	peso del equipo
z	factor de compresibilidad del gas

Letras Griegas

α	fracción volumétrica de gas ó de vacío
θ	ángulo de inclinación de la tubería respecto a la horizontal
σ	tensión superficial
ρ	densidad
μ	viscosidad dinámica
γ_{Gas}	gravedad específica del gas
τ_w	esfuerzo de corte
λ_L	fracción volumétrica de líquido sin deslizamiento
γ	peso específico
β	relación geométrica de Xiao
ν	viscosidad cinemática

Subíndices

$acum$	acumulado
b	flotación
b	burbuja de gas
c	fase continua



<i>CR</i>	crítico
<i>d</i>	fase dispersa
<i>D</i>	deriva
<i>desc.</i>	descarga
<i>f</i>	película de líquido (zona de la burbuja)
<i>g</i>	gravedad
<i>G</i>	gas
<i>Gd</i>	gas disuelto
<i>i</i>	interfacial
<i>ins</i>	instantáneo
<i>L</i>	líquido
<i>le</i>	líquido en estado estacionario
<i>LS</i>	tapón de líquido
<i>M</i>	mezcla gas-líquido
<i>Máx</i>	máximo
<i>o</i>	crudo
<i>oper</i>	operacional
<i>p</i>	tubería; sección de flujo
<i>part.</i>	partícula
<i>prom</i>	promedio
<i>S</i>	tapón
<i>sG</i>	superficial de gas
<i>sL</i>	superficial de líquido
<i>t</i>	terminal
<i>TB</i>	traslacional / burbuja de Taylor
<i>trans</i>	transición
<i>w</i>	agua



INTRODUCCIÓN

El petróleo posee diferentes características físico-químicas que definen su clasificación, la cual se da a través de la gravedad API. De modo que, los crudos con gravedad API $> 30^\circ$ se conocen como livianos, entre $22,9^\circ$ - 30° API se definen como medianos, crudos $< 22,3^\circ$ API son considerados crudos pesados (CP) y los de 10° API o menor densidad se denominan crudos extrapesados (XP) por ser más densos que el agua [1]. Si bien la densidad del petróleo es importante para evaluar el valor del recurso y estimar el rendimiento, la propiedad del fluido que más afecta la producción y la recuperación es la viscosidad. Cuanto más viscoso es el petróleo, más difícil resulta procesarlo. La viscosidad de los crudos livianos y medianos se encuentra alrededor de 1 centipoise (cP) y la de los crudos pesados y extrapesados (CP/XP) puede fluctuar entre 20 cP [0,02 Pa.s] y más de 1,000,000 cP [1,000 Pa.s] [2].

En la actualidad la mayoría de las grandes reservas de crudo liviano ya han sido explotadas y se están agotando rápidamente, por lo que, el procesamiento de crudos pesados y extrapesados ha comenzado a ser un tema de gran interés para la industria petrolera. Por otro lado, la mayor parte de los recursos de hidrocarburos líquidos del mundo corresponden a estos crudos, los cuales poseen una mayor viscosidad y componentes de hidrocarburos más pesados y de difícil explotación que incrementan en gran medida los costos de producción. El total en reservas de petróleo en el mundo es de aproximadamente 9 a 13×10^{12} (trillones) de barriles [1,4 a 2,1 trillones de m^3], donde el petróleo liviano y mediano representa sólo un 30% aproximadamente de ese total, correspondiendo el resto a petróleo pesado y extrapesado [2].

Como los CP/XP son menos valiosos, más difícil de producir y de procesar que los petróleos livianos y medianos, surge la pregunta acerca de por qué el interés de las industrias petroleras en extraerlos. La respuesta es que muchos yacimientos de



petróleo pesado ahora pueden ser explotados en forma rentable debido a la aparición de nuevas tecnologías, a la creciente demanda de petróleo en el mundo y a las grandes reservas de CP/XP, aunado a la disminución de las reservas de crudos livianos y medianos, y a los actuales precios del barril de petróleo.

Los crudos pesados (CP) jugaran un rol importante en el futuro de la industria petrolera. Por lo tanto, la industria debe sumar esfuerzos para mejorar el factor de recobro y los procesos de producción, tal como la separación que es parte esencial de los sistemas de procesamiento de hidrocarburos. La efectiva separación de los fluidos multifásicos es vital para asegurar la calidad y continuidad de las operaciones.

En la actualidad la producción de CP conlleva a una secuencia de procesos en los cuales intervienen muchos recursos. Estos procesos están ligados fuertemente a la reducción de la viscosidad, siendo ésta una de las propiedades de los fluidos que más afecta la eficiencia de separación de las fases. Por lo cual, se ha incrementado a nivel mundial la búsqueda de tecnologías, equipos o procesos que permitan generar esta etapa sin que la viscosidad comprometa el buen desarrollo de sus funciones.

En este sentido, se genera este trabajo de grado cuyo objetivo principal es el desarrollo conceptual de un equipo de separación gas – líquido que genere excelentes resultados para crudos de alta viscosidad (CP). De tal modo, que contribuya con el desarrollo tecnológico de la industria petrolera nacional, y con la formación académica dentro de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Carabobo.

El trabajo de grado a realizar presenta el desarrollo de la investigación en cinco capítulos. En el primer capítulo se describe el problema y se establecen los objetivos, limitaciones y delimitaciones en el desarrollo del mismo. En el segundo se presentan los fundamentos teóricos necesarios para la caracterización del problema y su futuro análisis. En el tercer capítulo se explica la metodología a seguir para llevar a cabo la



investigación. En el cuarto se desarrolla el diseño conceptual del equipo de separación gas - líquido seleccionado y por último, en el capítulo cinco, se analizan los resultados que conllevan a las conclusiones del equipo de separación desarrollado.



CAPÍTULO I. EL PROBLEMA

1.1. Planteamiento del problema

El proceso de extracción de hidrocarburos de los yacimientos implica el manejo de fluidos de diferentes fases. Esta mezcla multifásica se desplaza por las tuberías de producción hasta las estaciones de flujo ó centros operativos donde se realiza la separación primaria de la corriente multifásica en sus fases líquidas y gaseosa. La industria petrolera cuenta con equipos convencionales que realizan la separación de las fases gas y líquido con alta eficiencia. Sin embargo, esta varía dependiendo del diseño del equipo, las condiciones operacionales y las propiedades de los fluidos. Siendo la viscosidad del líquido la propiedad que más afecta el funcionamiento de los mismos. En este sentido, cuando se manejan crudos pesados y extrapesados existen mayores inconvenientes en la separación debido a las altas viscosidades.

Aunado a esto, los crudos CP/XP representan la mayor base de hidrocarburos líquidos a explotar y producir en los próximos años. Por esta razón, la industria petrolera debe desarrollar tecnologías que manejen eficientemente los procesos para estos crudos, entre ellos la separación de las fases. En respuesta a ésta situación surge la necesidad de desarrollar un equipo para la separación de flujo bifásico gas-líquido, con fase líquida mayor a 200 cP que genere altos rendimientos de operación y que además permita manejar y separar los crudos que se producen en la Faja Petrolífera del Orinoco, la mayor reserva de crudo pesado y extrapesado del mundo [3].

1.2. Formulación del problema

Diseño conceptual de un separador de flujo bifásico gas-líquido para crudo pesado que permita un proceso de separación eficiente y efectivo en las estaciones de flujos o centros operativos de la industria petrolera nacional.



1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo general

Diseñar conceptualmente un equipo de separación gas-líquido para crudos de alta viscosidad

1.3.2. Objetivos específicos

- ✓ Seleccionar la tecnología de separación gas-líquido a utilizar en fluidos de alta viscosidad.
- ✓ Identificar y seleccionar mediante un análisis bibliográfico los modelos matemáticos necesarios para el diseño del equipo de separación.
- ✓ Desarrollar una herramienta de simulación que permita predecir las características fundamentales del equipo, a partir de los modelos matemáticos seleccionados.
- ✓ Realizar el plan de desarrollo de un prototipo de separación gas/líquido viscoso a ser evaluado en las instalaciones experimentales de PDVSA Intevep.
- ✓ Realizar el estudio de análisis de costos del plan de desarrollo propuesto.

1.4. Justificación

Aunque, la industria petrolera cuenta con tecnologías de separación convencional que permiten el manejo de las fases gas y líquido en crudo pesado, estas no son suficientemente eficientes. En este sentido, algunos problemas operacionales se pueden presentar debido al arrastre de gas por las corrientes de líquido y de líquido por las corrientes de gas en cantidades no permitidas. Para ayudar a solucionar esta situación se desarrolla este trabajo de grado que permite proponer una posible solución tecnológica para mejorar la separación gas-líquido en CP. Por otra parte,



contribuirá con el desarrollo intelectual de los ingenieros mecánicos en formación, de manera tal que puedan consolidar los conocimientos en esta área de suma importancia para la industria petrolera nacional y el desarrollo tecnológico del país.

1. 5. Limitaciones

- ✓ Las tecnologías desarrolladas a nivel mundial para la separación gas-líquido hasta los actuales momentos han sido diseñadas para manejar fluidos de baja viscosidad.
- ✓ Dificultad para acceder a diversas publicaciones por el hecho de ser patentes a nivel internacional.

1. 6. Delimitación o Alcance

- ✓ El plan de desarrollo está sujeto a las corrientes de producción desde el yacimiento hasta la primera etapa de separación en campo.
- ✓ El trabajo de grado contempla únicamente el diseño conceptual de la tecnología de separación seleccionada, la construcción y los análisis experimentales del equipo quedarán por parte de la industria.
- ✓ Esta investigación culmina una vez realizado el diseño conceptual de la tecnología de separación seleccionada para así realizar una propuesta formal de su implementación como posible tecnología a utilizar para la separación gas-líquido en crudos de alta viscosidad.



CAPÍTULO II.

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

La finalidad de este capítulo es presentar los antecedentes necesarios para definir el contexto de esta investigación, y por el otro desarrollar los fundamentos y herramientas teóricas requeridos para la realización del proyecto.

2. 1. Antecedentes de la investigación

Martínez [4]. Realizó el diseño conceptual de las dos tecnologías de separación gas-líquido más utilizadas en la industria petrolera, equipos convencional (principio de funcionamiento por sedimentación gravitacional) y ciclones (principio de separación centrífuga), este diseño abarca todo lo relacionado con el dimensionamiento de los equipos, tales como: parámetros de diseño, propiedades de los fluidos, características del gas y del líquido dentro de las unidades, entre otras.

Hadfield *et al.* [5], desarrollaron un equipo basado en ultrasonido para el acondicionamiento de mezclas gas-líquido, el equipo fue diseñado para ser instalado en la línea de flujo de hidrocarburos líquidos. El principio de la invención es lograr la aglomeración de burbujas de gas que están dispersas en una corriente continua de líquido. El equipo funciona como un desgasificador cuyo principal objetivo es aglomerar las burbujas mediante la energía vibracional. Este principio se crea por un conjunto traductor – reflector, colocados uno opuesto al otro, los cuales generan vibración mecánica mediante ondas ultrasónicas en un rango de frecuencia de 20 kHz – 800 kHz.

La invención se realizó con el objetivo fundamental de mejorar los procesos de separación aguas abajo del equipo y de esta forma disminuir los costos en el funcionamiento de los mismos. El dispositivo posee alabes resistentes entre el transmisor y el reflector que permiten separar el volumen total, de esta forma la



acción acústica es aplicada a un espacio que evita la vibración entre los volúmenes, para así aumentar la eficiencia de la onda en el medio.

Sarica *et al.* [6], desarrollaron un estudio analítico para la predicción de las dimensiones requeridas en el diseño de un equipo atenuador de flujo intermitente (flujo tapón) “slug catcher” multitubos (equipo utilizado para pre-separar las fases gas y líquido presentes en las líneas de distribución de flujo multifásico). El diseño se basó en el efecto del diámetro y ángulo de inclinación de los tubos del equipo sobre el borde de transición entre el flujo tapón “slug flow” y el flujo estratificado “stratified flow” (patrones de flujo dentro del equipo). Para el diseño del atenuador de flujo tapón multitubos muestran diferentes correlaciones matemáticas referentes a las características del tapón a las condiciones de salida de la tubería (entrada al equipo). Estas características incluyen longitud de tapón, fracción volumétrica de líquido “holdup” en el tapón, velocidades de tapón y otras, necesarias para definir el tapón de líquido, las cuales permitirán determinar el caudal instantáneo de líquido y gas que llega al equipo, variables indispensables para el diseño del mismo.

2. 2. Marco teórico

2.2.1. Fundamentos de flujo multifásico

2.2.1.1. Conceptos básicos

Se define al flujo multifásico como un flujo simultáneo, de dos o más fases con propiedades intensivas diferentes, a través de sistemas de tuberías. El flujo multifásico se puede conseguir en procesos relacionados a las industrias: petroleras, de procesos, nuclear, termoeléctrica, entre otras. Dependiendo de la industria se pueden encontrar diversas combinaciones de fases en el flujo, tales como: líquido - líquido, gas - líquido, líquido - sólido, gas - sólido, líquido - sólido - gas, líquido - líquido - gas, líquido - líquido - gas - sólido.



En este trabajo se estudia una mezcla bifásica gas – líquido, la cual está formada por petróleo y gas. Donde el petróleo es una mezcla de dos líquidos inmiscibles (crudo y agua), que se considera como un único líquido, es decir, un seudolíquido.

Las propiedades relacionadas al flujo bifásico gas – líquido se describen a continuación:

a) Tasa de flujo de masa

La tasa de flujo de masa total se denota como W , y se obtiene de la suma de las tasas de líquido y gas [7], de la siguiente forma:

$$W = W_L + W_G \quad (2.1)$$

b) Tasa de flujo volumétrico

La tasa de flujo volumétrico total se denota como Q , y se obtiene de la suma de las tasas de flujo volumétrico de gas y líquido (ecuación 2.2) [7].

$$Q = Q_L + Q_G \quad (2.2)$$

c) Fracción volumétrica de líquido (Holdup)

Es la fracción de un elemento de volumen de un campo de flujo bifásico ocupado por la fase líquida, su valor generalmente está comprendido entre 0 y 1 ($0 < H_L < 1$) [7].

La fracción volumétrica de líquido instantánea o con deslizamiento está referida a un elemento de volumen diferencial, y representa la fracción volumétrica de líquido en un punto del espacio en el campo de flujo para un instante de tiempo [7]. Esta fracción volumétrica se representa en la ecuación (2.3).

$$\langle H_L \rangle = \frac{\iint H_L(r,t) dA dt}{\int dA \int dt} \quad (2.3)$$



Cuando no existe deslizamiento entre las fases se obtiene una fracción volumétrica de líquido sin deslizamiento (ecuación 2.4), que algunas veces es llamada contenido de líquido a la entrada, y esta definida como la razón del volumen de líquido en un segmento de tubería dividido por el volumen del segmento de tubería, la cual existiría si el gas y el líquido viajaran a la misma velocidad ($v_L = v_G$) [8].

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} = \frac{v_{sL}}{v_{sL} + v_{sG}} \quad (2.4)$$

d) Fracción volumétrica de gas

Se define fracción de vacío o fracción volumétrica de gas como un elemento de volumen de un campo de flujo bifásico ocupado por la fase gaseosa cuando no existe deslizamiento entre las fases cuyo valor está comprendido entre cero y uno [7], y se expresa como:

$$\alpha = 1 - \lambda_L = \frac{Q_G}{Q_L + Q_G} = \frac{v_{sG}}{v_{sG} + v_{sL}} \quad (2.5)$$

e) Flujo másico

El flujo másico total se define como M , y representa la suma de las tasas de masa por unidad de área de las fases gas y líquido [7] (ecuación 2.6).

$$M = \frac{W_L + W_G}{A_p} = M_L + M_G \quad (2.6)$$

f) Densidad del gas

La densidad del gas puede calcularse usando la ley general de los gases [8].

$$\rho_G = \frac{P^* M_m}{zRT} = \frac{2,70^* P^* \gamma_G}{zT} \quad (2.7)$$

g) Densidad del petróleo

En los cálculos de la densidad del petróleo en sitio, el efecto del gas disuelto en el petróleo debe ser considerado [8], la expresión que generalmente se utiliza es la ecuación 2.8.



$$\rho_o = \frac{350,4 * \gamma_o + 0,0764 * \gamma_G * R_S}{5,615 * B_o} \quad (2.8)$$

La gravedad específica del petróleo puede ser calculada en función de los grados API, tal como se muestra:

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + ^\circ API} \quad (2.9)$$

h) Densidad del agua

La densidad del agua en sitio depende de los sólidos disueltos, la temperatura y del gas que pueda disolverse en el agua [8]. Una de las correlaciones utilizadas para el cálculo de la densidad del agua se muestra en la ecuación 2.10.

$$\rho_w = \left(62,4 \gamma_w + \frac{0,0764 * \gamma_{Gd} * R_{SW}}{5,615} \right) / B_w \quad (2.10)$$

Existen un gran número de ecuaciones que permiten predecir la densidad de los fluidos en flujo bifásico, las cuales han sido presentadas por diversos autores y deben ser utilizadas dependiendo de las condiciones de los fluidos de trabajo, muchas de estas expresiones pueden encontrarse en el libro de ecuaciones de estado presentado por Tarek [9].

i) Densidad del líquido

La densidad total del líquido puede calcularse usando las densidades del petróleo y del agua y las tasas de flujo sin deslizamiento de ambas fases [8], tal como se muestra en la ecuación 2.11.

$$\rho_L = \rho_o f_o + \rho_w (A \& S) \quad (2.11)$$

Siendo:

$$f_o = \frac{q_o}{q_o + q_w} \quad (2.12)$$



$$A \& S = 1 - f_o \quad (2.13)$$

j) Viscosidad del gas

La viscosidad del gas generalmente se incrementa con la presión. El incremento de la temperatura disminuye la viscosidad del líquido mientras incrementa la viscosidad del gas a bajas y moderadas presiones, pero a altas presiones la viscosidad del gas se aproxima a la del líquido [10]. Existen un gran número de correlaciones que permiten predecir el valor de la viscosidad del gas, donde la correlación propuesta por Lee *et al.* en 1966, es una de las mas utilizadas (ecuación 2.14) [10].

$$\mu_G = 10^{-4} * a * \exp[b * (\rho_G / 62,43)^c] \quad (2.14)$$

Siendo:

$$a = (9,379 + 0,0160M) * T^{1,5} / (209,2 + 19,26M + T) \quad (2.15)$$

$$b = 3,448 + 0,01009M + (986,4/T) \quad (2.16)$$

$$c = 2,4 - 0,2b \quad (2.17)$$

k) Viscosidad del petróleo

Diferentes investigadores han desarrollado ecuaciones que permiten predecir la viscosidad del petróleo (crudo), entre ellos Beggs y Robinson [11] en 1975, quienes proponen una de las correlaciones más utilizadas en flujo multifásico (ecuación 2.18).

$$\mu_o = A * \mu_{OD}^B \quad (2.18)$$

Donde la viscosidad del crudo se obtiene en centipoise y μ_{OD} representa la viscosidad del crudo muerto y se obtiene mediante la ecuación 2.19.

$$\mu_{OD} = 10^x - 1 \quad (2.19)$$

Siendo:

$$x = YT^{-1.163} \quad (2.20)$$



$$Y = 10^Z \quad (2.21)$$

$$Z = 3,0324 - 0,0203 * (^\circ API) \quad (2.22)$$

$$A = 10,715 * (R_S + 150)^{-0,515} \quad (2.23)$$

$$B = 5,44 * (R_S + 150)^{-0,338} \quad (2.24)$$

l) Viscosidad del agua

Al igual que la anterior, la viscosidad del agua puede ser calculada mediante diversas ecuaciones, entre estas una de las más utilizadas es la desarrollada por Brill y Beggs en 1978 (ecuación 2.25), la cual considera únicamente el efecto de la temperatura [11].

$$\mu_w = \text{Exp}(1,003 - 1,479 * 10^{-2} T + 1,982 * 10^{-5} T^2) \quad (2.25)$$

Donde la viscosidad del agua se obtiene en centipoise (cP).

m) Viscosidad del líquido

La viscosidad de una mezcla de agua-petróleo es generalmente calculada mediante la siguiente expresión:

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w (A \& S) \quad (2.26)$$

n) Tensión superficial

La tensión superficial ó interfacial cuando la fase líquida contiene agua y petróleo se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\sigma_L = \sigma_o f_o + \sigma_w (A \& S) \quad (2.27)$$

Donde σ_o y σ_w representan la tensión interfacial crudo/gas y agua/gas, respectivamente.

ñ) Velocidad superficial

La velocidad superficial de una fase es la velocidad que ocurriría si solo esa fase estuviera fluyendo en la tubería. Las velocidades superficiales para las fases gas y líquido se muestran en las ecuaciones 2.28 y 2.29, respectivamente [7].



$$v_{sG} = \frac{Q_G}{A_p} \quad (2.28)$$

$$v_{sL} = \frac{Q_L}{A_p} \quad (2.29)$$

La suma algebraica de las velocidades superficiales de las fases es conocida como velocidad de la mezcla [7], y esta dada por:

$$v_M = \frac{Q_L + Q_G}{A_p} = v_{sL} + v_{sG} \quad (2.30)$$

o) Velocidades reales (in-situ)

Las velocidades reales (in-situ) de cada fase son calculadas a partir de los valores de la fracción volumétrica de líquido “holdup” [7]:

$$v_L = \frac{v_{sL}}{H_L} = \frac{Q_L}{A_L * H_L} \quad y \quad v_G = \frac{v_{sG}}{1 - H_L} = \frac{v_{sG}}{\alpha} = \frac{Q_G}{A_G * \alpha} \quad (2.31)$$

p) Velocidad de deslizamiento

Las velocidades reales de la fase líquida y gaseosa son normalmente diferentes, y la diferencia entre ambas representa la velocidad de deslizamiento ó velocidad relativa entre las dos fases (ecuación 2.32).

$$v_D = v_G - v_L \quad (2.32)$$

Existen otras definiciones de velocidades relacionadas con el flujo bifásico gas – líquido que no se mencionan. Sin embargo, se pueden encontrar en las notas del curso dictado por el Prof. Shoham (2000), entre otras referencias [7].

2.2.1.2. Patrones de Flujo

El termino patrón de flujo se refiere a la configuración geométrica de las fases en la tubería. Las diferentes distribuciones espaciales de las fases gas y líquido depende de las siguientes variables: parámetros geométricos, como el diámetro de tubería y el



ángulo de inclinación; parámetros operacionales, como los caudales de gas y de líquido y las propiedades físicas de ambas fases, como la densidad, viscosidad y tensión interfacial. Según Barnea *et al.* (1980) [12], los patrones de flujo en tuberías horizontales se pueden clasificar en flujo estratificado, flujo intermitente, flujo anular y flujo burbuja dispersa, mostrados en la Fig. 1.



Fig. 1. Patrones de flujo bifásico gas - líquido en tuberías horizontales [12].

a) Flujo Estratificado (ST)

En flujo estratificado las fases están separadas por la acción de la gravedad, donde la fase líquida fluye en el fondo de la tubería y el gas en el tope. El flujo estratificado se subdivide en estratificado liso y estratificado ondulado de acuerdo a la forma que presente la superficie de líquido.



b) Flujo Intermitente (I)

En este patrón, tapones de líquido fluyen alternadamente a lo largo de la tubería seguidos por burbujas de gas que fluyen sobre una película de líquido. El flujo intermitente se subdivide en flujo tapón y flujo burbuja alargada. Cuando el flujo no presenta perturbaciones y no existen burbujas de gas en el tapón de líquido el patrón de flujo se denomina burbuja alargada. Para altas tasas de flujo cuando el tapón de líquido presenta burbujas de gas, el patrón de flujo se denomina tapón.

c) Flujo Anular (AN)

En flujo anular una película de líquido rodea un núcleo de gas que fluye a alta velocidad y el cual puede contener gotas de líquido. Cuando el flujo de gas es relativamente bajo, la mayoría del líquido fluye como una película en el fondo de la tubería, mientras ondas inestables de líquido fluyen alrededor de la tubería humedeciendo su periferia. Este patrón de flujo se conoce como flujo anular ondulado.

d) Flujo Burbuja Dispersa.

La fase de líquido está distribuida en burbujas discretas dentro de la fase líquida continua. Normalmente existe mayor concentración de burbujas hacia la parte superior de la tubería que hacia la parte inferior.

2.2.1.3 Transición de Patrones de Flujo.

La transición entre los distintos tipos de flujo depende de las propiedades de los fluidos, y las condiciones de diseño de las tuberías, tales como inclinación y diámetro [13]. Dependiendo de las velocidades superficiales de gas y líquido, se pueden construir mapas de patrones de flujo, como el mostrado en la Fig.2, donde puede identificarse rápidamente el patrón de flujo de trabajo, para diferentes condiciones de operación.

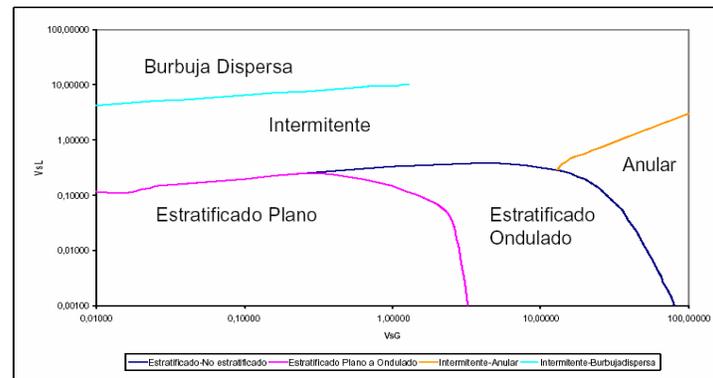


Fig. 2. Mapa de patrones de flujo de una línea de producción y transporte de hidrocarburos [13].

Las diferentes transiciones entre patrones de flujo gas – líquido en tuberías de producción y transporte de hidrocarburos se pueden definir como: estratificado - no estratificado, intermitente - flujo anular e intermitente – burbuja dispersa.

2.2.2. Generalidades de los procesos de separación

Frecuentemente en la industria petrolera es necesario separar las fases de una mezcla en fracciones individuales. Estas pueden diferenciarse entre sí por el tamaño de las partículas, por su estado, o por su composición. Así, por ejemplo, un producto bruto puede purificarse por eliminación de las impurezas que lo contaminan o una mezcla de más de dos fases puede separarse en fases individuales. La corriente que sale de un proceso puede constar de una mezcla del producto y de material no convertido, y es preciso separar y recircular la parte no convertida a la zona de reacción para convertirla de nuevo. Se han desarrollado un gran número de métodos para realizar tales separaciones y algunas operaciones básicas se dedican a ello. En la realidad se presentan muchos problemas de separación y el ingeniero debe elegir el método más conveniente en cada caso [14].

Los procesos de separación esencialmente están expresados en procesos de transferencia de masa. La clasificación de forma general puede estar basada en separación mecánica o química. La elección de la separación depende que proceso es



mas eficiente junto con los pro y contra de cada una. La separación mecánica usualmente es más favorable debido a sus bajos costos de operaciones comparados con la separación química. Hay fluidos que generalmente no pueden ser separados únicamente de forma mecánica, tales como el petróleo (generalmente crudos de alta viscosidad), por lo que es necesario el uso de separación química para producir la separación total de las fases. Las mezclas que se manipulan en los procesos de separación coexisten en dos o más estados, tales como: sólido-gas, sólido-sólido, sólido-líquido, líquido-líquido, gas-líquido, gas-gas, y mezclas gas-líquido-sólido, dependiendo de la mezcla, varios procesos pueden ser empleados para la separación, muchas veces dos o más procesos son usados de forma combinada para obtener la separación deseada [14].

En la industria petrolera la separación de fases gas, líquido y sólido constituye un proceso fundamental para la elaboración de productos terminados. Por lo que, la separación es un tema de vital importancia para futuros desarrollos dentro de la industria.

Los fluidos producidos en el cabezal del pozo son mezclas complejas de compuestos de hidrógeno y carbono con densidades y presiones de vapor diferentes, además de otras características. La corriente del pozo experimenta reducciones continuas de presión y temperatura cuando sale del yacimiento. Gases se forman de los líquidos, el vapor del agua se condensa, y parte de la corriente del pozo se cambia de líquido a burbujas, neblina y gas libre. El gas lleva gotas de líquido y el líquido lleva burbujas. La separación física de estas fases es una de las operaciones básicas de la producción, el procesamiento, y el tratamiento de petróleo y gas.

Uno de los equipos más utilizados en la industria petrolera son los separadores gas-líquido que se encargan de la separación de las fases gas y líquido. Los separadores de petróleo y gas separan mecánicamente los componentes líquidos y gaseosos que existen en una temperatura y presión específica, para eventualmente



procesarlos en productos vendibles. Un recipiente de separación generalmente es el equipo inicial de procesamiento en cualquier instalación, y el diseño inapropiado del mismo puede reducir la capacidad de manejo de producción de las instalaciones de superficie [15].

2.2.3. Separación gas-líquido

La separación gas-líquido ideal es un proceso en el cual se obtiene una corriente sólo de líquido y otra sólo de gas, es decir, sin que una fase esté dispersa en otra. Actualmente, no se cuentan con equipos que hagan este trabajo a la perfección debido a que generalmente burbujas se van en la corriente de líquido y de igual forma las gotas de líquido son arrastradas por la corriente de gas, de modo que, la eficiencia de separación siempre es inferior al 100%.

En procesos de manejo de producción en estaciones de flujo de la industria petrolera existen diversos tipos de tecnologías para la separación gas-líquido, estas tecnologías se clasifican básicamente en separación convencional y separación compacta cuyo principio físico de operación, son la sedimentación por gravedad y por centrifugación, respectivamente. Además de esta clasificación general, existen diferentes equipos que generan una separación parcial de las fases (pre-separadores), tal es el caso de las juntas en “T”, atenuadores de flujo tapón “slug catcher”, separadores tipo tornillo (Auger), separadores Dhelix y equipos de ultrasonido. La eficiencia de separación de estos equipos depende principalmente de las condiciones operacionales (presión, temperatura y caudales), de las propiedades de los fluidos y de la geometría de los recipientes de separación.

Para una efectiva separación de las fases gas y líquido en crudos pesados (CP) y extrapesados es necesario realizar procesos previos para lograr la disminución de la viscosidad (característica fundamental de este tipo de crudos). La eventual reducción de esta característica de flujo es vital para la movilidad de estos crudos desde los yacimientos a través de tuberías hacia las facilidades de producción en superficie, y



posterior mejoras en los procesos de separación. Esta disminución de viscosidad se puede lograr a través de adición de calor, dilución, emulsificación y mejoramiento de los crudos.

Es importante resaltar que los últimos desarrollos tecnológicos en separación gas-líquido han sido enfocados hacia crudos medianos y livianos, debido a la dificultad que involucra las extremas viscosidades del petróleo pesado que disminuyen drásticamente sus rendimientos de operación, tal es el caso, de los equipos de sedimentación centrífuga (ciclones), los cuales muestran bajas eficiencias de separación para viscosidades superiores a 200 cP.

La separación gas-líquido puede ser realizada directamente desde crudo pesado mediante el uso de tecnologías de separación convencional. El volumen de crudo procesado por estos equipos disminuye drásticamente debido a los altos tiempos de residencia generados, ya que, a medida que se incrementa la viscosidad de los fluidos el tiempo de residencia en el separador se incrementa para lograr altos rendimientos de separación. Además de esta tecnología, los equipos de pre-separación pudieran ayudar a mejorar la separación gas-líquido en CP, por lo que, deben ser tomados en consideración como posibles tecnologías a utilizar [16]. Los aspectos generales de estas dos tecnologías serán presentados a continuación:

2.2.3.1. Separación convencional

La separación convencional ocurre principalmente por efecto de la fuerza de gravedad y de las diferencias de densidades entre las fases líquido y gas, que obligan a la fase más densa (líquido) a descender dentro del recipiente y la menos densa (gas) a elevarse. La separación de fases mediante los procesos convencionales es basada principalmente en el tiempo de retención dentro del equipo, el diámetro de la burbuja y la velocidad de sedimentación.



La separación convencional consta principalmente de separadores de dos ó tres fases. Los separadores convencionales de dos fases son generalmente recipientes cilíndricos que pueden ser horizontales o verticales, para algunas aplicaciones también son utilizados recipientes de configuraciones esféricas. En estos equipos el gas es separado del líquido principalmente por el cambio de momentum que ocurre a la entrada del recipiente y por la fuerza de gravedad generada debido a la diferencia de densidades entre los fluidos, lo cual provoca el drenaje del líquido hacia el fondo y el ascenso del gas hacia la parte superior del recipiente [4].

En los separadores convencionales trifásicos se separa el gas y las dos fases líquidas (aceite de agua, por ejemplo). La principal diferencia entre éste y el separador bifásico, es que el dispositivo de entrada llega hasta el fondo del recipiente y además incluye la existencia de una pared divisora entre la zona de recolección de agua y el crudo de tal forma que este drene hasta su zona de recolección.

- **Principios de separación convencional**

Básicamente existen tres principios básicos para lograr la separación convencional gas-líquido: momentum, sedimentación por gravedad y coalescencia [17], las cuales son descritas a continuación:

- a) Principio de separación por momentum**

Como las fases del fluido poseen diferentes momentum debido a su diferencia de densidades, un cambio significativo en la dirección de la corriente del fluido generará grandes cambios en la cantidad de movimiento (momentum), que favorecerán la rápida separación de la fase liviana. El momentum se emplea generalmente para la separación de corrientes bifásicas. Este principio está involucrado principalmente con la velocidad de la mezcla y el dispositivo de entrada al separador [4].



b) Principio de separación de sedimentación por gravedad

La sedimentación de las gotas de líquido en la corriente de gas se genera, si las fuerzas de gravedad que actúan sobre la gota son mayores a la fuerza de arrastre del flujo de gas a su alrededor. Ignorando los efectos de turbulencia y tensión superficial, las fuerzas que gobiernan la sedimentación por gravedad de una gota son las que se muestran en la Fig 3.

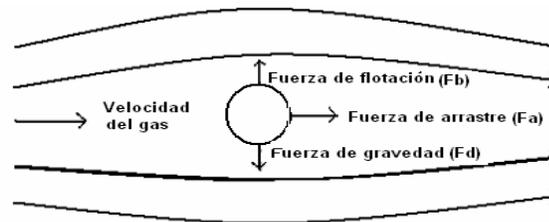


Fig. 3. Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido en una corriente de gas [17].

Las direcciones de la fuerza de flotación (F_b) y de la fuerza de gravedad (F_g) están referidas a la fuerza de ascenso y descenso, respectivamente. Cuando se quiere determinar si una gota puede ser separada, el factor fundamental es la velocidad terminal y las fuerzas que actúan sobre la gota [17]. En el caso de estudio, las fuerzas F_b y F_g se representan por las ecuaciones 2.33 y 2.34, respectivamente.

$$F_b = \frac{M_d |\rho_c - \rho_d| g}{\rho_d} \quad (2.33)$$

$$F_g = \frac{1}{2} C' \rho_c v_t^2 A_p \quad (2.34)$$

Ahora, si se consideran las gotas como esferas sólidas en caída libre a través de un fluido, entonces el coeficiente de arrastre puede ser determinado por el número de Reynolds de la ecuación 2.35 [17].

$$Re = \frac{1,488 D_{Part} v_t \rho_G}{\mu} \quad (2.35)$$



Igualando las ecuaciones 2.33 y 2.34, se tiene la velocidad terminal o velocidad de sedimentación (ecuación 2.36).

$$v_t = \sqrt{\frac{2gM_d |(\rho_c - \rho_d)|}{\rho_c \rho_d A_p C'}} \quad (2.36)$$

También, puede ser obtenida en términos del diámetro de la burbuja:

$$v_t = \sqrt{\frac{4gD_{part} |(\rho_c - \rho_d)|}{3\rho_c C'}} \quad (2.37)$$

Despejando de la ecuación 2.37 obtenemos la expresión para el cálculo del diámetro de partícula (ecuación 2.38).

$$D_{part} = \frac{3\rho_c C' v_t^2}{4g |(\rho_c - \rho_d)|} \quad (2.38)$$

Para el cálculo de las variables D_p y v_t , se requieren de métodos de iteración. Sin embargo, debido a que el coeficiente de arrastre esta en función del número de Reynolds (Re), se pueden obtener valores de C' para diferentes números de Reynolds a través de la Fig. 4, evitando así métodos iterativos y mejorando de este modo la precisión en los resultados [17].

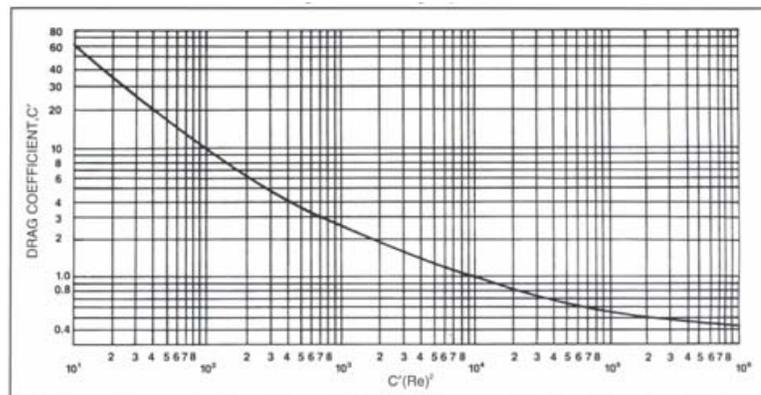


Fig. 4. Coeficiente de arrastre de partículas (esferas rígidas) [17].

Los valores de la abscisa en la Fig. 4 están descritos por la ecuación 2.39.



$$C'(\text{Re})^2 = \frac{(0,95)(10^8)\rho_G D_{part}^3 (\rho_d - \rho_c)}{\mu^2} \quad (2.39)$$

Para grandes tamaños de partículas (aproximadamente 1000 micrones) la sedimentación por gravedad se determina por la ley de Newton. El coeficiente de arrastre es 0,44 para valores de Reynolds por encima de 500. Sustituyendo $C' = 0.44$ en la ecuación 2.37 se produce la expresión de la ley de Newton (ecuación 2.40) [17].

$$v_t = 1,74 \sqrt{\frac{g D_{part} (\rho_d - \rho_c)}{\rho_c}} \quad (2.40)$$

La máxima gota que puede sedimentar puede determinarse mediante la ecuación 2.41.

$$D_{part} = k_{CR} \left[\frac{\mu^2}{g \rho_c (\rho_d - \rho_c)} \right]^{0.33} \quad (2.41)$$

Para bajos números de Reynolds (menores a 2), existe una relación lineal entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds (correspondiente a flujo laminar) [17]. Para este caso aplica la ley de Stokes que se expresa mediante la ecuación 2.42.

$$v_t = \frac{1,488 g D_{part}^2 (\rho_d - \rho_c)}{18 \mu} \quad (2.42)$$

Donde el diámetro de gota corresponde a un número de Reynolds de 2000 y se utiliza para su cálculo la ecuación 2.41 con un $k_{CR} = 0,0080$ [17].

c) Principio de separación por coalescencia

Muchas gotas y burbujas pequeñas no pueden ser separadas por gravedad, por lo que éstas deben coalescer para formar gotas y burbujas de mayor tamaño que puedan descender y ascender en el separador, respectivamente. Para generar este proceso existen dispositivos de coalescencia que orientan a las gotas y burbujas para que a



través de cambios en la cantidad de movimiento se generen colisiones que ayudan a formar grandes gotas que luego descienden debido a la sedimentación gravitacional o burbujas que ascienden debido a la flotación [17].

- **Partes de un separador convencional**

Los separadores convencionales tienen cuatro secciones básicas para cumplir con sus funciones elementales, las cuales son:

a) Sección de separación

Comprende la entrada de los fluidos al separador. Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de alimentación. En ella se controla el cambio abrupto de la corriente, lo que produce una separación inicial de gas y líquido por el cambio de momentum [4].

b) Sección de las fuerzas gravitacionales

En esta parte las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas de líquido que contiene el gas son separadas al máximo. Este proceso se realiza mediante el principio de asentamiento por gravedad. En este caso, la velocidad del gas disminuye apreciablemente, por lo que la fuerza de flotación de las gotas se reduce favoreciendo así en descenso hacia la zona de líquido [4].

c) Sección de extracción de neblina

Aquí se separan las pequeñas partículas de líquido que aun contiene el gas después de haber pasado por las dos zonas anteriores mediante un extractor de neblina ubicado en la parte superior. Los dispositivos frecuentemente utilizados son baffles, mallas o platos. La mayoría de los separadores emplean, como mecanismo principal de extracción de neblina la fuerza centrífuga o principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido se separan de la corriente de gas en forma de grandes gotas, que luego caen a la zona de recepción de líquido [4].



d) Sección de acumulación de líquido

Esta zona corresponde con la parte inferior del separador, ahí los líquidos separados en las zonas anteriores se acumulan durante un tiempo de retención determinado con el fin de favorecer la separación de burbujas entrampadas. También, se necesita un volumen mínimo de alimentación, en especial cuando el flujo es intermitente. Esta parte posee controles de nivel para manejar los volúmenes de líquido obtenidos durante la operación [4].

- **Clases de separadores**

Considerando la forma y posición del recipiente. Los separadores se clasifican en tres tipos: verticales, horizontales, esféricos. En cada uno de estos se haya las cuatro secciones descritas anteriormente. Por otro lado, la selección del tipo de separador se fundamenta en la aspiración de alcanzar los resultados deseados al menor costo.

En la Fig. 5, Fig. 6, Fig. 7 y Fig. 8 se muestran los componentes de los separadores de dos y tres fases horizontales y verticales, respectivamente. De igual modo, la Fig. 9 ilustra las etapas de separación dentro de un separador esférico. Este último por razones de construcción es más costoso que los demás por lo que su aplicación en la industria petrolera es limitado.

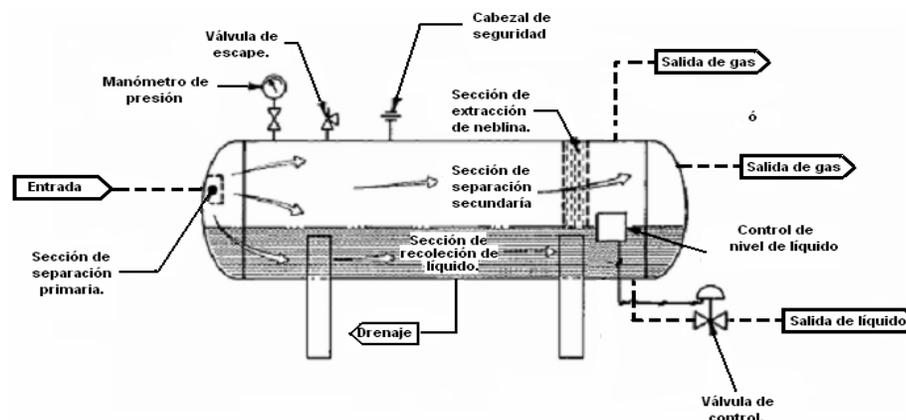


Fig. 5. Esquema del separador horizontal convencional de dos fases [15].

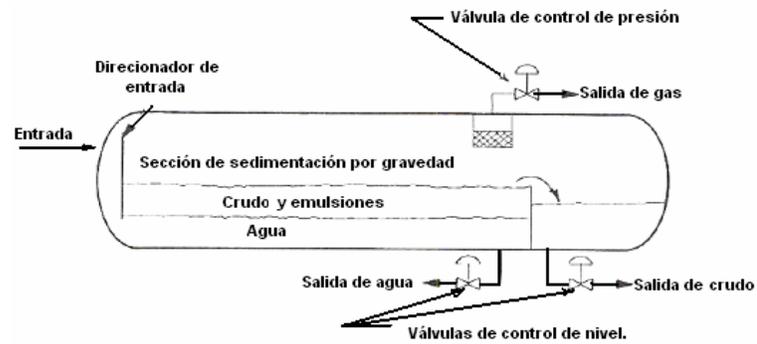


Fig. 6. Esquema del separador horizontal convencional de tres fases [18].

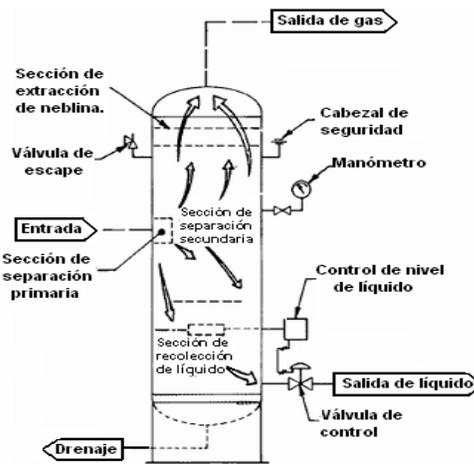


Fig. 7. Esquema del separador vertical convencional de dos fases [18].

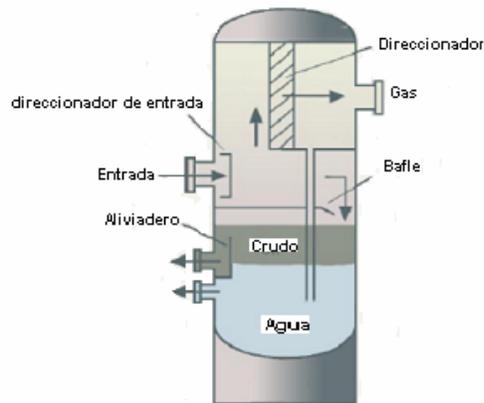


Fig. 8. Esquema del separador vertical convencional de tres fases. [Cortesía de Natco Group].

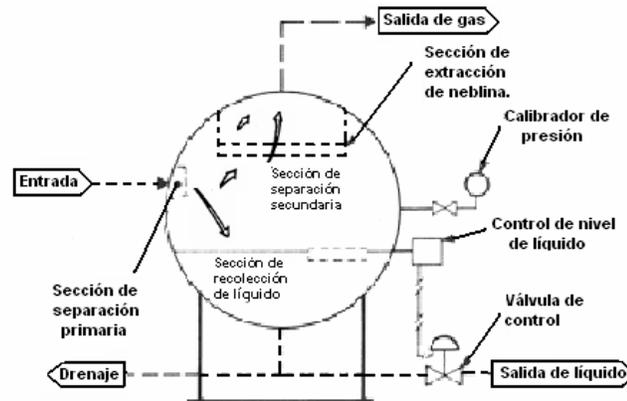


Fig. 9. Esquema de un separador esférico convencional [Cortesía de American Petroleum Institute].

2.2.3.2. Separación parcial (pre-separadores)

a) Separador Dhelix

El Dhelix es un prototipo de PDVSA. Intevep que realiza la separación de las fases gas y líquido de manera dinámica, es decir, de forma continua. En esencia es una tubería de configuración helicoidal (tubería principal) con dos tramos de conexión, que permiten la liberación del gas de la mezcla bifásica (ver Fig. 10).

El principio de separación se da por la combinación de fuerzas gravitacionales y centrífugas, las cuales permiten que la fase líquida se desplace hacia el lado exterior de la tubería, obligando a que el gas se mueva hacia el interior, saliendo posteriormente por las tomas. Este equipo requiere de bajo volumen y peso, lo cual implica reducidos requerimientos de inversión en cuanto a infraestructura, bombeo y sistemas generales de control [19].

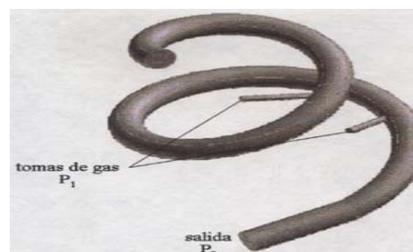


Fig. 10. Esquema del separador con dos tomas [19].



Es importante destacar que la eficiencia de separación de estos equipos está fundamentada en la proporción de fase gaseosa extraída de la línea helicoidal a través de las conexiones laterales, y en función de la viscosidad del líquido [20].

Pruebas realizadas al separador Dhelix con viscosidades inferiores a 100 cP muestran una completa separación de las fases. En la medida que se incrementa la viscosidad del fluido es necesario aumentar el caudal para lograr una separación eficiente. Se reportan buenos resultados hasta viscosidades de 800 cP, pero las caídas de presión son elevadas [20]. Finalmente, cabe mencionar que estos separadores generan elevados inconvenientes en su fabricación y mantenimiento que no permiten un desarrollo comercial para aplicaciones de campo.

b) Separador Auger

El Auger es un equipo en línea (acoplado a la tubería) que funciona como un pre-separador para flujo gas-líquido. Está diseñado para remover la mayor cantidad de gas libre en las corrientes de producción obteniendo una fase de líquido ampliamente desgasificada y un gas relativamente seco. El Auger puede ser instalado tanto en superficie (ver Fig. 11) como en fondo de pozo, y sus dimensiones y peso son reducidos comparados con los equipos de separación convencional.



Fig. 11. Separador Auger para aplicaciones en superficie [21].



Los separadores Auger se utilizan en superficie para acondicionar la mezcla gas-líquido a la entrada de los separadores convencionales. Su incorporación optimiza el proceso de separación, debido al incremento en la eficiencia de separación de estos procesos. Además, son ideales para aplicaciones en fondo de pozo dado que su funcionamiento a altas presiones de flujo es excelente. En instalaciones de superficie, su funcionamiento depende de los requerimientos a la entrada del equipo, por lo que requiere de una presión mínima para que trabaje eficientemente [21].

Para el diseño del equipo se toman algunas adaptaciones del análisis de separación convencional y se asume que la línea de corriente en espiral es ideal. Para que la separación de las fases sea efectiva, el líquido debe adherirse a las paredes internas del equipo a una cierta velocidad de descenso (v_D) durante el tiempo de residencia del fluido [22].

El funcionamiento de separación del Auger en superficie, mediante datos de pruebas realizados está en el orden de 44 a 90% para crudos de baja viscosidad [22]. Pruebas realizadas en Alaska para crudos con gravedad API 24° muestra una remoción de gas del 10 al 20% a la entrada de un separador convencional, lo cual resulta en un mejoramiento significativo en el proceso de separación debido a la reducción del tiempo de retención en el equipo [23].

c) Separador Ultrasónico.

La energía acústica es una forma de energía de vibración mecánica que se propaga en un fluido generando presiones de oscilación u ondas de presión. Dependiendo del tipo de fluido, de la intensidad y frecuencia con la que la energía acústica es aplicada se establecerán en el medio ondas continuas con posiciones nodales y antinodales (posiciones de baja y alta presión acústica, respectivamente). Para lograr la separación en el medio, la energía acústica debe ser aplicada a una intensidad y frecuencia optima para prevenir la cavitación en el sistema [5].



La fuerza primaria resultante de la energía acústica aplicada es la fuerza de radiación “ F_r ”, la cual se propaga en dirección de la onda de sonido y genera la propagación de las oscilaciones de partículas (vibración mecánica) en el fluido. También, se generan en el medio fuerzas secundarias como las fuerzas de Bernoulli que crean gradientes de presión entre las partículas, permitiendo la aglomeración de burbujas y mayores tamaños de éstas, que incrementan la flotabilidad, logrando una separación más eficiente del gas de la mezcla [5].

El principio de separación de estos equipos es la generación de ondas ultrasónicas de forma continua, generalmente mediante una placa inclinada (transmisor) que crea la aglomeración de burbujas y aumento de la flotabilidad (ver Fig. 12), principios claves en el proceso de separación [24]. Estos equipos además, pueden constar de un conjunto transmisor – reflector uno opuesto al otro colocados en la línea del flujo gas-líquido, que generan vibración mecánica mediante ondas ultrasónicas generalmente en un rango de frecuencia entre 20kHz – 800kHz, dichos dispositivos poseen alabes resistentes entre el transmisor y el reflector que permiten separar el volumen total, de esta forma la acción acústica es aplicada a un espacio reducido que evita la vibración entre los volúmenes y aumenta la eficiencia de la onda en el medio [5]. En la Fig. 13 se observan las dos configuraciones de estos equipos ultrasónicos en línea.

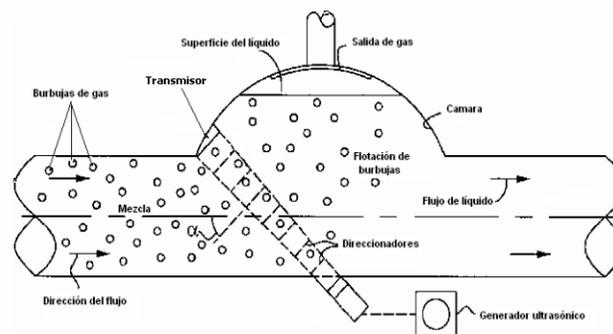


Fig. 12. Separador ultrasónico con transmisor inclinado [24].

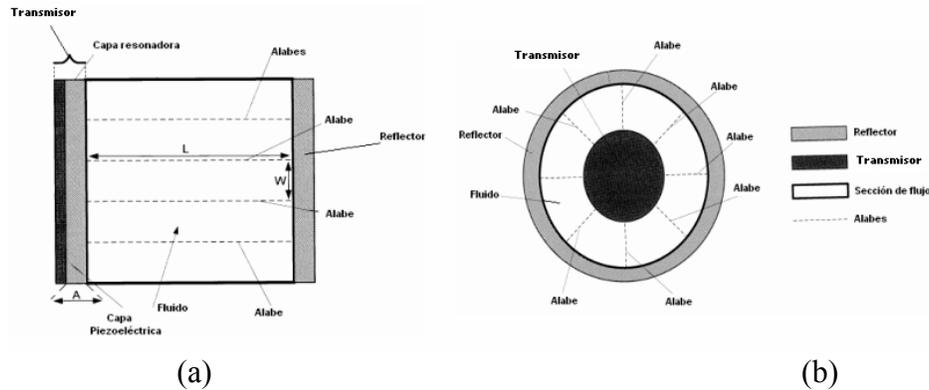


Fig. 13. (a) Separador ultrasónico de sección cuadrada; (b) Separador ultrasónico de sección anular [5]

d) Separador de Junta en “T”

Las juntas en “T” son equipos utilizados para la separación de mezclas gas-líquido. Las fases presentes en dichas mezclas (generalmente mal distribuidas) al pasar a través de estas juntas se dividen, generando de este modo una corriente rica en gas y otra rica en líquido. Por lo general no se obtiene una separación total, es por esa razón que estos equipos deben estar colocados aguas arriba de otras unidades de separación, para así obtener corrientes de gas y de líquido completamente libres. Su configuración es básicamente una tubería horizontal y una bifurcación perpendicular a esta (ver Fig. 14). Las principales ventajas de estos equipos son su tamaño compacto y los mínimos sistemas de control requeridos, lo cual se traduce en disminución de costos de fabricación, operación y mantenimiento.

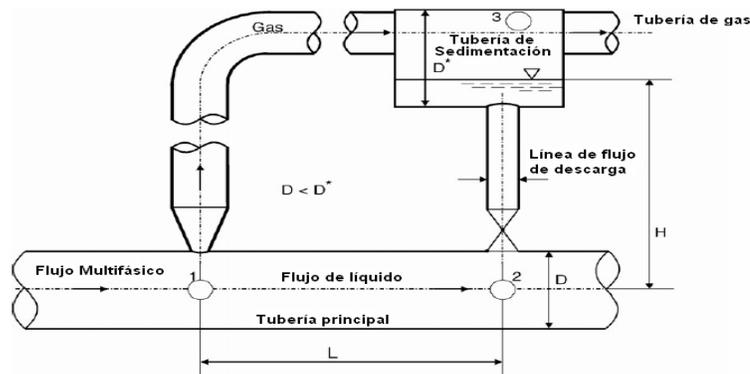


Fig. 14. Diagrama esquemático de un sistema de separación dinámica con junta en “T” [25].



Estos equipos son ideales para homogeneizar las mezclas gas-líquido, y generalmente son utilizados para fluidos de baja viscosidad [26]. Según su aplicación, existen 3 configuraciones: vertical, horizontal y horizontal con inclinación (ver Fig. 15). Los atributos de las juntas en “T” verticales con respecto a las horizontales tienen que ver con la gravedad. Esto debido a la disminución de la cantidad de gotas que se mueven con la fase gas hacia la bifurcación producto del incremento de la fuerza de gravedad en la junta [27].

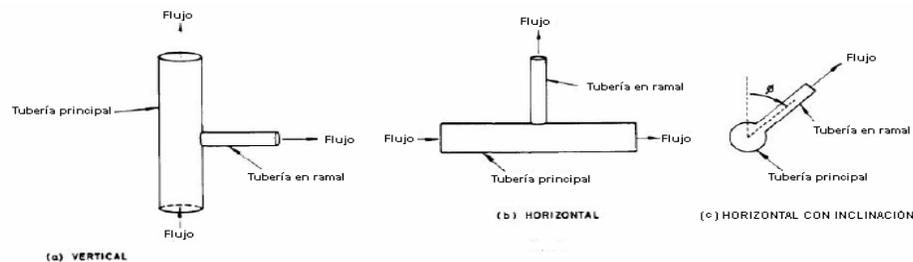


Fig. 15. Juntas en “T”. (a) Vertical. (b) Horizontal. (c) Junta horizontal con inclinación de la bifurcación (Azzopardi and Whalley 1982).

e) Separadores Atenuadores de Flujo Tapón “Slug Catchers”.

Un atenuador de flujo tapón es un equipo utilizado para la separación primaria de gas y líquido. Usualmente localizado al final de tuberías y a la entrada de los separadores de producción. El patrón de flujo que normalmente maneja es flujo intermitente tapón “slug flow”, el cual se caracteriza por un flujo alternado de gas y líquido, que resulta en una amplia fluctuación del caudal a la entrada del mismo [28].

Bajo condiciones de flujo tapón pueden ser utilizados dos tipos de atenuador de flujo tapón, el tradicional equipo convencional y el multitubos, mostrados en la Fig.16 y Fig.17. El convencional básicamente se usa para aplicaciones de espacio limitado, por ejemplo, en costa afuera, mientras que el tipo tubos de separación es utilizado en tuberías de gran diámetro y longitud. El atenuador de flujo tapón multitubos se utiliza generalmente por dos razones: la primera, es de bajo costo cuando se manejan grandes volúmenes de líquido, y la segunda, que aunque se



requiere mayor espacio para la instalación comparado con el convencional, causa menores problemas operacionales [29].

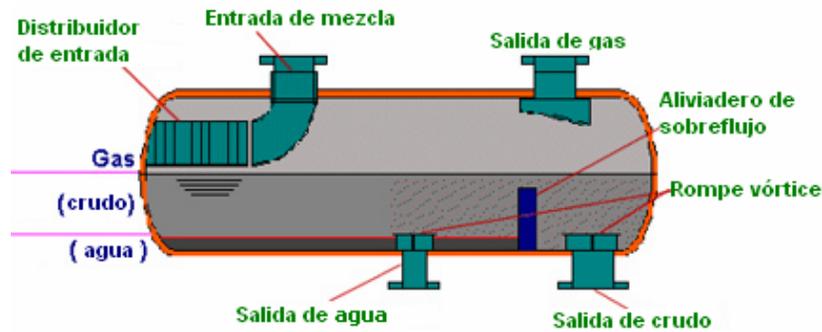


Fig. 16. Separador “Slug Catcher” convencional. [Independent Technology Ltd]

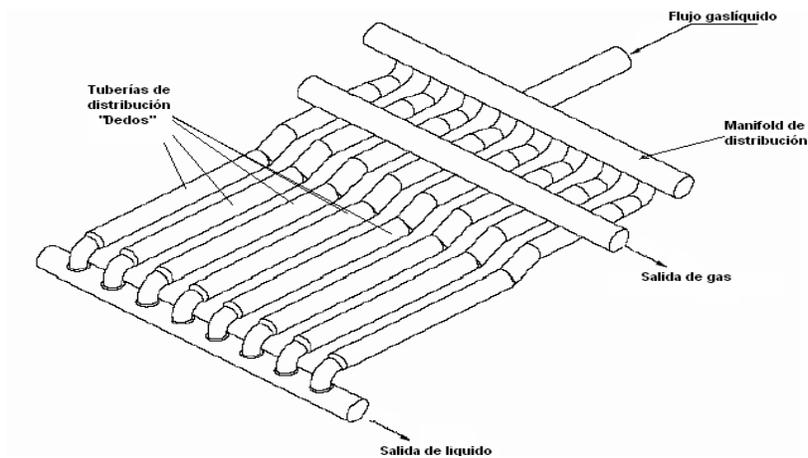


Fig. 17. Separador “Slug Catcher” tipo dedos. [30]

El diseño del atenuador de flujo tapón convencional se realiza a partir del mismo principio de sedimentación gravitacional desarrollado en los equipos horizontales convencionales. Por lo que, el principal interés radica en el diseño de los equipos multitubos, para lo cual es necesario realizar un estudio analítico para la predicción de sus dimensiones.



Los atenuadores de flujo tapón multitubos son básicamente hileras de tuberías en paralelo cuyo propósito es reducir la velocidad del fluido de entrada mediante el incremento del área disponible para el flujo de los fluidos, de tal manera de promover un patrón de flujo estratificado y producir la separación de las fases gas y líquido. Estos equipos de separación generalmente son diseñados a las condiciones más críticas de flujo en las corrientes de producción. Estas condiciones generalmente están dadas por el patrón de flujo intermitente, el cual se puede subdividir en patrón de flujo tapón y flujo burbuja alargada. El flujo tapón tiene alta probabilidad de ocurrencia en la industria petrolera, especialmente para el transporte de crudos pesado (CP) [31]. Por lo tanto, la predicción de las características de flujo tapón es esencial para un óptimo, eficiente y seguro diseño de los atenuadores de flujo tapón como equipos de separación gas – líquido.



CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO

Para realizar este trabajo de investigación se estableció un procedimiento que proporcionó las estrategias que permitieron alcanzar los objetivos trazados. Este procedimiento involucra un nivel y diseño de la investigación los cuales se describen a continuación.

3.1. Nivel de la investigación

De acuerdo con los objetivos planteados, este trabajo especial de grado se puede definir como un trabajo tanto de tipo exploratorio como de tipo proyecto factible. Es exploratorio debido a que está fundamentado en la investigación de una propuesta de poco conocimiento o estudio en las asignaturas del departamento de térmicas de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Carabobo, y es un proyecto factible ya que busca mejorar el proceso de separación de fases líquida y gaseosa en campos donde se producen CP de la industria petrolera nacional. Este proyecto permite desarrollar una propuesta para la separación de mezclas gas – líquido, donde los líquidos son de alta viscosidad. Líquidos que por sus características se extraen de yacimientos de crudos pesados y extrapesados y que están dentro de las mayores reservas de nuestro país y el mundo. En este sentido, el desarrollo y mejoras de tecnologías para el manejo de estos crudos es tema fundamental en el desarrollo de investigaciones llevadas por PDVSA-Intevep.

3.2. Diseño de la Investigación

En esta sección se presentan los pasos o fases a seguir para cumplir con el objetivo principal de la investigación, estas fases establecen la metodología utilizada para el cumplimiento de cada uno de los objetivos planteados al inicio del proyecto.



- **Fase 1:** Revisión bibliográfica: constituye la base de la investigación y consiste en la búsqueda y revisión tanto nacional como internacional de documentos técnicos relacionados a la separación gas-líquido en hidrocarburos.
- **Fase 2:** Identificación de las tecnologías de separación: en esta fase se identifican las tecnologías de separación gas-líquido que se adapten a las condiciones del proceso a evaluar (líquidos de alta viscosidad).
- **Fase 3:** Selección de tecnologías: en esta fase se selecciona la tecnología a desarrollar mediante un método de selección. Este método debe generar la mejor propuesta para la separación gas-líquido a ser desarrollada de forma conceptual.
- **Fase 4:** Identificación y selección de modelos matemáticos: en este punto se realizará un estado del arte, que consiste en una búsqueda y posterior análisis de documentos técnicos en las principales bases de datos a nivel mundial con el fin de seleccionar las correlaciones y modelos matemáticos (experimentales o mecanicista) necesarios para definir las características de diseño del equipo de separación.
- **Fase 5:** Herramienta de simulación: definidas las correlaciones y modelos matemáticos a utilizar, se desarrollará una herramienta de simulación que permita predecir las características de diseño de la tecnología de separación gas-líquido.
- **Fase 6:** Plan de desarrollo: en esta fase se realizará el plan de desarrollo (propuesta experimental) de un prototipo de separación gas-líquido a ser evaluado en las instalaciones experimentales de PDVSA. Intevep.
- **Fase 7:** Análisis de costos: en esta última fase se realizará el análisis de costos del plan de desarrollo propuesto, dicho análisis busca establecer la factibilidad de implementación de la tecnología de separación gas - líquido viscoso propuesta.



CAPÍTULO IV. DESARROLLO

En este capítulo se desarrolla el procedimiento que conlleva al diseño conceptual de un equipo de separación gas – líquido para crudos de alta viscosidad, este diseño se realizó a partir del trabajo de inteligencia tecnológica desarrollado por Manzanilla [16]. Cada uno de los aspectos que cubren el desarrollo experimental de este trabajo de grado se muestran a continuación:

4.1. Selección de la tecnología de separación gas–líquido.

4.1.1. Fundamentos de la selección

En el trabajo de inteligencia tecnológica (IT) desarrollado por Manzanilla [16] se realizó un análisis de tendencia tanto nacional como internacional de las diferentes tecnologías en separación gas-líquido viscoso, este análisis estuvo dirigido a tecnologías desarrolladas entre los años 1952 - 2007 y enfocado a la identificación de procesos, equipos y modelos matemáticos. Para la IT se hizo una revisión de diversas publicaciones disponibles en las bases de datos de PDVSA-Intevep: Engineering Village, SPE (Society of Petroleum Engineers), EBSCO HOST y Science Direct, y en los principales buscadores de la Web.

Las tendencias de separación gas-líquido en CP/XP obtenidas en este trabajo se muestran en la Fig. 18, cabe destacar que estas tendencias están referidas a equipos de separación mecánica que no involucran separación centrífuga, esto debido a la limitación de funcionamiento en los equipos centrífugos con corrientes de elevadas viscosidades. Las tendencias de separación gas-líquido en la actualidad van referidas hacia el uso de procesos combinados, en los que se adapta equipos acondicionadores de mezcla (pre-separadores) a la línea de producción y a la entrada de equipos convencionales para elevar el rendimiento de separación en los procesos existentes [16].

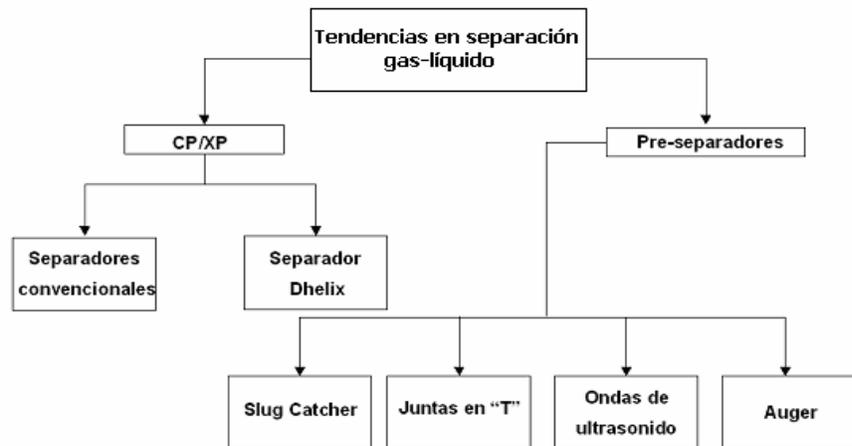


Fig. 18. Tecnologías de separación gas-líquido en CP/XP.

De este análisis de tendencia, Manzanilla [16] propone dos tecnologías clasificadas como de pre-separación (separación parcial). Siendo éstas las correspondientes a equipos de ultrasonido y atenuadores de flujo tapón “slug catcher”. En este trabajo, se recomienda el uso combinado de cualquiera de estas dos tecnologías con los equipos de separación convencional, y del mismo modo, se propone su evaluación de forma individual para observar sus comportamientos en la separación con crudos de alta viscosidad.

A partir de este análisis de tendencias se realizó la selección entre las dos tecnologías de separación parcial propuestas por Manzanilla [16], la cual permitió establecer la mejor solución a desarrollar:

4.1.2 Selección de la tecnología

La selección de la mejor tecnología de separación gas-líquido a ser evaluada a lo largo de este proyecto de investigación se llevó a cabo a través del método de ponderación de criterios y soluciones propuesto por Vilchez [32], el cual se presenta con mayor detalle en el apéndice A.



El método mencionado anteriormente se basa en el establecimiento de las llamadas especificaciones de diseño, las cuales permiten armonizar las relaciones entre el equipo a diseñar y los otros sistemas que intervienen en el proceso. Dichas especificaciones se pueden englobar en dos puntos: de acuerdo a los sistemas interactuantes y de acuerdo a los procesos involucrados (ver apéndice A), los cuales producen los criterios y restricciones necesarios para el desarrollo del método de selección, mostrado a continuación:

a) Alternativas o probables soluciones a ser evaluadas

- ✓ 1^{era} alternativa (PS)₁: Equipo de ultrasonido
- ✓ 2^{eda} alternativa (PS)₂: Equipo atenuador de flujo tapón “slug catcher”

b) Especificaciones de diseño

b.1) De acuerdo a los sistemas interactuantes

- Especificaciones provenientes del sistema básico

- ✓ Alta eficiencia en la separación de fases (criterio): está referido a cuan libre sale una fase de la otra en el equipo.

- Especificaciones provenientes del sistema ambiental.

- ✓ Facilidad de superficie (criterio): tiene que ver con la cantidad de elementos que pueden ser adicionados al equipo para mejorar sus características de funcionamiento. También, se incorporan otros principios de funcionamiento y la aplicación de métodos de transporte, tales como: métodos de dilución, adición de calor y aditivos químicos, entre otros.

- Especificaciones provenientes de la fuente de energía

- ✓ Flujo de líquido altamente viscoso (>200 cP) (criterio): el flujo de líquido a la entrada del equipo debe ser altamente viscoso, con lo cual el equipo debe estar en la capacidad de manejar estas condiciones de flujo.



✓ Fase continua líquida (criterio): la mezcla bifásica a manejar por el equipo debe tener al líquido como fase continua y al gas como fase dispersa, es decir, que el flujo de trabajo es una corriente de líquido con gas disuelto.

b.2) De acuerdo a los procesos involucrados

- Especificaciones referidas al proceso de diseño

✓ Complejidad de diseño (criterio): se relaciona con el grado de dificultad que conlleva el diseño del equipo, lo cual se traduce en tiempo para el diseño.

- Especificaciones referidas al proceso de manufactura

✓ Complejidad de fabricación (restricción): está relacionado con la dificultad de fabricación del equipo para su comercialización, esto se traduce en incrementos en los costos de manufactura.

- Especificaciones referidas al proceso de operación

✓ El principio de separación no puede ser netamente centrífugo (restricción).

✓ Tiempo de residencia (criterio): está referido al tiempo de permanencia de la mezcla dentro del equipo para que ocurra la separación de las fases.

✓ Inestabilidad de operación (criterio).

✓ Niveles de control de proceso (criterio): se refiere a la cantidad de dispositivos a utilizar para la medición y control de las variables de proceso.

c) Aplicación de restricciones

De las especificaciones de diseño desarrolladas anteriormente se desglosan un total de dos restricciones:

1. Complejidad de fabricación.
2. El principio de separación no puede ser netamente centrífugo.



La aplicación de estas restricciones a las probables soluciones se muestra en la Tabla 1.

Tabla 1. Aplicación de restricciones.

		Posibles soluciones	
		(PS) ₁	(PS) ₂
Restricciones	(1)	Si	Si
	(2)	Si	Si

La aplicación de restricciones a las probables soluciones estuvo fundamentada de la siguiente manera: respecto a la complejidad de construcción, ésta tiene que ver con la factibilidad de fabricación de la tecnología. En este sentido, ambas tecnologías cumplen con esta restricción, ya que la configuración geométrica de ambos equipos permite su fabricación a escala comercial, es decir, son equipos de baja complejidad de fabricación. Estas configuraciones se pueden apreciar en las Fig. 12, Fig. 13, Fig. 16 y Fig. 17.

En lo que respecta al principio de separación, los equipos ultrasónicos basan su principio en ondas de sonido, además de ello pueden utilizar microondas [33] y principios centrífugos para complementar su funcionamiento en la separación de fases [34], con lo cual pueden trabajar con altas viscosidades de líquido. Por otra parte, los atenuadores de flujo tapón trabajan bajo el principio de sedimentación gravitatoria, el mismo principio de los equipos convencionales, tal como lo mencionan Sarica *et al.* [6]. De esta forma ambas tecnologías cumplen con las restricciones por lo que es necesario aplicar los criterios de diseño a las probables soluciones, tal como sigue:

d) Aplicación de criterios

De igual forma, a partir de las especificaciones de diseño se determinaron un total de ocho criterios, mostrados a continuación:

- ✓ Alta eficiencia en la separación de fases (C_1)



- ✓ Facilidad de superficie (C_2)
- ✓ Flujo de líquido altamente viscoso (C_3)
- ✓ Fase continua líquida (C_4)
- ✓ Complejidad de diseño (C_5)
- ✓ Tiempos de residencia (C_6)
- ✓ Inestabilidad en la operación (C_7)
- ✓ Niveles de control de proceso (C_8)

La aplicación de los criterios está clasificada en tres etapas, donde la última representa el punto final del método de selección y definirá la tecnología de separación gas-líquido a desarrollar.

d.1) Etapa 1: Ponderación de criterios

La ponderación se realizará según el orden de importancia de los criterios de diseño a evaluar, en este sentido, debido a que se consideran ocho criterios se tomará un rango del 1-8 para la ponderación, donde el mayor valor corresponderá al criterio de mayor relevancia. La ponderación de criterios (PC) se observa en la Tabla 2.

Tabla 2. Ponderación de criterios.

		Criterios Ponderados
C r i t e r i o	(C_1)	$(PC)_1 = 7$
	(C_2)	$(PC)_2 = 2$
	(C_3)	$(PC)_3 = 8$
	(C_4)	$(PC)_4 = 5$
	(C_5)	$(PC)_5 = 3$
	(C_6)	$(PC)_6 = 6$
	(C_7)	$(PC)_7 = 4$
	(C_8)	$(PC)_8 = 1$

La ponderación de los criterios estuvo regida por el orden de importancia de cada uno de ellos sobre los requerimientos de diseño de la tecnología gas-líquido a evaluar.



d.2) Etapa 2: Ponderación de las probables soluciones de acuerdo a cada criterio

Desarrollada la primera etapa, se realiza la ponderación a las probables soluciones (ver apéndice A). Debido a que se consideran sólo dos tecnologías, la escala numérica para la evaluación estará en el rango de 1-2, al comparar estos valores con cada criterio (C_1, C_2, \dots, C_8), tomará el mayor valor la solución que mejor se adapte a dicho criterio. La ponderación de soluciones se muestra en la Tabla 3..

Tabla 3. Ponderación de soluciones.

	Criterios de diseño							
	(C ₁)	(C ₂)	(C ₃)	(C ₄)	(C ₅)	(C ₆)	(C ₇)	(C ₈)
PS _{1n}	1	2	2	2	1	1	1	1
PS _{2n}	2	1	1	1	2	2	2	2

En la Tabla 4, se realiza la comparación de las probables soluciones con cada uno de los criterios de diseño, con el fin de justificar la ponderación antes mostrada. Es preciso destacar que la ponderación de soluciones estuvo fundamentada en las principales conclusiones encontradas en la literatura.

Tabla 4. Justificación de la ponderación de soluciones

		Probables soluciones	
		“Atenuadores de Flujo Tapón”	“Ultrasonido”
C R I T E R I O S	(C ₁)	Buen comportamiento en separación de fases debido a su principio de sedimentación gravitacional [6].	Genera la separación de fases mediante la aglomeración de burbujas de gas, pero depende de un gran número de variables por lo que el porcentaje de separación es alternado [5].
	(C ₂)	Generalmente es necesaria la intervención de métodos de transporte para facilitar la separación de fases.	Pueden trabajar en conjunto con otros principios de separación como centrifugación [34], y microondas para facilitar la separación [33].
	(C ₃)	El uso de estos equipos está referido a fluidos de baja viscosidad [35].	Se ha reportado el uso de estos equipos con fluidos de alta viscosidad [36].

Continuación Tabla 4. Justificación de la ponderación de soluciones



C R I T E R I O S	(C ₄)	Se han reportado excelentes comportamientos en operaciones de gas condensado (fase continua gas) [35].	Los mejores comportamientos de estos equipos se observan con fluidos de fase continua líquida [24], [37], [5].
	(C ₅)	Su diseño está fundamentado en la transición de patrones de flujo tapón - a flujo estratificado [35].	El diseño de estos equipos es altamente complejo ya que involucra una gran cantidad de dispositivos que deben estar sincronizados para permitir la separación de las fases. [5].
	(C ₆)	Son equipos que emplean bajos tiempos de residencia por lo que son utilizados en el manejo de grandes volúmenes de líquido [29].	Generalmente son necesarios altos tiempos para que se produzca el efecto de las ondas sobre el fluido [5], [33].
	(C ₇)	Las operaciones de estos equipos son altamente confiables, es decir, genera excelente estabilidad operacional [29].	Generalmente en estos equipos se crean implosiones de burbuja de gas en el equipo de equipo que generan cavitación, produciendo así una gran inestabilidad operacional [38].
	(C ₈)	Requieren bajos niveles de control de proceso.	Requieren de controles automáticos para asegurar la eficiencia de separación de fases [5].

d.3) Etapa 3: Ponderación final de soluciones.

Como se mencionó anteriormente, la etapa 3 representa el paso final del método de selección de ponderación de criterios y soluciones propuesto por Vilchez [32], la cual define la tecnología gas-líquido a desarrollar. Esta etapa se basa en una operación algebraica que toma en consideración las dos etapas anteriores, y no es más que la sumatoria de cada criterio ponderado por la ponderación de soluciones respecto a cada criterio (ver apéndice A).



La probable solución que genere la mayor sumatoria constituirá la solución más óptima a ser desarrollada. La aplicación de la ponderación final de soluciones a cada probable solución se muestra a continuación:

d.3.1) Probable solución 1 (PS)₁ “Equipo ultrasónico”

$$(7)(1) + (2)(2) + (8)(2) + (5)(2) + (3)(1) + (6)(1) + (4)(1) + (1)(1) = 51$$

d.3.2) Probable solución 2 (PS)₂ “Atenuador de flujo tapón (slug catcher)”

$$(7)(2) + (2)(1) + (8)(1) + (5)(1) + (3)(2) + (6)(2) + (4)(2) + (1)(2) = 57$$

Mediante el método de ponderación de criterios y soluciones la mejor solución a ser evaluada es la número 2. De este modo, el diseño conceptual será realizado para el equipo atenuador de flujo tapón “slug catcher”.

Para realizar el diseño conceptual al equipo seleccionado es preciso detallar el tipo de equipo atenuador a ser desarrollado (atenuador de flujo tapón convencional ó multitubos). En este sentido, como se mencionó en el capítulo 2, el equipo multitubos muestra bajos costos cuando se manejan grandes volúmenes de líquido, y además causa menores problemas operacionales [29]. Por lo que, de acuerdo a estas premisas, el atenuador de flujo tapón multitubos resulta ser el equipo más idóneo, y por tal motivo será el equipo a desarrollar a lo largo de la investigación.

4.2. Identificación y selección de correlaciones y modelos matemáticos

Para identificar y seleccionar las correlaciones y modelos matemáticos necesarios para el diseño conceptual del equipo atenuador de flujo tapón multitubos, se identificaron cuatro zonas de interés (zonas de estudio), descritas en la Fig. 19. Estas zonas corresponden a la sección de entrada (zona 1), la sección o zona de transición intermitente - estratificado (zona 2) y finalmente la sección de salida de gas y líquido, zona 3 y 4, respectivamente.

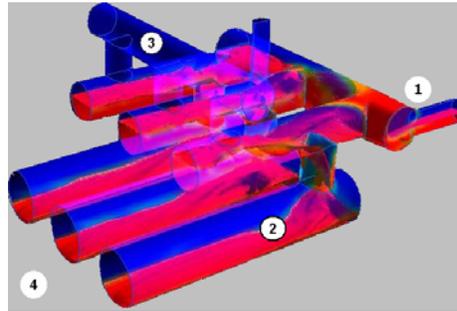


Fig. 19. Principales secciones o zonas de estudio en un atenuador de flujo tapón multitubos [39].

Para definir cada una de estas zonas de interés, es necesario destacar los fundamentos para el diseño del atenuador de flujo tapón multitubos, los cuales son presentados por Sarica *et al.* [6], quienes plantean un desarrollo analítico para el dimensionamiento de estos equipos. Sus estudios están fundamentados en el efecto del diámetro y ángulo de inclinación de los tubos de separación sobre el borde de transición entre el flujo tapón “slug flow” y flujo estratificado “stratified flow”.

Según Sarica *et al.* [6], un diseño apropiado de un atenuador de flujo tapón multitubos requiere de información previa relacionada con las características del flujo a las condiciones de entrada del equipo (zona 1), estas características permitirán determinar el volumen de líquido que puede manejar el equipo, la longitud requerida y el ángulo óptimo de inclinación aguas abajo de los tubos de separación del equipo.

Con el objetivo de identificar y seleccionar las principales correlaciones y modelos matemáticos a utilizar para la predicción de las características de flujo intermitente (tapón) a la entrada del equipo (zona 1 de estudio), se realizó la búsqueda y revisión de los principales trabajos de investigación relacionados con esta área de estudio. Esta revisión bibliográfica mostrada en el apéndice B, está referida al estudio de las características de los tapones producidos únicamente por los cambios en las condiciones de flujo (tapones hidrodinámicos), es decir, este estudio no considera aquellos tapones que son producidos por la topografía del terreno, operaciones de raspado de tuberías, entre otros (ver apéndice B).



De esta identificación de correlaciones y modelos matemáticos, se seleccionaron para la caracterización del flujo tapón en tuberías aquellas expresiones cuyos estudios están guiados al tratamiento de fluidos de alta viscosidad, mostradas en la tabla 5. Estas expresiones permitirán establecer un mejor dimensionamiento del atenuador de flujo tapón multitubos a diseñar.

Tabla 5. Ecuaciones que definen las características de flujo tapón hidrodinámico

Autor	Características	Ecuaciones
Gregory <i>et al.</i> (1978)	Fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el cuerpo del tapón para viscosidades menores a 500 cP	$H_{LLS} = \frac{1}{1 + \left(\frac{v_M}{8,66}\right)^{1,39}}$
Ortega [31]	Fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en la burbuja de Taylor	$H_{LTB} = \frac{(v_{TB} - v_L) \cdot H_{LLS}}{v_{TB}}$
Beggs [11]	Fracción de vacío	$\alpha_S = 1 - H_{LLS}$
Ortega [31]	Longitud de tapones de líquido	$L_S = \frac{L_f}{\frac{v_L \cdot H_{LLS}}{v_{SL}} - 1}$
Nicklin (1962)	Velocidad traslacional	$v_{TB} = C v_M + v_D$
Bendiksen <i>et al.</i> (1984)	Velocidad de derivación	$v_D = (v_D)_{horizontal} \cdot \cos(\beta) + (v_D)_{vertical} \cdot \sin(\beta)$
Benjamin (1968)	Velocidad de derivación en flujo horizontal	$(v_D)_{horizontal} = 0,54\sqrt{gD}$
Davies y Taylor (1950)	Velocidad de derivación en flujo vertical	$(v_D)_{vertical} = 0,35\sqrt{gD}$
Ortega [40]	Parámetro empírico de distribución de velocidad	$C = \frac{2,0}{1 + \left(\frac{Re_L}{Re_{CL}}\right)^2} + \frac{1,20}{1 + \left(\frac{Re_{CL}}{Re_L}\right)^2}$
Colmenares <i>et al.</i> [41]	Frecuencia de tapones	$f_S = \frac{v_{TB}}{L_U}$



Otro punto de gran interés a considerar en la zona 1 (entrada del equipo) son los flujos volumétricos de gas y líquido instantáneo que debe manejar el atenuador de flujo tapón a diseñar, en este sentido Miyoshi *et al.* [35], desarrollaron las correlaciones matemáticas necesarias para la predicción de estas tasas volumétricas de flujo, ecuaciones 4.1 y 4.2 para líquido y gas, respectivamente. Este desarrollo fue llevado a cabo asumiendo que todas las burbujas pequeñas presentes en el tapón se desplazan con su misma velocidad.

$$Q_{insL} = v_{Mins} A_p H_{LLS} \quad (4.1)$$

$$Q_{insG} = v_{Mins} A_p (1 - H_{LLS}) \quad (4.2)$$

Para determinar el volumen de líquido que puede acumular el atenuador de flujo tapón, Sarica *et al.* [6] describen que éste puede obtenerse con un balance de masa entre la entrada y salida del equipo, tal como se muestra:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Tasa de líquido} \\ \text{a la entrada} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Tasa de líquido} \\ \text{a la salida} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Tasa de líquido} \\ \text{acumulado} \end{array} \right] \quad (4.3)$$

Donde la tasa de líquido a la entrada del equipo se obtiene de la correlación desarrollada por Miyoshi *et al.* [35] (ecuación 4.1), el flujo de líquido a la salida, es el flujo volumétrico de líquido descargado por el equipo, el cual dependerá del tamaño de las válvulas de control a la salida del mismo.

A partir de este balance de masa Sarica *et al.* [6], señalan que el volumen de líquido máximo que puede acumular el equipo puede ser obtenido mediante la ecuación 4.4.

$$V_{acum} = tp_{LS} * Q_{acum} = \frac{L_{SIMAX}}{v_{TB}} [v_M H_{LLS} A_p - Q_{desc.}] \quad (4.4)$$



Donde t_{sp} representa el tiempo transcurrido durante la producción del tapón, y está constituido por el cociente entre la longitud máxima de tapones y la velocidad traslacional.

Para lograr la separación de las fases gas y líquido en el atenuador de flujo tapón a diseñar es necesario que la corriente bifásica dentro del equipo esté segregada (estratificada), esta segregación favorece la separación del flujo de gas de la mezcla bifásica. Por lo tanto, si existiera un patrón de flujo intermitente (tapón) llegando al equipo es indispensable que se produzca la transición hacia un patrón de flujo estratificado. Este fenómeno ha sido estudiado y está enmarcado en la denominada transición estratificado - no estratificado, la cual se describe con mayor detalle en el apéndice C.

Por lo mencionado anteriormente, la sección de mayor relevancia en el diseño del equipo es la zona de transición (zona 2) entre el patrón de flujo intermitente (tapón) y el patrón de flujo estratificado, ya que esta permitirá fijar las principales características geométricas del equipo a diseñar [6].

En los últimos años muchos investigadores han abocado sus esfuerzos a observar y determinar el comportamiento de las transiciones entre patrones de flujo para diferentes ángulos de inclinación en tuberías, a partir de estas investigaciones se han desarrollado diferentes modelos matemáticos que permiten predecir estas características del proceso.

Para elegir el modelo matemático (criterio) a utilizar, se realizó una revisión bibliográfica de los principales trabajos de investigación referentes al área (ver apéndice C), con el fin de determinar el modelo matemático que mejor se adapta a nuestros requerimientos (flujos de líquido mayores a 200 cP).

De este análisis bibliográfico se encontró que el criterio que tiene mejor comportamiento para predecir en la transición estratificado-no estratificado es el



modelo desarrollado por Barnea y Taitel [42], el cual está fundamentado en el análisis de inestabilidad de onda de Kelvin-Helmholtz para flujos viscosos, VKH por sus siglas en inglés (ecuación 25C).

Para favorecer la segregación de la fases se pueden realizar diferentes variaciones geométricas en el equipo, tal como lo describe Sarica *et al.* [6], quienes señalan que la transición de flujo intermitente a flujo estratificado se puede lograr aumentando el diámetro de los tubos del atenuador de flujo tapón y/o introduciendo una inclinación aguas abajo de los mismos. Según los investigadores, estas deben ser las dos características geométricas a modificar para obtener flujo estratificado en el interior del equipo.

Dentro de este orden de ideas, el diámetro mínimo de los tubos de separación del atenuador de flujo tapón multitubos que genera la estratificación, debe ser determinado a partir del criterio de transición seleccionado [6]. En la Fig. 20 se puede apreciar un mapa de transiciones de patrones de flujo gas-líquido donde se muestra el punto de operación de una mezcla bifásica para la cual se genera la transición a estratificado en un atenuador de flujo tapón horizontal. El diámetro determinado en este punto de operación es el mínimo de los tubos a utilizar para el equipo.

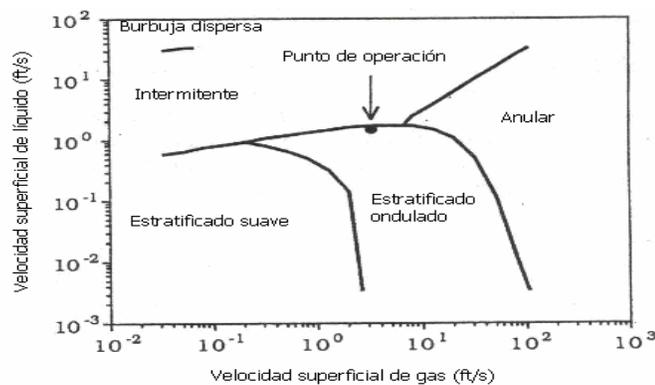


Fig. 20. Mapa de transición de flujo para un diámetro definido de un atenuador de flujo tapón horizontal [6].



Sarica *et al.* [6] señalan que debido a la naturaleza del flujo intermitente, los flujos volumétricos de gas y líquido dentro del equipo no permanecen constantes, variando significativamente cuando el tapón de líquido es producido. Por lo que, el diámetro calculado debe ser incrementado para asegurar la estratificación durante la producción del tapón de líquido. Una vez asegurada la estratificación, el espacio disponible y el costo deben ser los factores dominantes para el diseño del equipo.

Asimismo, Sarica *et al.* [6] describen que para el diseño del equipo deben ser definidos dos parámetros, la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento operacional y de transición. En este sentido, la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento operacional ($H_{L.oper}$) basada en los flujos volumétricos de gas y líquido promedio se calcula a partir de la ecuación de momentum combinado citada por Taitel *et al.* [43], bajo condiciones de flujo estratificado (ver apéndice C).

Esta ecuación de momentum combinado permite predecir la relación de la altura de líquido con respecto al diámetro a la cual se genera la estratificación (h_L/D). Tomando esta relación se calcula el $H_{L.oper}$ mediante una relación geométrica citada por Xiao *et al.* [44] (ecuación 4.5).

$$H_{L.oper} = \frac{\beta - \sin \beta}{2\pi} \quad (4.5)$$

Siendo:

$$\beta = 2 \cos^{-1} \left(1 - 2 \frac{h_L}{D} \right) \quad (4.6)$$

Donde h_L/D se obtiene de la ecuación de momentum combinada antes citada.

Para una velocidad superficial de gas (v_{sG}) dada, puede determinarse la velocidad superficial de líquido máxima a la que ocurre la estratificación (v_{sLmax}), usando el



modelo de transición seleccionado. La fracción volumétrica de líquido con deslizamiento obtenida bajo estas consideraciones es la de transición ($H_{L,tran}$) [6].

La diferencia entre la fracción volumétrica con deslizamiento de transición y operacional determina el volumen de líquido disponible que puede manipular el equipo [6].

En función de estas premisas, Sarica *et al.* [6] presenta la correlación que permite predecir la longitud de los tubos de separación del atenuador de flujo tapón multitubos (ecuación 4.7).

$$L_{TUBO} = \frac{V_{ACUM}}{A_{Tubo} [H_{L,tran} - H_{L,oper}]} \quad (4.7)$$

Según Sarica *et al.* [6], ésta metodología de diseño involucra dos consideraciones de sobre diseño. La primera, es que durante la producción del tapón de líquido, parte de este es desprendido hacia la zona de la película en la burbuja de Taylor, debido a la diferencia de velocidad entre el tapón y la burbuja, generando que el volumen de líquido acumulado sea menor al calculado en la ecuación 4.4. La segunda, es que se asume que el líquido en el equipo, previo a la producción del tapón, genera la mínima fracción de líquido con deslizamiento ($H_{L,oper}$). Sin embargo, el nivel de líquido en el equipo cae durante la producción de la burbuja por lo que el $H_{L,oper}$ calculado es mayor al mínimo obtenido durante la producción de la burbuja de Taylor.

Cabe destacar que la metodología presentada, está dada para un solo tubo de separación en el equipo, pero se pueden adaptar para varios tubos si la distribución de líquido a través de ellos es conocida. Generalmente, se calcula el caudal de líquido por tubo como el cociente entre el caudal que entra al equipo (caudal total) y el número de tubos de separación en el atenuador de flujo tapón (ecuación 4.8), esta consideración se realiza si los tubos de separación están uniformemente distribuidos.



$$Q_{Tubo} = \frac{Q_{Total}}{N^{\circ} Tubos} \quad (4.8)$$

Es importante destacar la influencia del diámetro de los tubos de separación y el ángulo de inclinación de los mismos sobre el volumen de líquido a manejar. En este sentido, Sarica *et al.* [6], señala que cuando se incrementa el diámetro del equipo, se incrementa el $H_{L,tran}$ mientras el operacional permanece casi constante (ver Fig. 21).

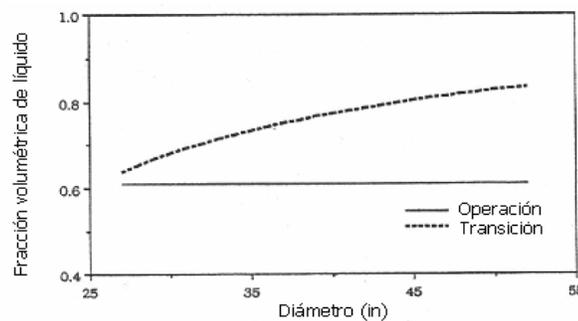


Fig. 21. Fracción volumétrica de líquido vs. Diámetro para un atenuador de flujo tapón horizontal [6].

Considerando que los tubos del equipo son inclinados hacia abajo la fracción volumétrica de líquido operacional disminuye significativamente, aun para pequeños ángulos de inclinación. El efecto del ángulo de inclinación sobre la fracción volumétrica de líquido de transición no es relevante, esto debido a que la velocidad real de gas de transición casi es constante para cualquier ángulo de inclinación en el equipo[6].

La disminución del $H_{L,oper}$ producto de la inclinación aguas abajo de los tubos, y el incremento del $H_{L,tran}$ debido al aumento en el diámetro de los mismos promueve la estratificación y contribuye a la reducción en la longitud requerida del equipo (ver ecuación 4.7). El efecto producido por el diámetro y el ángulo de inclinación de los tubos sobre la longitud del equipo se puede apreciar en la Fig. 22.

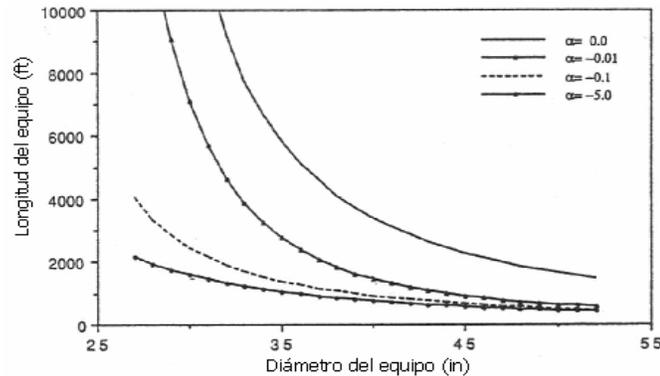


Fig. 22. Efecto del ángulo de inclinación y el diámetro de los tubos sobre la longitud del equipo [6].

De la revisión y análisis bibliográfico mostrado en el apéndice C se describen una serie de características referentes al comportamiento de las transiciones entre patrones de flujo en tuberías. De estas investigaciones se tiene que estas transiciones en fluidos viscosos deben ser analizadas mediante la metodología propuesta por Barnea y Taitel [42], la cual considera el uso simultáneo del análisis inestabilidad viscoso (VKH por sus siglas en inglés) y el no viscoso (IKH por sus siglas en inglés), donde el análisis viscoso (modelo de transición VKH) predice la transición hacia flujo estratificado, patrón de flujo de interés en nuestro estudio.

A partir de la investigación realizada (ver apéndice C) se tiene que la transición estratificado - no estratificado está fuertemente influenciada por el diámetro de la tubería y el ángulo de inclinación de la misma, tal como lo expresa Sarica *et al.* [6]. Sin embargo, en fluidos altamente viscosos se recomienda que la tubería este totalmente horizontal, ya que así se asegura la transición hacia flujo estratificado para cualquier rango de viscosidades. En inclinaciones positivas y negativas de la tubería, flujo ascendente y descendente, respectivamente, el patrón de flujo que generalmente se presenta es estratificado con ondas de gran amplitud en la interfase (Roll Waves), y para estas condiciones el criterio de transición viscoso no predice adecuadamente [45], [46],[47].



El patrón de flujo estratificado con ondas de gran amplitud producido mediante estas condiciones de flujo (ascendente y descendente), es poco deseable en los equipos de separación, ya que con este patrón de flujo se producen grandes arrastres de líquido hacia la corriente de gas debido a un fenómeno de entrampamiento producido por una rápida transferencia de momento del gas al líquido [48].

Todas estas consideraciones fueron tomadas para el desarrollo de la herramienta computacional, presentada mas adelante, la cual englobará todos estos aspectos de gran interés en el diseño para flujos altamente viscosos y permitirá predecir las dimensiones del atenuador de flujo tapón multitubos a proponer para una condición de operación determinada.

En lo que respecta a las zonas de salida de gas y líquido (zonas 3 y 4 de estudio), la metodología a desarrollar está fundamentada en el dimensionamiento de las boquillas (diámetros de tuberías de salida). El dimensionamiento de las boquillas de salida para las fases gas y líquido en separadores horizontales se rige por la norma PDVSA - 90616.1.027/MDP-03-S-03, en la cual la velocidad recomendada para el dimensionamiento de la boquilla de salida de gas, está dada por la ecuación:

$$V_{\text{Recomendada}} = \frac{60}{\sqrt{\rho_G}} \quad (4.9)$$

Donde ρ_G es la densidad del gas a T y P de operación. En tanto, que la velocidad recomendada para el dimensionamiento de la boquilla de salida de líquido es igual a 3 pies/s (sist. Ingles).

Conociendo los flujos volumétricos de las fases gas y líquido y tomando en consideración las velocidades recomendadas de salida antes mencionadas, es posible obtener los diámetros de las boquillas de salida de gas y líquido del equipo a diseñar.



4.3. Desarrollo de la herramienta computacional

4.3.1. Selección del programa

En el desarrollo de esta herramienta de simulación se utilizó el editor de macros de “Visual Basic 6.0.” de Microsoft Excel. Este componente de “Windows” fue utilizado debido a que permite combinar sus diferentes funciones (por ejemplo: creación de gráficos, combinación entre celdas) con el lenguaje basado en programación Basic, la cual es una poderosa herramienta en la creación de interfaces de usuario fáciles de comprender y usar.

4.3.2. Bases para la programación

Para desarrollar esta herramienta computacional se tomó como base los macros preparados por Eduardo Pereira en el 2001 para la construcción de las curvas de transición entre patrones de flujo y los preparados por Jorge Trujillo en el 2003 para el cálculo de las propiedades de los fluidos, estos fueron modificados y adaptados para realizar el diseño del atenuador de flujo tapón multitubos. Los algoritmos de cálculo de estos dos puntos no serán colocados debido a que es información confidencial de la empresa.

La herramienta de simulación abarca dos zonas de estudio, la línea de flujo o tubería de entrada al equipo y la zona de separación del equipo, ambas desarrolladas en diferentes hojas de cálculo.

El principio de diseño del atenuador de flujo tapón es el de separar las fases gas y líquido viscoso. Sin embargo, la herramienta computacional fue desarrollada para todo el rango de viscosidades que se pueden encontrar en las líneas de flujo. En este sentido, a partir del análisis documental desarrollado para observar el comportamiento de las transiciones entre patrones de flujo (ver apéndice C), se determinó que para bajas viscosidades inferiores a 100 cP, el modelo que mejor predice la transición hacia flujo estratificado es el desarrollado en 1976 por Taitel y Dukler [43] (ecuación 20C). Asimismo, para viscosidades mayores a 100 cP el



modelo basado en la inestabilidad de onda de Kelvin-Helmholtz para fluidos viscosos (VKH por sus siglas en inglés) presentado en 1993 por Barnea y Taitel [42], es el que mejor predice la transición hacia flujo estratificado, tal como se mencionó anteriormente. La aplicación de estos modelos de transición se observarán en los diagramas de flujo presentados mas adelante.

Otro punto que es necesario destacar, es que la herramienta computacional fue diseñada para determinar las dimensiones y características del equipo en las condiciones más críticas de flujo en las líneas, la cual corresponde a flujo tapón. Por lo tanto, se debe verificar la existencia de este patrón de flujo en la tubería para poder realizar el diseño del equipo, estas consideraciones se describen en el manual de uso.

4.3.3. Metodología de programación

La metodología de programación consiste en el desarrollo de la herramienta computacional (algoritmo) para la determinación de las características principales del atenuador de flujo tapón multitubos, esta metodología de programación está basada en las consideraciones de diseño presentadas en el aparte 4.2.

El programa desarrollado para el diseño del atenuador de flujo tapón sigue un algoritmo de cálculo que se presenta en el diagrama de flujo de la Fig. 23. La zona referida a la determinación del patrón de flujo tanto en la tubería como en el equipo que se presenta en este diagrama de flujo se muestra en la Fig. 24. La diferencia entre la zona de la tubería y la del equipo en la determinación del patrón de flujo corresponde al diámetro de entrada y a los flujos volumétricos de gas y de líquido (ver Fig. 23).

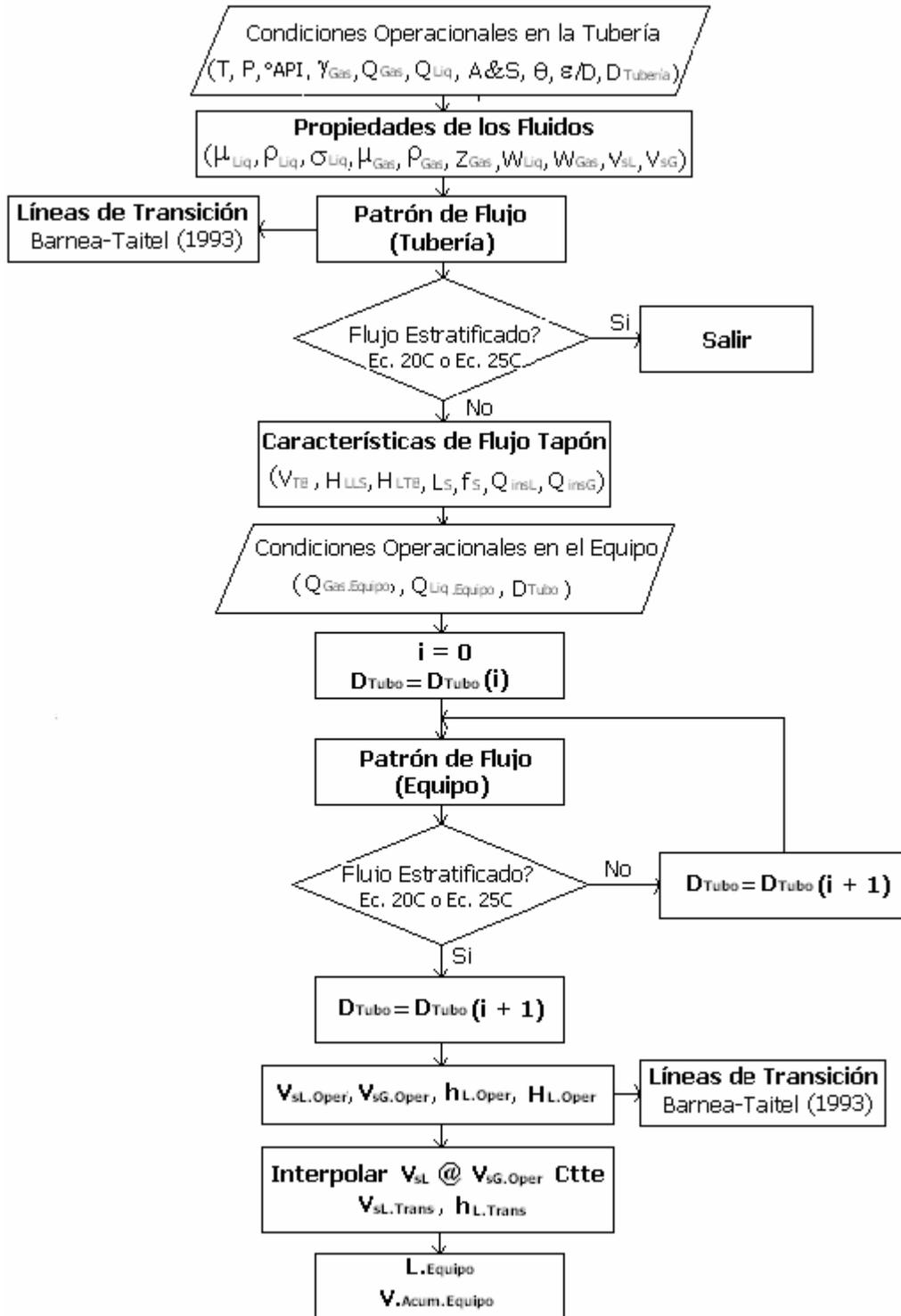


Fig. 23. Diagrama de flujo para determinar las características principales del atenuador de flujo tapón multitubos.

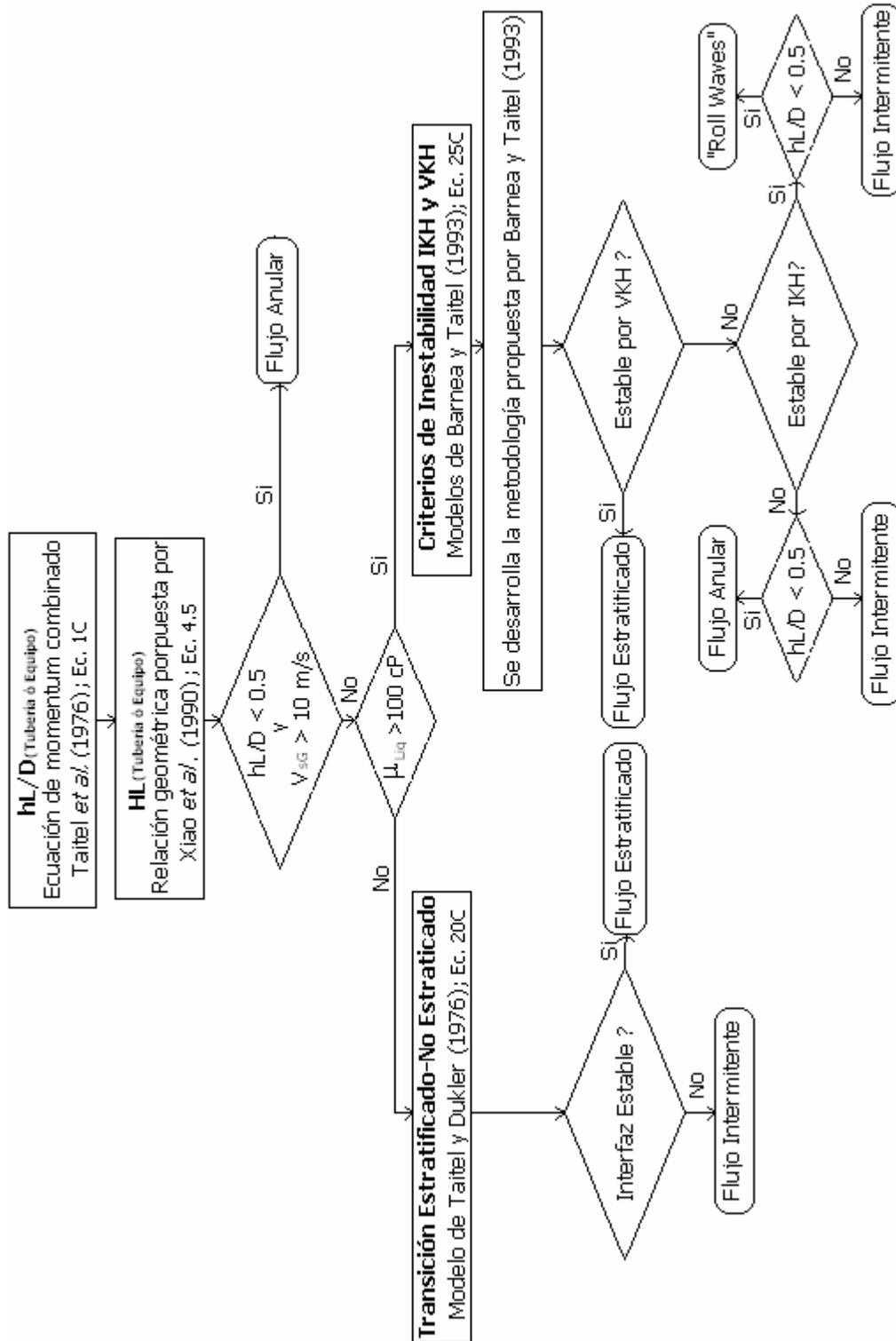


Fig. 24. Diagrama de flujo para determinar el patrón de flujo en la tubería o en el interior del equipo.



4.3.5. Manual de usuario del programa de diseño

El presente manual explica el procedimiento a seguir para la correcta utilización de la herramienta computacional que se usará en la predicción de las características principales del atenuador de flujo tapón multitubos a diseñar (D_{Equipo} , L_{Tubo} y V_{Acum}).

En los pasos siguientes se especificará en detalle y desde el punto de vista del usuario, el funcionamiento general de la herramienta computacional creada.

Paso 1. Se accede al programa y aparecerá la hoja de cálculo “Tubería”, en la cual se deben introducir los parámetros de las condiciones de operación de la línea de flujo, éstas pueden ser introducidas tanto en unidades en el sistema inglés como en el sistema internacional, tal como se observa en la Fig. 25.

Datos de operación					
1.	P	150	psia	1.034,217	kPa
2.	T	80	°F	26,67	°C
3.	°API	16,00		16,00	
4.	γ_{Gas}	0,8270		0,8270	
5.	Q_{Gas}	0,5686	ft ³ /s	0,0161	m ³ /s
6.	Q_{Liq}	0,0650	ft ³ /s	1,84E-03	m ³ /s
7.	D_{Tubo}	6	in	0,1524	m
8.	ε / D	3,00E-04		3,02E-04	
9.	A&S	30	%	30	%
10.	θ	0	°	0	°

Fig. 25 Introducción de parámetros en la hoja de calculo tubería

A continuación se describen cada uno de los parámetros o datos de operación:

1. Presión (psia)
2. Temperatura (° F)
3. Gravedad API del petróleo
4. Gravedad específica del gas
5. Flujo volumétrico del gas en millones de pies cúbicos estándar día (MMPCSD)
6. Flujo volumétrico de líquido en barriles por día (BPD)
7. Diámetro de la tubería



- 8. Rugosidad relativa de la tubería
- 9. Porcentaje de agua y sedimentos o corte de agua
- 10. Ángulo de inclinación

Paso 2. Se pulsa el botón de acción “calcular” y automáticamente la herramienta computacional calcula las propiedades de las fases gas y líquido (crudo + agua), las cuales pueden observarse en la Fig. 26.

		Propiedades			
Gravedad específica del crudo	γ_{Oil}	0,9593			
Densidad del crudo	ρ_{Oil}	59,45	lb/ft ³	952,3235034	kg/m ³
Densidad del líquido	ρ_{Liq}	60,30	lb/ft ³	965,8615421	kg/m ³
viscosidad del líquido	μ_{Liq}	650	cP	0,650258506	Pa*s
Tensión superficial del crudo	σ_{Oil}	52,0	dina/cm	0,052007932	N/m
Tensión superficial del agua	σ_w	68,1	dina/cm	0,068102535	N/m
Tensión superficial del líquido	σ_{Liq}	56,8	dina/cm	0,056836313	N/m
Factor de compresibilidad del gas	Z_{Gas}	0,97			
Densidad del gas	ρ_{Gas}	0,64	lb/ft ³	10,29291972	kg/m ³
Viscosidad del gas	μ_{Gas}	0,0103	cP	1,02613E-05	Pa*s
Flujo másico de gas	W_{Gas}	1,315	Lb/h	0,165864842	kg/s
Flujo másico de líquido	W_{Liq}	14,106	Lb/h	1,778904764	kg/s
Velocidad superficial del líquido	v_{SL}	0,33	ft/s	0,100942428	m/s
Velocidad superficial del gas	v_{SG}	2,90	ft/s	0,883184983	m/s
Velocidad de mezcla	v_M	3,23	ft/s	0,984127411	m/s

Fig. 26. Visualización en la herramienta computacional de las propiedades de los fluidos

Calculadas las propiedades de los fluidos el programa determina otros factores tales como números de Reynolds superficiales, factores de fricción y los parámetros de Lockhard - Martinelli (X^2) y de inclinación (Y), necesarios para la resolución de la ecuación de momentum combinado (ver apéndice C), los cuales se observan en las Fig. 27, tal como se visualiza en la hoja de cálculo.



Números de Reynolds			
Re_{sL}	23	Re_{sG}	134.924

Parámetros X^2 y Y			
X^2	1,98E+02	Y	0,00E+00
$(dP/dx)_{sL}$	1,85E+01	$(dP/dx)_{sG}$	9,34E-02

Factores de Fricción			
f_L	7,01E-01	f_G	4,33E-03
C_L	16	C_G	0,046
n	1	m	0,200000003

Fig. 27. Visualización de algunos parámetros necesarios para el diseño

Al determinar estos parámetros el programa resuelve la ecuación de momentum combinado en régimen estacionario con el fin de obtener el nivel de líquido en equilibrio (h_L/D), parámetro fundamental para el estudio de las transiciones entre patrones de flujo en la tubería, a partir de este parámetro, la herramienta computacional determina la fracción volumétrica de líquido promedio en la tubería (H_L). La visualización de los parámetros utilizados en la resolución de la ecuación de momentum y del “holdup” de líquido se muestran a continuación:

Resolución de la Ecuación de Momentum					
h_L/D	0.7454	$2h_L/D-1$	0.4908	R_L	0.8004481
A_L	0.0146	A_G	0.0037	R_G	0.2009
S_L	0.3178	S_G	0.1613	S_i	0.1329
τ_L	3.5693	τ_G	0.3910	τ_i	1.3330
v_L	0.13	v_G	4.3969		

Holdup de Líquido	
H_L	0.79940

Fig. 28. Visualización de los parámetros de la ecuación de momentum y del “Holdup” de líquido

Si la viscosidad del líquido obtenida en la sección de propiedades (ver Fig.26) es inferior a 100 cP, el programa determina el patrón de flujo presente en la tubería mediante el modelo de transición de Taitel y Dukler (1976), si por lo contrario la viscosidad es superior a 100 cP, el patrón de flujo es determinado mediante la metodología propuesta por Barnea y Taitel (1993), donde el modelo que rige la transición a estratificado es VKH, tal como se explicó en el aparte 4.2.



El patrón de flujo determinado se presenta de manera directa y gráfica (mapa de transiciones), tal como se observa en la Fig. 29. Es importante destacar que el mapa de transiciones o mapa de patrones de flujo se genera a partir del desarrollo de las líneas de transición sobre un sistema coordinado, en el cual se ubica el punto de trabajo (v_{sL} , v_{sG}) presente en la tubería (ver Fig. 29). Es importante resaltar que las líneas de transición pueden ser construidas de forma individual en diferentes hojas de cálculo, esto se logra mediante botones de acción colocado justo al lado del mapa de transiciones.

A continuación se muestra la visualización en la pantalla de la determinación del patrón de flujo en la tubería (Fig. 29), de manera directa y gráfica (puntos 1 y 2, respectivamente). Este caso se tomó considerando el caso hipotético de la Fig. 26. ($\mu_{Liq} = 650 \text{ cP}$).

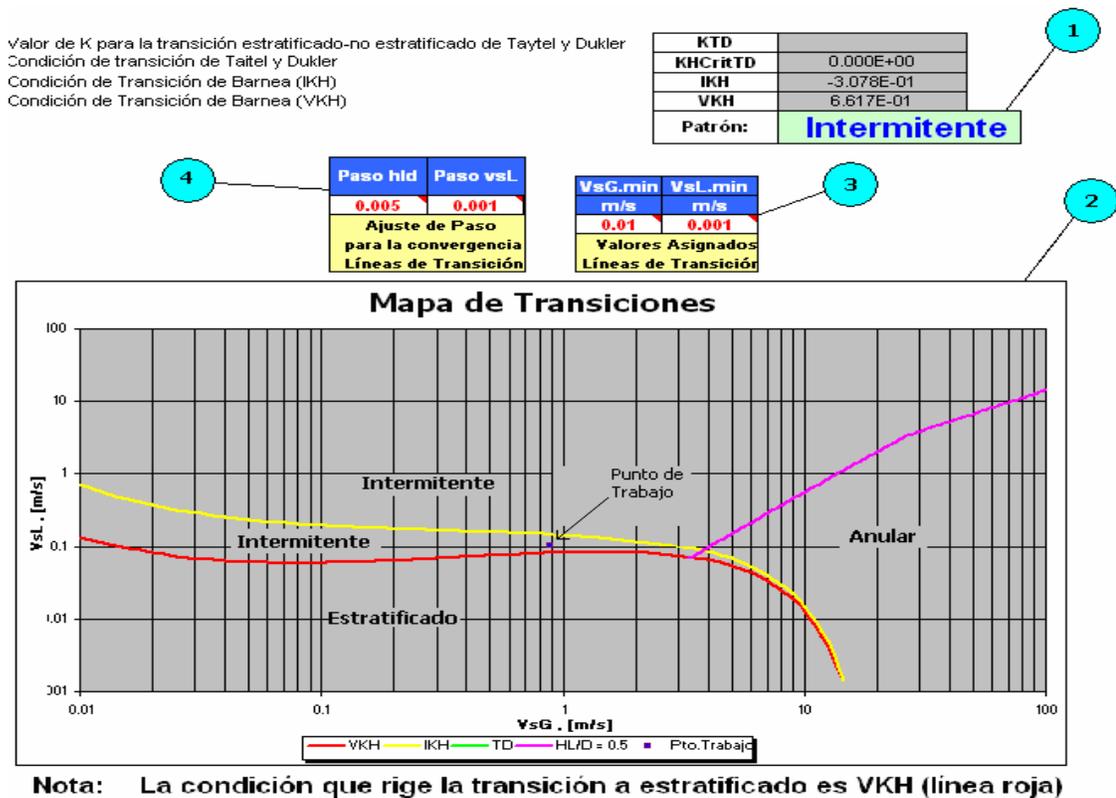


Fig. 29. Visualización en pantalla de la forma puntual y gráfica en que se presenta el patrón de flujo en la tubería



Para el caso mostrado en la Fig. 29 ($\mu_{Liq} > 100$ cP), el programa desarrolla la estimación del patrón de flujo mediante la metodología desarrollada por Barnea-Taitel en 1993), para esta condición el programa genera la siguiente nota: “La condición que rige la transición a estratificado es VKH (línea roja)”, caso contrario ($\mu_{Liq} < 100$ Cp) el programa desarrolla el cálculo a partir del modelo desarrollado en 1976 por Taitel y Dukler (TD) y genera el siguiente comentario: “La condición que rige la transición a estratificado es TD (línea verde)”.

Otro aspecto de gran interés a destacar son los parámetros: paso hld, paso v_{sL} , v_{sG} , $v_{sL,min}$ y $v_{sL,min}$, mostrados en los puntos 3 y 4 de la Fig. 29, los cuales son utilizados para los métodos iterativos que se desarrollan en la construcción de las líneas de transición y que el usuario puede modificar para ajustar la exactitud de estos métodos iterativos.

Si el patrón de flujo obtenido es intermitente “tapón”, el programa calcula las características principales del flujo tapón en la tubería a partir de las expresiones obtenidas del apéndice 2. La visualización en pantalla de los valores correspondientes a la caracterización de flujo tapón en tuberías se aprecia en la Fig.30.

Características del flujo tapón				
H_{LLS}	0,93128		0,93128	
α	0,06872		0,06872	
C	1,99958		1,99958	
v_D	2,0971	ft/s	0,63920	m/s
v_{TB}	8,5533	ft/s	2,60704	m/s
H_{LTB}	0,88617		0,88617	
L_f	210,9	ft	64,28318	m
L_s	381,87	ft	116,39547	m
L_u	592,78	ft	180,67865	m
f_s	0,01443	tapones/s	0,01443	tapones/s
Q_{iLS}	0,5904	ft ³ /s	0,01672	m ³ /s
Q_{iGS}	0,0436	ft ³ /s	0,00123	m ³ /s

Fig. 30. Visualización en pantalla de los parámetros de flujo tapón en la tubería



Con las características de flujo tapón mostradas en la figura 28, es posible definir las dimensiones principales del atenuador de flujo tapón. Es preciso destacar que para ejecutar los pasos posteriores, se debe verificar la existencia de flujo intermitente en la tubería, debido a que el programa fue diseñado para estas condiciones de flujo, dado que sería la peor condición.

Paso 3. Calculadas las características de flujo tapón en la tubería, el usuario debe desplegar la hoja de cálculo “Equipo”, en la cual se deben introducir los mismos datos de operación tomados de la hoja de cálculo “Tubería”, adicionando a esta lista el caudal de descarga del equipo, el cual como se describió anteriormente depende de las características de las válvulas de salida. La visualización en pantalla de un ejemplo de datos operacionales a introducir en la hoja de cálculo “Equipo” se muestran en la Fig.31.

Datos de operación				
P	150	psia	1.034,217	kPa
T	80	°F	26,67	°C
°API	16,00		16,00	
γ_{Gas}	0,8270		0,8270	
Q_{Gas}	0,1421	ft ³ /s	0,0040	m ³ /s
Q_{Liq}	0,0162	ft ³ /s	4,60E-04	m ³ /s
D_{Tubo}	6	in	0,1524	m
ϵ / D	3,00E-04		3,02E-04	
A&S	30	%	30	%
θ	0	°	0	°
$Q_{L,Desc}$	0,3249	ft ³ /s	0,0092	m ³ /s
N°.Tubos	4		4	

Fig. 31. Visualización en pantalla de los datos de operación a introducir en el equipo.

Es importante destacar que el diámetro a introducir en esta fase es el diámetro del tubo de separación del equipo. Por otro lado, al introducir el mismo flujo volumétrico de la tubería, el atenuador de flujo tapón será diseñado para un sólo tubo de separación. En este sentido, para un equipo multitubos, debe fijarse el número de tubos de separación y tomar en consideración la ecuación 4.8 para determinar el flujo volumétrico de diseño de cada tubo de separación.



Paso 4. Se pulsa el botón de acción “Cond. Operación” y automáticamente el programa determina las propiedades y los diferentes factores vistos en los paso 3 necesarios para la resolución de la ecuación de momentum combinado, la cual permite predecir el nivel de líquido en estado estacionario y la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el interior de los tubos de separación (H_L).

Determinado el H_L , la herramienta computacional determina el patrón de flujo presente en los tubos de separación de manera puntal y gráfica (mapa de transiciones), como se mencionó en el paso 3. Un ejemplo de visualización en pantalla del mapa de transiciones se observa en la Fig. 32.

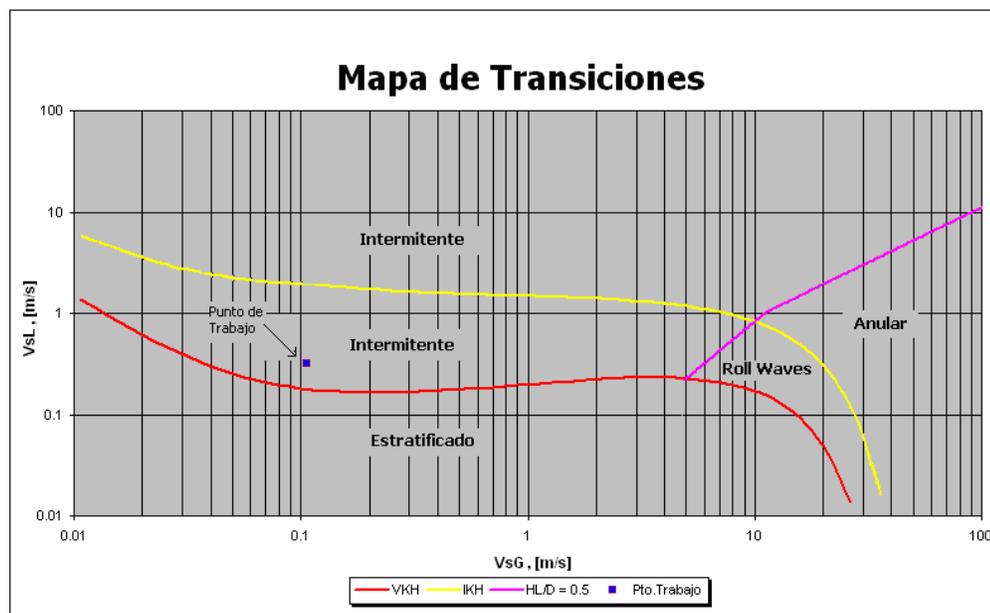


Fig. 32. Mapa de transiciones entre patrones de flujo

Paso 5. Si el flujo determinado es intermitente (ver Fig. 32) se incrementa el diámetro de los tubos de separación y se vuelve a repetir el paso 5. Este proceso se realiza hasta alcanzar la segregación de las fases en el interior del equipo, es decir, el propósito de esta iteración es obtener flujo estratificado, tal como se aprecia en la Fig. 33.

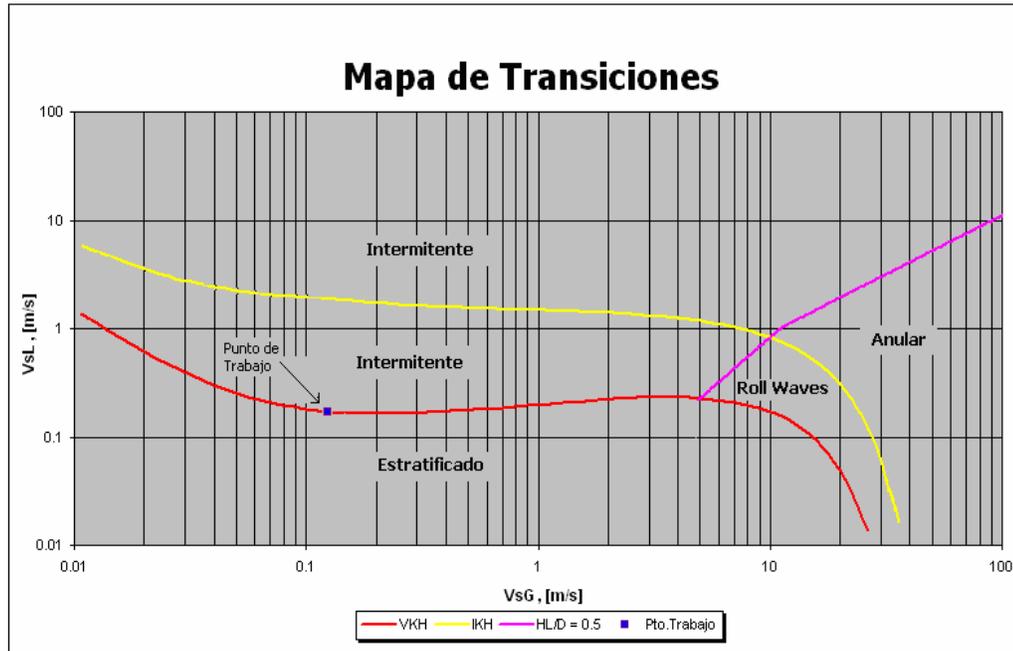


Fig. 33. Mapa de transiciones entre patrones de flujo en el instante en que se alcanza la estratificación

Es importante resaltar que el diámetro al cual se alcanza flujo estratificado es el de transición o diámetro mínimo de diseño.

Paso 6. Obtenida la estratificación, el usuario debe incrementar una vez más el diámetro de los tubos de separación con el objetivo de asegurar la segregación de las fases en el interior del equipo. El diámetro (normalizado) obtenido en esta etapa, es el diámetro de diseño del atenuador de flujo tapón multitubos ($D_{Diseño}$). En la Fig. 34 puede observarse el punto de trabajo (v_{sG} , v_{sL}) en el mapa de transiciones para $D_{Diseño}$.

El diámetro de diseño calculado, determina las condiciones de operación del atenuador de flujo tapón multitubos, por ende, la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento y las velocidades superficiales del gas y líquido obtenidas para estas condiciones son $H_{L,Oper}$, $V_{sG,Oper}$ y $V_{sL,Oper}$, respectivamente.

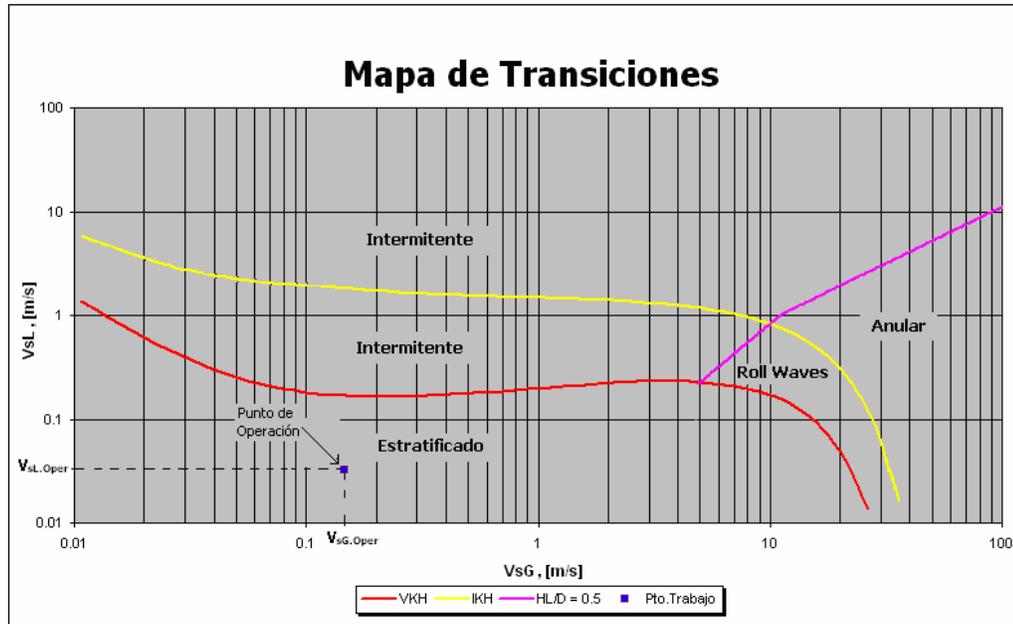


Fig. 34. Visualización en pantalla del mapa de transiciones bajo condiciones de operación.

Determinado el diámetro de diseño ($D_{Diseño}$) se debe calcular el volumen máximo de líquido que puede acumular el equipo (V_{Acum}) y la longitud de los tubos de separación (L_{Tubo}), para ello se debe determinar la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento de transición ($H_{L,Trans}$) tal como sigue:

Paso 7. El usuario debe determinar la velocidad superficial de líquido a la cual ocurre la transición ($v_{sL,Trans}$) manteniendo constante la velocidad superficial de gas de operación ($v_{sG,Oper}$), esto debe ser realizado mediante una interpolación lineal entre velocidades superficiales de líquido sobre la curva que rige la transición estratificado-no estratificado, tal como se observa en el mapa de transiciones de la figura 33.

Las velocidades superficiales de líquido necesarias para la interpolación deben ser ubicadas en la hoja de cálculo de la curva que rija la transición a estratificado, VKH o TD según sea el caso y a partir de estos dos valores interpolar y obtener la $v_{sL,Trans}$ a $V_{sG,Oper}$ constante.

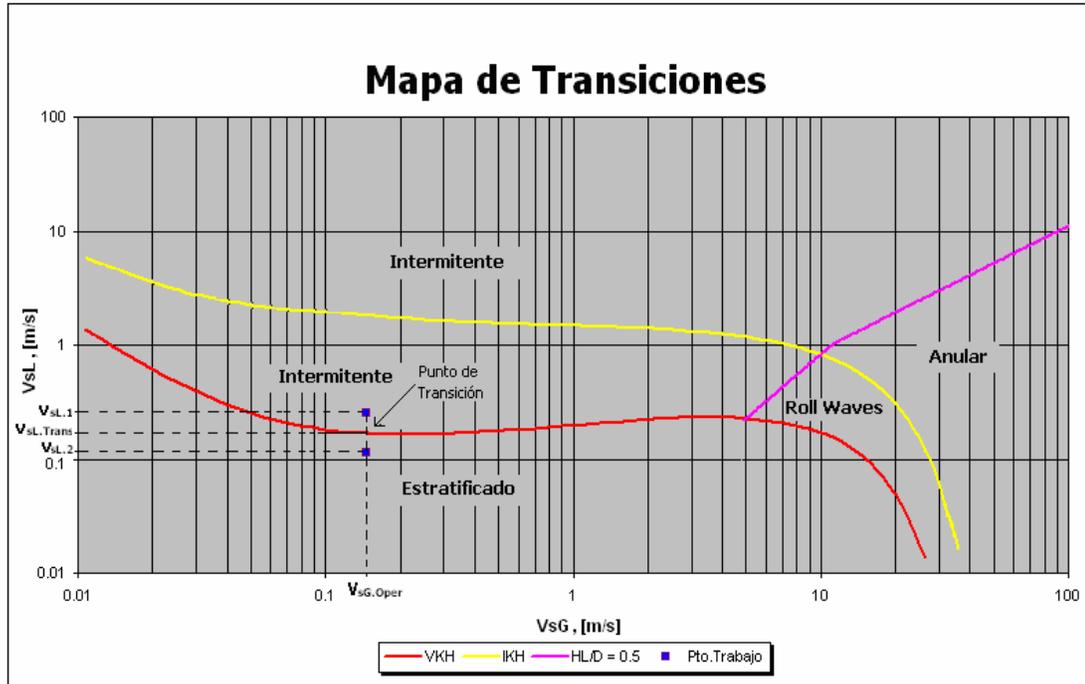


Fig. 35. Determinación de la $v_{sL,Trans}$ sobre el mapa de transiciones

Paso 8. El usuario debe introducir el valor de la velocidad superficial de líquido de transición determinada en el paso anterior en la celda “ $v_{sL,Trans}$ ” de la hoja de cálculo “Equipo”. Posterior a la introducción se debe pulsar el botón de acción “Cond. Transición” con lo cual el programa calculará la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento de transición ($H_{L,Trans}$) y automáticamente determinará V_{Acum} y L_{Tubo} .

A partir de la metodología de diseño mostrada mediante este manual de usuario, se desarrolló la propuesta del atenuador de flujo tapón multitubos (prototipo) para la separación de las fases gas y líquido, el cual deberá ser evaluado en futuros estudios dentro de las instalaciones experimentales de PDVSA-Intevep. Esta propuesta de separación gas-líquido viscoso está constituida por la fabricación de los planos de diseño del equipo.



4.4. Prototipo de separación gas-líquido viscoso

4.4.1. Bases para el diseño del prototipo

Para el diseño del atenuador de flujo tapón multitubos (prototipo) que será evaluado posteriormente en las instalaciones experimentales de PDVSA-Intevep (circuito de flujo multifásico-Norte 6) se consideraron las principales condiciones de trabajo del circuito: flujos volumétricos de gas y líquido, diámetros de tuberías, entre otros. Las especificaciones técnicas generales del circuito multifásico se muestran en la Tabla 6.

Tabla 6. Especificaciones técnicas de circuito bifásico horizontal gas/líquido

Presión	15-30 psig
Temperatura	69.8 ° F
Flujo volumétrico máximo de líquido (agua)	0,445602 ft ³ /s
Flujo volumétrico máximo de gas (aire)	0,406824 MMPCSD
Diámetro de tubería	2"
Longitud del circuito	393,700787 ft
Material de la tubería	Hierro galvanizado, acero al carbono, PVC y plexiglás

El circuito de flujo multifásico cuenta con diferentes fluidos para el desarrollo de sus actividades experimentales, tales como agua y aceites lubricantes altamente refinados marca "Purolup" con grados ISO que van desde 22 a 1500. De estos aceites lubricantes se tomó como fluido de trabajo el aceite con grado ISO 150 (Purolup 150) con una viscosidad promedio de 480 cP a la temperatura del circuito (21 °C). Las propiedades del aceite Purolup 150 se muestran en la Tabla 7.

Tabla 7. Propiedades físicas del aceite lubricante PUROLUP 150 [49].

Propiedad	PUROLUP 150
°API (15 °C)	28,3870
Gravedad Específica (15 °C)	0,885
Viscosidad a 20 °C (cSt)	544,95 (481 cP)
Viscosidad a 40 °C (cSt)	150
Viscosidad a 100 °C (cSt)	14,50



Diferentes evaluaciones experimentales realizadas con este aceite en el circuito de Intevap permitieron determinar que la capacidad máxima de bombeo en el sistema es de 5,8 m³/h (875,54 BPD). Por otra parte, los sistemas de control presentes en el circuito funcionan de forma óptima para un flujo de gas en el rango de 10.000-160.000 PCSD. Así, el diseño del prototipo de separación gas – líquido se limitó a estos flujos.

También, se consideró relaciones gas/líquido (G/L) entre $400 > G/L < 600$, debido a que este rango es una condición usual en los campos de crudos pesados. En este sentido, se tomaron para el diseño los flujos volumétricos correspondientes a cada fase en $Q_G = 90.000$ PCSD y $Q_L = 200$ BDP que generan un $G/L = 450$.

Asimismo, el porcentaje de agua y sedimentos (corte de agua) se consideró despreciable ($A\&S = 0$) debido a lo refinado del aceite. Además, se tomó una gravedad específica para el gas de 1, debido a que el fluido de trabajo es aire. Por otra parte, se utilizó una rugosidad relativa (ϵ) de 0,0018” correspondiente a un acero comercial, generando un valor de $\epsilon / D = 9,00$ E-04. La gravedad API del aceite se determinó a partir de las condiciones de presión, temperatura y viscosidad de diseño ($P = 20$ psig, $T = 21^\circ\text{C}$ y $\mu = 480$ cP), obteniendo un valor aproximado de 22,70 °API. En la Tabla 8, se presentan los datos de operación utilizados para determinar las características de flujo en la tubería del circuito.

Tabla 8. Datos de operación utilizados para la determinación de las características de flujo.

Datos de operación				
P	34,700	psia	239,2489	kPa
T	69,8	°F	21	°C
°API	22,70		22,70	
γ_{Gas}	1,0000		1,0000	
Q_{Gas}	0,4445	ft³/s	0,0125	m³/s
Q_{Liq}	0,0130	ft³/s	3,68E-04	m³/s
$D_{\text{tubería}}$	2	in	0,0508	m
ϵ / D	9,00E-04		9,06E-04	
A&S	0	%	0	%
θ	0	°	0	°



4.4.2. Diseño del prototipo

En función de los datos operacionales mostrados en la Tabla 8, la herramienta computacional determinó que el patrón de flujo presente en la tubería es del tipo intermitente (flujo tapón) cuyas características se visualizan como se muestra en la Tabla 9.

Tabla 9. Características de flujo tapón presentes en la tubería del circuito.

Características del flujo tapón				
H_{LLS}	0,60379		0,60379	
α	0,39621		0,39621	
C	1,99968		1,99968	
v_D	1,105654	ft/s	0,33700	m/s
v_{TB}	43,06641	ft/s	13,12664	m/s
H_{L_{TB}}	0,59170		0,59170	
L_f	196,899	ft	60,01481	m
L_s	32,66757	ft	9,95708	m
L_u	229,5665	ft	69,97188	m
f_s	0,18760	tapones/s	0,18760	tapones/s
Q_{iLS}	0,276409	ft ³ /s	0,00783	m ³ /s
Q_{iGS}	0,181384	ft ³ /s	0,00514	m ³ /s

En la Tabla 9, se observa el flujo volumétrico instantáneo de líquido a la entrada del equipo ($0,00783 \text{ m}^3/\text{s} = 4253,5 \text{ BDP}$) a partir del cual se precisará el flujo de descarga del prototipo de separación a diseñar.

El atenuador de flujo tapón multitubos se diseñó para cuatro tubos de separación, considerando un flujo de líquido de descarga de 1600 BPD, el cual se tomó a partir del flujo de líquido instantáneo producido a la entrada del equipo. Este flujo es función del patrón de flujo tapón presente en la tubería (ver aparte 4.2) y del porcentaje de apertura de la válvula a la salida de líquido del equipo, generalmente se recomienda un porcentaje apertura entre 10-80%. En este sentido, se elaboró una metodología de cálculo que permite predecir el porcentaje de apertura de la válvula para diferentes flujos volumétricos de líquido, la cual se describe a continuación:



1) Se identificó el tipo de válvula presente en el circuito y se ubicó la curva “coeficiente de descarga de la válvula (C_v) vs. Porcentaje de apertura (% apertura)” de la misma.

El equipo identificado es una válvula de control rotatoria marca Masoneilan 35002 Series Camflex 2, la cual presenta un comportamiento de C_v vs. % apertura mostrado en la Tabla 10.

Tabla 10. Valores de C_v para la válvula de control (abierta del todo) para diferentes aperturas

% Apertura	C_v
10	1.7
20	3.4
30	5.3
40	7.6
50	10.4
60	13.4
70	15.9
80	18
90	19.8
100	21.2

2) Se tomaron 3 flujos volumétricos de líquido de trabajo ($Q_{\text{mínimo}}$, Q_{normal} , $Q_{\text{máximo}}$) que permitieran cubrir el rango de flujos que puede manipular la válvula, calculándose posteriormente el coeficiente de capacidad de la válvula teórico para los diferentes caudales. Los caudales de líquido asumidos y sus diferentes C_v asociados se muestran en la Tabla 11.

Tabla 11. C_v teórico de la válvula de control para diferentes flujos de líquido

Flujos de líquido (BPD)	C_v
100	0,8676
400	3,4707
1600	13,8828

Los diferentes valores de C_v de la Tabla 11 se obtuvieron a partir de la ecuación 4.10, la cual aplica a líquidos no viscosos. En esta expresión se utiliza una variación de presión (ΔP) de 10 psig, este valor fue asumido debido a que generalmente el ΔP



en una válvula de control se encuentra en el rango de 5-10 psig, por lo que se consideró la peor condición [50].

$$C_v = Q_L \sqrt{G_e / \Delta P} \quad (4.10)$$

3) Los valores de C_v determinados anteriormente fueron corregidos con el propósito de considerar el efecto de la viscosidad sobre la válvula, para ello se utilizó un factor de corrección (F_c) determinado a partir de la Fig. 36.

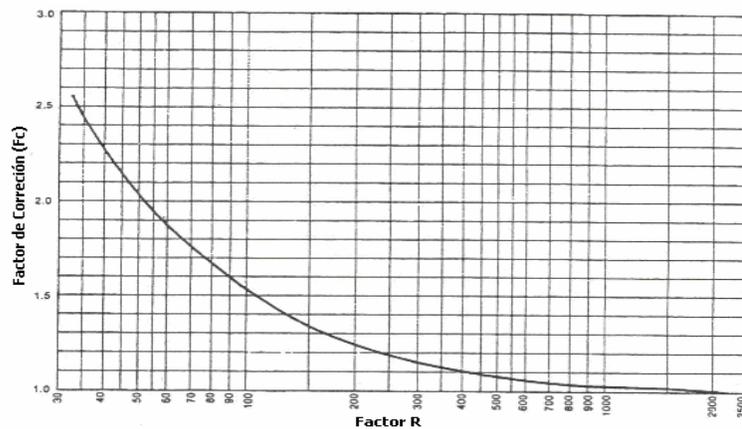


Fig. 36. Curva de factor de corrección de viscosidad [50].

En esta figura, F_c se determina mediante un factor R , el cual es función de la viscosidad del líquido. Para viscosidades comprendidas en el rango de 21,98 cSt – 43,96 cSt se utilizó la ecuación 4.11 para el cálculo del factor R . Mientras que para viscosidades superiores a 43,96 cSt se utilizó la ecuación 4.12. En ambas ecuaciones C_v representa el coeficiente de capacidad de la válvula para fluidos no viscosos (ver Tabla 9), Q_L y μ se expresan en gpm y cSt, respectivamente. [50].

$$R = \frac{10000 * Q_L}{\sqrt{C_v * \mu}} \quad (4.11)$$

$$R = \frac{46500 * Q_L}{\sqrt{C_v * (\mu * 4,55)}} \quad (4.12)$$



Los diferentes valores de C_v corregidos se muestran en la Tabla 12.

Tabla 12. Valores de C_v corregidos para diferentes flujos de líquido

Flujos de líquido (BPD)	$C_{v\text{corregidos}}$
100	1.6485
400	5.2060
1600	16.6594

4) Se elaboró la gráfica de C_v vs. % de apertura a partir de los datos de la Tabla 10 y se compararon los diferentes valores de C_v corregidos para precisar el grado de apertura de la válvula para los diferentes flujos de líquido en estudio. En la Tabla 13, se observa los porcentajes de apertura para los diferentes C_v de trabajo ($C_{v\text{corregidos}}$).

Tabla 13. Porcentajes de apertura para los diferentes C_v de trabajo

$C_{v\text{corregidos}}$	% Apertura
1.6485	10
5.2060	30
16.6494	72

Como se observa en la Tabla 13, el porcentaje de apertura de la válvula de control se encuentra dentro del rango óptimo (10% - 80%), por lo tanto, los distintos flujos de descarga del equipo pueden ser manejados.

Los datos operacionales utilizados para determinar las dimensiones principales del equipo ($D_{\text{Diseño}}$, L_{Tubo}) se muestran en la Tabla 14.

Tabla 14. Datos operacionales utilizados para el diseño del prototipo de separación gas-líquido

Datos de operación				
P	34,700	psia	239,2489	kPa
T	69,8	°F	21	°C
°API	22,70		22,70	
γ_{Gas}	1,0000		1,0000	
Q_{Gas}	0,1111	ft³/s	0,0031	m³/s
Q_{Liq}	0,0033	ft³/s	9,20E-05	m³/s
D_{Tubo}	8	in	0,2032	m
ϵ / D	2,25E-04		2,26E-04	
A&S	0	%	0	%
θ	0	°	0	°
$Q_{\text{L.Desc}}$	0,103974	ft³/s	0,0029	m³/s
N°.Tubos	4		4	



Las principales dimensiones del atenuador de flujo tapón multitubos (prototipo) obtenidas de la herramienta computacional, luego de aplicar la metodología de diseño (ver aparte 4.3), resultaron en: $D_{\text{Diseño}} = 8''$ y $L_{\text{Tubo}} = 59,06''$.

Para definir la configuración geométrica del atenuador de flujo tapón multitubos, se realizó una revisión documental de los principales trabajos de investigación relacionados con la distribución de flujo dentro del mismo. Esto con el propósito de definir la configuración más idónea para el diseño, esta revisión bibliográfica se describe en el apéndice D. A partir de esta revisión se pudo determinar las diferentes relaciones geométricas que permitieron definir la configuración total del equipo, la cual se aprecia en el apéndice E.

Tomando en consideración las relaciones geométricas citadas en el apéndice E, se desarrollaron los planos de fabricación del atenuador de flujo tapón multitubos a ser evaluado posteriormente en el circuito de flujo multifásico (Norte 6) de PDVSA-Intevep. Los planos de fabricación del prototipo de separación gas-líquido se muestran en el apéndice F.

4.5. Análisis de costos

Este análisis se realizó considerando el costo involucrado en la implementación del prototipo de atenuador de flujo tapón multitubos en el circuito de flujo multifásico de PDVSA-Intevep.

El costo de implementación esta relacionado en gran medida con el costo de inversión inicial del material a utilizar para la fabricación del prototipo. De este modo, a partir de los planos de fabricación (ver apéndice F) se estimó el peso total del equipo mediante la correlación 4.13 [48].

$$W_E = 10,7 \left[D_{CH} L_{SS} e_M + \left(D_{CH}^2 e_M / 12 \right) \right] \quad (4.13)$$



La ecuación anterior está en función del espesor del material (e_M), el cual se determina mediante la ecuación 4.14 [48].

$$e_M = p_D D_{CH} / (35000 + 0,8p_D + 0,125) \quad (4.14)$$

En la ecuación anterior, e_M y D_{CH} se expresa en pulgadas (in), p_D en psia, L_{SS} en pies (ft) y W en libras (lbm).

La presión de diseño utilizada para el cálculo fue de 1.2 veces la presión de operación (según normas PDVSA). Por otro lado, el material utilizado para determinar el peso del prototipo, es acero ASTM 516 Gr.70 con un esfuerzo máximo permisible de 17.5 Ksi. Este acero fue utilizado ya que es el recomendado por normas PDVSA para el diseño de equipos de separación.

Los diferentes espesores y pesos aproximados de las distintas secciones que forman parte del prototipo de atenuador de flujo tapón multitubos se observan en la Tabla 15.

Tabla 15. Espesores y pesos de las diferentes secciones del atenuador de flujo tapón multitubos

Sección	Espesor de Diseño (in)	Espesor Comercial (in)	Peso (lbm)
Tubos de separación	0,1345	0,25	257,356
Divisores	0,1269	0,25	14,837
Cabezal de entrada	0,1345	0,25	107
Boquillas de salida de gas	0,1285	0,25	56,175
Tubos de distribución de gas	0,125	0,125	38,453
Cabezal de salida de líquido	0,1298	0,25	49,933
		Sumatoria (Peso)	523,754

En la Tabla 15, se observa la sumatoria de los pesos en lbm de las diferentes secciones del prototipo de separación a implementar en el circuito de flujo multifásico de PDVSA-Intevep. Sin embargo, en esta tabla no se consideró el peso que generan los accesorios del equipo (Te de entrada, reducciones concéntricas “R.C”, reducciones excéntricas “R.E” y codos rectos). En este sentido, se tomó como



criterio un factor adicional de diseño de 0,25 (según Normas PDVSA) para considerar el peso de estos componentes.

El peso total del prototipo de atenuador de flujo tapón multitubos resultó en:

$$\text{Peso Total } (W_E) = 523,754 + (0,25)(523,754) = 654,692 \text{ lbm}$$

El precio del material con el que va a ser construido el prototipo de separación gas-líquido (acero ASTM 516 Gr.70) para el año 2005 se ubicó en el orden de \$16 dólares la libra, por lo que es necesario determinar su valor en el presente. Para ello se utilizó la expresión que permite calcular el valor futuro de un monto específico (ecuación 4.16) [51].

$$VF = C \sum_{t=0}^{n-1} (1+i)^t \quad (4.15)$$

En esta ecuación, t representa los períodos de estudio, i la tasa de interés anual y C constituye el valor de referencia (\$16 dólares).

El análisis económico será realizado para el presente año (2008), por lo que el período de estudio es de 4 años (2005-2008). Por otra parte, la tasa de interés anual se fijó en 10%, este valor fue tomado de los *lineamientos para la evaluación económica de proyectos de inversión de capital (LEEPIC)* de PDVSA.

En función a estos criterios el precio del acero ASTM 516 Gr.70 para el año 2008 resultó en:

$$\text{Precio}_{(ASTM 516 Gr.70)} = 16 (1+0.1)^3 = \$21.3 \text{ dólares / lbm}$$

En función al peso y precio del material el costo del prototipo quedará expresado mediante la siguiente ecuación:



$$\text{Costo por material} = \text{Peso Total (lbm)} * \text{Precio (ASTM 516 Gr.70) (dólares / lbm)} \quad (4.15)$$

A partir de la ecuación 4.15, el costo de inversión inicial por material del prototipo de separación gas – líquido es de:

$$\text{Costo por material} = \$ 13.944,95 \text{ dólares}$$

Para la fecha el valor del dólar preferencial es de 2,15 Bs.F / dólar, por lo tanto, el costo de inversión inicial por material en Bs. F es de:

$$\text{Costo por material} = \$ 13.944,95 \text{ dólares} * 2,15 \text{ Bs.F} = 29.981,6 \text{ Bs.F}$$

Los demás costos asociados a la implementación del prototipo en el circuito experimental se listan a continuación:

- 1) Costos por construcción
- 2) Costos de transporte
- 3) Costos asociados a la instalación:
 - Acondicionamiento e inspección de las líneas
 - Soldadura y empalmes
 - Instalación e inspección de la instrumentación
 - Inspeccion general del sistema

Todos estos costos están relacionados directamente con las horas de labor de los profesionales en el área. Según los lineamientos internos de la empresa las actividades asociadas a estos costos son cubiertas por profesionales tipo 3 (P3) con un rango de 5 a 7 años de experiencia laboral y profesionales tipo 5 (P5) con un rango de 5 y 9 años de experiencia. Los costos por horas de labor de cada profesional son:

- 1) Profesional tipo 3 (P3) : 81,10 Bs. F / h
- 2) Profesional tipo 5 (P5): 103,60 Bs. F / h



Las horas de labor necesarias para cubrir todas las actividades relacionadas con la implementación del prototipo de separación en el circuito experimental se muestran a continuación:

- 3) Profesional tipo 3 (P3) : 40 horas / semana
- 4) Profesional tipo 5 (P5): 10% de los costos asociados al profesional tipo 3

Para el desarrollo de todas las actividades de implementación, la empresa estima un tiempo comprendido entre 5 y 6 semanas, para este estudio se utiliza un periodo de 5 semanas de labor. En función a estas premisas los costos asociados en el desarrollo de todas actividades son:

- Costo por profesional P3:

$$40 \text{ horas / semana} * 5 \text{ semanas} * 81,10 \text{ Bs. F / hora} = 16.220 \text{ Bs. F}$$

- Costo por profesional P5:

$$(10 \%) \text{ Costo por profesional P3} = 0.1 * 16.220 \text{ Bs. F} = 1.622 \text{ Bs. F}$$

$$\text{Costo por horas labor} = 1.622 \text{ Bs. F} + 16.220 \text{ Bs. F} = 17.220 \text{ Bs.F}$$

Finalmente, el costo total asociado a la inversión inicial del prototipo de atenuador de flujo tapón multitubos es de:

$$\text{Costo total de inversión inicial} = \text{Costo por material} + \text{Costo por horas labor}$$

$$\text{Costo total de inversión inicial} = 47.201,0 \text{ Bs. F}$$



CAPÍTULO V.**CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

En el siguiente capítulo se mostrarán las conclusiones y recomendaciones finales de este trabajo de investigación.

5.1 Conclusiones.

- 1) Existen un total de 7 tecnologías que pudieran ser evaluadas como separadores gas-líquido con fase líquida de alta viscosidad, estas son: Separador convencional horizontal, Separador helicoidal Dhelix, Separador Auger, Separador Ultrasónico, Juntas en “T” y Atenuadores de flujo tapón (convencional y multitubos).
- 2) De las tecnologías de acondicionamiento de flujo el atenuador de flujo tapón multitubos representa una buena alternativa para generar la separación de las fases gas y líquido en crudos de alta viscosidad.
- 3) Es posible determinar las dimensiones principales de un atenuador de flujo tapón multitubos mediante una metodología fundamentada en las características del flujo tapón y en modelos de transición estratificado - no estratificado en tuberías.
- 4) La metodología fijada permitió desarrollar una herramienta computacional de fácil uso, que permite determinar las propiedades de los fluidos y el tipo de patrón de flujo (de forma directa y gráfica) presente en un sistema gas-líquido con fase líquida altamente viscosa.
- 5) La herramienta computacional desarrollada permite, además, determinar las características principales del flujo tapón en la tubería (si existiese), a partir de las cuales determina las dimensiones principales de un atenuador de flujo tapón multitubos.



6) En la herramienta computacional se usó el modelo de inestabilidad de Kelvin-Helmholtz Viscoso (VKH) para la transición entre patrones de flujo estratificado - no estratificado debido a que representa con mayor precisión sistemas bifásicos con líquidos viscosos.

7) Para el manejo de fluidos altamente viscosos, los tubos de separación de un atenuador de flujo tapón multitubos deben estar orientados horizontalmente para garantizar la estratificación lisa de las fases en su interior, esto debido a que aún en pequeñas inclinaciones de tubería el patrón de flujo que se presenta es estratificado con ondas de gran amplitud (Roll Waves), el cual produce bajos rendimientos en la separación.

8) Se realizó el diseño de un prototipo de atenuador de flujo tapón multitubos a partir de la herramienta computacional desarrollada, el cual será evaluado de forma experimental en el circuito de flujo multifásico de PDVSA-INTEVEP.

9) El análisis de costos fue basado en la inversión inicial asociada a la implementación del prototipo de separación gas - líquido en las instalaciones experimentales de PDVSA – Intevep para el año de estudio (2008), por lo tanto, estos costos pueden variar dependiendo del año en que vaya a ser implementado el equipo.

5.2 Recomendaciones.

1) Se recomienda el método propuesto por Barnea y Taitel en 1993 (uso combinado del modelo de transición viscoso (VKH) y no viscoso (IKH)), como metodología a utilizar para la determinación de los diferentes patrones de flujo en sistemas gas-líquido con viscosidades superiores a 100 cP debido a que representa mejor este fenómeno.



-
- 2) Se recomienda realizar simulaciones fluido – dinámicas con líquidos de alta viscosidad al atenuador de flujo tapón multitubos diseñado, con el propósito de observar la distribución de las fases y su rendimiento de separación.

 - 3) Es necesario realizar diversas pruebas experimentales con líquidos de alta viscosidad al prototipo de separación diseñado, con el propósito de evaluar su desempeño como equipo de acondicionamiento de flujo o como separador primario.

 - 4) Es indispensable crear líneas de investigación enfocadas al estudio de flujo multifásico en la escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Carabobo por ser este un tema de suma importancia dentro de la industria petrolera nacional.

 - 5) Es necesario generar convenios entre la universidad y las instituciones de investigación, entre ellas PDVSA-INTEVEP, con el fin de fomentar el desarrollo integral de los ingenieros en formación.

**BIBLIOGRAFÍA.**

- [76] Azzopardi, B. J., Smith, P. A., 1992. "Two – phase flow split at T – junctions: effect of side arm orientation and downstream geometry". *Int. J. Multiphase Flow*. Vol. 18, N° 6, pp. 861-875.
- [26] Azzopardi, B.J., y Rea, S., 2000. "Phase Separation Using a Simple T-junction". University of Nottingham. UK, SPE 63040.
- [74] Azzopardi, B. J., Rea. S., 2000. "Phase Separation Using a Simple T-Junction". University of Nottingham. SPE 63040.
- [52] Bagci. S., Al-Shareef. A., 2003. "Characterization of Slug Flow in Horizontal and Inclined Pipes". SPE 80930.
- [75] Baker, G., Clark,W.W., Azzopardi, B.J. 2008. "Transient effects in gas-liquid phase separation at a pair of T-junctions" *Chemical Engineering Science* 63, pp. 968-976.
- [1] Barberii, Efraín., 2001. "El pozo ilustrado", Programa de Educación Petrolera. Caracas, 42-43.
- [12] Barnea, D., Shoham, O., y Taitel, Y., 1980. "Flow pattern characterization in two-phase flow by electrical conductance probe". *Int. J. Multiphase Flow* 6, 387-397.
- [42] Barnea, D., y Taitel, Y., 1993. "Kelvin – Helmholtz Stability Criteria for Stratified Flow: Viscous Versus Non-Viscous (Inviscid) Approaches". Tel-Aviv University, Israel. *Int. J. Multiphase Flow*. Vol. 19, N° 4, pp. 639-649.
- [45] Barnea. Dvora., 1990."On the effect of viscosity on stability of stratified gas – liquid Flow – application to flow pattern transition at various pipe inclinations". *Chemical Engineering Science*, Vol 46. N° 8, pp 2123-2131.
- [46] Barnea, D., Taitel, Y., 1994. "Interfacial and structural stability of separated flow". Tel-Aviv University, Israel. *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 20, pp. 387-414.
- [67] Barnea, Dvora., Brauner, Neima., 1985. "Holdup of the liquid slug in two phase intermittent flow". *Int. J. Of Multiphase Flow*.
- [34] Bearden, R.G., y Schwieger, L.G., 1962. "System for removal of gases from liquids". Patente N° US 3,044,236. Phillips Petroleum Company. (US).
- [11] Beggs, H.D., 1991. "Production Optimization Using NODAL™ Analysis" OGCI Publications Oil & Gas Consultants International Inc. Tulsa.



- [86] Bos, A., du Chatier, J.G., 1987. "Simulation of Gas/Liquid Flow in Slug Catcher". Koninklijke/Shell Laboratorium. SPE 13724.
- [55] Brill, James., Schmidt, Zelimir., 1981. "Analysis of Two – Phase Test in Large – Diameter Flow Lines in Prudhoe Bay Field". 54th Annual Technical Conference and Exhibition, SPE 8305.
- [57] Burke, N., Kashou, S., 1996. "Slug – Sizing / Slug – Volume Prediction: State of the Art Review and Simulation", Texaco Group Inc, SPE 30902.
- [51] Chain, N., Chain, R., 2000. "Preparación y Evaluación de Proyectos" . Cuarta Edición, Editorial McGraw-Hill, pp. 298-299.
- [41] Colmenares, J., Ortega, P., Padrino, J., y Trallero, J. L., 2001. "Slug Flow Model for the Pressure Drop for High Viscosity Oils in a Horizontal Pipeline". PDVSA-Intevep. Venezuela. SPE 71111.
- [3] Curtis, C., Kopper, R., 2002. "Yacimientos del petróleo pesado". Oilfield Review.
- [10] Danesh, Ali., 1998. "PVT and phase behavior of petroleum reservoir fluids". Development in petroleum science 47. 385 pp.
- [81] Das, G., Das, P.K., Azzopardi, B. J. 2005. "The split of stratified gas- liquid flow at a small diameter T-junction". International Journal of Multiphase Flow 31, pp. 514-528.
- [17] Gas Processors Suppliers Association (GPSA), Section 7. "Separators and filters". Engineering Data Book. Editorial Contributors, 1-15.
- [28] Genceli,H., Kuenhold, K.A., y Shoham, O., 1988. "Dynamic Simulation of Slug Catcher Behavior". University of Tulsa. SPE 18235.
- [69] Gokcal, B., Wang, Q., Sarica, C., 2006. "Effects of High Oil Viscosity on Oil/Gas Flow Behavior in Horizontal Pipes". University of Tulsa, SPE 102727.
- [8] Gómez, Victor., 2000. "Flujo Multifásico en Tuberías". Centro de Formación de Petróleos de Venezuela y sus empresas filiales. CEPET. Venezuela.
- [65] Gomis, José., 2000. "Evaluación de campo de la problemática de flujo tapón en la línea de 24" del campo el Furrial". PDVSA. Intevep. Informe técnico INT- 07328, Los Teques, Venezuela.



- [19] González, José., y Casique, L., 1998. “Conceptualización de un separador dinámico de producción de alta eficiencia para crudos medianos y pesados”. Informe técnico INT- 05080. PDVSA. Intevp - Los Teques. Venezuela.
- [63] Gregory, G., Scott, D., 1978. “Correlation of liquid slug velocity and frequency in horizontal cocurrent gas-liquid slug flow”. Int. J. Multiphase Flow. Vol. 4, pp. 33 – 39.
- [33] Gunnerman, R., 2006. “Upgrading of petroleum by combined ultrasound and microwave treatments”. Patente: N° US 20060180500. SulphCo, Inc. (US).
- [66] Gutiérrez, Isidro., 1999. “Evaluación y diseño de sistema de recolección EF Jusepín en función del patrón de flujo, estudio Flujo Tapón”. PDVSA. Intevp. Informe técnico INT- 06966, Los Teques. Venezuela.
- [5] Hadfield, D., Sinker, A., y Smyth, I., 2006. “Methods and apparatus for conditioning and degassing liquids and gases in suspension”. Patente N° GB 2,420,510^a. Cyclotech Limited. United Kingdom.
- [64] Hewitt, G., 1997. “Two-Phase gas-liquid slug flow in the transient and steady states”. FED – Vol. 244, Proceedings of the ASME fluids Engineering Division.
- [53] Hill, T.J., Wood, D.G., 1994. “Slug Flow: Occurrence, Consequences, and Prediction”. BP Exploration Operating Co. Ltd, SPE 27960.
- [54] Hill, T.J.; Wood, D.G., 1990. “A New Approach to the prediction of Slug Frequency”. SPE. New Orleans. SPE 20629.
- [2] Hussein, A., Joao, F., y Shawn, T., 2006. “La importancia del petróleo pesado”. Edmonton, Alberta. Canadá, 38-59.
- [15] Ken, Arnold., y Stewart, Maurice., “Diseñando sistemas de producción de petróleo y gas”. Paragon Engineering Services.
- [18] Kenneth, E., y Ferguson, P., 1999. “Designing Tomorrow’s Compact Separation Train”. Paragon Engineering Services, Inc. SPE 56644.
- [77] Kovalev, K., Seelen, M.G., Haandrikman, G., 2004. “Vessel – Less S3: advanced solution to slugging pipelines”. Shell Global Solutions International B.V. SPE 88569.
- [14] Laboratorio de Ingeniería Química. Facultad de química (UNAM). “Procesos de separación”. Practicas de laboratorio. www. Scirus.com



- [20] Ledesma, Gustavo., y González, José., 1999. “Análisis numérico de flujo bifásico en el separador dinámico”. Informe Técnico INT-06372. PDVSA. Intevep.
- [27] Lozano, Juan., 2007 “Pipe separator and T-Junctions” MSc Thesis. School of engineering. Process systems engineering department. Cranfield University.
- [16] Manzanilla, C., 2007. “Identificación de tecnologías de separación gas-líquido para crudos pesados”. Informe de pasantía. Universidad de Carabobo. Venezuela.
- [25] Margaris, Dionissios., 2006. “T-junction separation modeling in gas-liquid two-phase flow”. *Chemical Engineering and Processing* 46, 150-158.
- [4] Martínez, J., 2002. “Diseño conceptual de separadores”. Ingenieros consultores y Asociados, C.A. Segunda Edición. Maracaibo, Venezuela. 04 – 09.
- [50] McAllister, B.W., 2005. “Pipeline Rules of Thumb Handbook”. Gulf Professional Publishing. Elsevier.
- [35] Miyoshi, M., Doty, D.R., Schmidt., 1988. “Slug – Catcher Design for Dynamic Slugging in Offshore Production Facility”. JGC Corp. SPE 14124.
- [13] Mújica, L., Villarreal, J., Guerra, M., y Fuentes, C., “Predicción de las condiciones de flujo en estado estacionario para sistemas multifásicos de sistemas de producción de crudo y gas”. Corporación para la investigación de la corrosión. Piedecuesta. Colombia. [www. Scirus.com](http://www.Scirus.com).
- [84] Oranje, L., 1988. “Terminal Slugcatchers for two-phase flow and dense-phase flow gas pipelines”. *Transactions of the ASME*. Vol. 110, pp. 224-229.
- [31] Ortega, Pedro., 2000. “Modelo para la predicción de caída de presión en flujo tapón para una tubería horizontal”. Informe técnico INT- 08123, PDVSA. Intevep. Venezuela.
- [40] Ortega, Pedro., 2001. “Experimentos y validación de modelo para la predicción del gradiente de presión de flujo tapón en tuberías horizontales para un sistema bifásico altamente viscoso aceite (1200cP) / aire”. PDVSA. Intevep. Informe técnico INT- 08879, Los Teques. Venezuela.
- [68] Paglianti, A., Andreussi, P., Nydal, O., 1993. “The effect of fluid properties and geometry on void distribution in slug flow”. 6th International Conference on Multiphase Production, Cannes, Francia, PP. 193-203.
- [39] Penrose, Justin., y Stopford, Phil., 2005. “Debottlenecking the Hannibal Slug Catcher”. ANSYS CFX Technical Services. ANSYS Europe. www.scirus.com



- [47] Pereira, Eduardo. “Algoritmo para predecir las transiciones de flujo gas – líquido en tubería horizontal”. PDVSA. Intevep. Los Teques. Venezuela. Informe técnico. INT-8783,2001.
- [36] Peterson, L.E., y Sydney, Leonard., 1952. “Deaeration of viscous and plastic materials”. Patente N° US 2,620,894. American Viscose Corporation. (US).
- [38] Peterson, S., y Brinhall, O., 1991. “Methods and apparatus for moving and separating materials exhibiting different physical properties”. Patente N° 4,983,189. Technical Research Associates. (US).
- [24] Philips, Richard., y Kuklinski, Robert., 2001. “Ultrasonic Gas Separator”. Patente N° US 6,210,470 B1. Secretary of the Navy, DC (US).
- [30] Rezzónico, R., y Carp, A., 2007. “Transient Analysis of Flowlines and Slug Catcher Level Control”. Techint. Argentina. SPE 108181.
- [71] Rivero, M., Laya, A., Ocando, D., “Experimental Study on the Stratified-Slug Transition for Gas-Viscous Liquids Flow in Horizontal Pipelines”. Intevep, S.A, los Teques, Venezuela.
- [6] Sarica, C., Shoham, Ovadia., y Brill, J.P., 1990. “A New Approach for Finger Storage Slug Catcher Design”, OTC 6414.
- [58] Scott, S., Kouba, G., 1990. “Advances in Slug Flow Characterization for Horizontal and Slightly Inclined Pipelines”. Phillips Petroleum Co. SPE 20628.
- [56] Scott, Stuart., Shoham, Ovadia., Brill, James., 1989. “Prediction of Slug Length in Horizontal, Large-Diameter Pipes”. U. of Tulsa. SPE 15103.
- [79] Seeger, W., Reimann, J., Müller, U., 1985. “Phase separation in a T-junction with a horizontal inlet”. *2nd International Conference on multi-phase flow. London, England*, pp. 19-21.
- [85] Shell., 1998. “Design of multiple - pipe slug catchers”. (Manual). DEP 31.40.10.12-Gen.
- [7] Shoham, Ovadia., 2000. “Two-Phase Flow Modeling”. Department of Petroleum Engineering. University of Tulsa. TOMO 1.
- [82] Shoham, O., Brill, P., Taitel, Y., 1987. “Two-phase flow splitting in a tee junction – experiment and modeling”. *Chemical Engineering Science*. Vol.42. N° 11, pp. 2667-2676.



- [21] Sinker, Alastair., y Hess, Michael., 2007. “Auger gas-liquid separator”. Cyclotech Limited. UK.
- [23] Sinker, Alastair., y Hess, Michael., 1997. “Applying the compact separation methodology to heavy oil separation”. Heavy Oil Field Development 29-30. Aberdeen, UK.
- [43] Taitel. Yehuda., Dukler. A., 1976. “A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas – Liquid Flow”. AIChE J.,22, pp 47-55.
- [83] Taitel, Yehuda., Pustynnik, Luzmila., Tshuva, Moshe., Barnea, Dvora., 2003. “Flow distribution of gas and liquid in parallel pipes”. *International Journal of Multiphase Flow* 29, pp.1193-1202.
- [59] Taitel, Yehuda., Sarica, Cem., Brill, J., 1999. “Slug flow modeling downward inclined pipe flow theoretical considerations”. *International Journal of Multiphase Flow* 26, 833 - 844.
- [70] Tallavó, F., Colmenares, J., Valbuena, R., 2001. “Caracterización de flujo intermitente mediante medición de vibraciones en tuberías”. PDVSA. Intevp. Informe técnico INT-07483, Los Teques. Venezuela.
- [9] Tarek, Ahmed., 2007. “Equations of State and PVT Analysis”. Applications for Improved Reservoir Modeling. Gulf Publishing Company, Texas.
- [37] Towler, Brian., y Seth, Siddhartha., 2004. “Crude Oil Separator Device Using Ultrasonic Waves”. Patente N° WO 033377 A1. University of Wyoming (US).
- [72] Trallero, José., 2000. “Estudio de las transiciones en patrones de flujo bifásico aire - aceite en tubería horizontal”. Informa Técnico INT-08125. PDVSA.Intevp.
- [29] Vergara, Moises., Foucart, Nicolas., 2007. “Selection Slug Catcher Type”. Repsol YPF. SPE 107293.
- [32] Vilchez, Nelson., 2008. “Estrategias creativas para el diseño mecánico”. Escuela de Ingeniería Mecánica. Universidad de Carabobo. Venezuela.
- [48] Viles, J.C., 1993. “Predicting Liquid Re-Entrainment in Horizontal Separators”. Paragon Engineering Services. SPE 25474.
- [49] Vítolo, Josefina., Oteyza María., 1984. Caracterización de las bases lubricantes venezolanas. Departamento de Productos del Petróleo. INTEVEP, S.A.
- [60] Watson, Malcolm., 1993. “Slug Translational Velocities”. 6th International Conference on Multiphase Production, Cannes, France: 16-18 June 1993: 229-247.



- [22] Weingarten, J.S., Kolpack, M.M., y Mattison, S.A., 1997. “Development and Testing of a Compact Liquid-Gas Auger Partial Separator for Downhole or Surface Applications”. Arco Alaska Inc. Canadá. SPE 30637.
- [61] Woods, B., Fan, Z., Hanratty, T., 2006. “Frequency and development of slugs in a horizontal pipe at large liquid flows”. *International Journal of Multiphase Flow* 32, 902 – 925.
- [73] Wren, E., Azzopardi, B.J., 2004. “Affecting the phase split at a large diameter T-junction by using baffles”. *Experimental Thermal and Fluid Science* 28, pp. 835-841.
- [80] Wren, E., Baker, G., Azzopardi, B. J., Jones, R., 2005. “Slug flow in small diameter pipes and T-junctions”. *Experimental Thermal and Fluid Science* 29, pp. 893-899.
- [44] Xiao, J., Shoham, O., Brill, J.P., 1990. “A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines”. 65th Annual Technical Conference and Exhibition of the Society of Petroleum Engineers, New Orleans. SPE 20631.
- [62] Zabaras, G., 2000. “Prediction of Slug Frequency for Gas/Liquid Flows”. Shell E&P Technology Co. SPE 56462.

APÉNDICE A:

**Método de selección aplicado a las tecnologías de separación gas líquido en
crudos altamente viscosos.**



Este apéndice contiene todo lo relacionado al método de selección utilizado para determinar la tecnología de separación gas-líquido viscoso a desarrollar en este trabajo de investigación.

Método de ponderación de criterios y soluciones.

Para desarrollar el método de ponderación de criterios y soluciones es necesario:

- A) Haber elaborado previamente las especificaciones de diseño.
- B) Tener varias soluciones probables para el problema.

Las especificaciones de diseño se distinguen en tres tipos: restricciones, criterios y funciones principales. Las restricciones son especificaciones que nos permiten rechazar algunas de las probables soluciones sin necesidad de compararlas con las restantes. Los criterios son especificaciones usadas para comparar soluciones y eventualmente decidir cual de ellas es la mejor. Por otro lado, los procesos principales son interacciones entre el sistema a diseñar y el sistema base (objetivo del diseño), y determinan las funciones principales del sistema a diseñar. El analista debe indicar explícitamente cuales son estas funciones [32].

Vilchez [32], señala que estas especificaciones de diseño pueden ser determinadas mediante la siguiente clasificación:

- a) Clasificación de acuerdo a los sistemas interactuantes.
 - Especificaciones provenientes del sistema básico.
 - Especificaciones provenientes del sistema ambiental.
 - Especificaciones provenientes de la fuente de energía.
 - Especificaciones provenientes del receptor de energía.



- Especificaciones provenientes de otros sistemas con los cuales debe interactuar el sistema a diseñar.

b) Clasificación de acuerdo a los procesos involucrados.

- Especificaciones referidas al proceso de diseño.
- Especificaciones referidas al proceso de manufactura.
- Especificaciones referidas al proceso de mantenimiento.
- Especificaciones referidas al proceso de operación.
- Especificaciones referidas al proceso de mercadeo.
- Especificaciones referidas al proceso de transporte.
- Especificaciones referidas al proceso de instalación.

Cada una de estas especificaciones genera una serie de restricciones y criterios necesarios para el desarrollar el método de selección. Es importante resaltar que las restricciones y los criterios le fijan propiedades y atributos al sistema a diseñar, mientras que las funciones principales son indicativas del comportamiento de dicho sistema [32].

Según Vílchez [32], el método de ponderación de criterios y soluciones consta de las tres etapas que se describen en los párrafos siguientes.

1) Se estudian todas las **PROBABLES SOLUCIONES** generada durante la etapa de búsqueda. El diseñador debe efectuar un análisis de las probables soluciones con el propósito de comprenderlas mejor, captar sus ventajas y desventajas, e incluso hacer modificaciones si lo considera necesario.

2) Se aplican las restricciones a todas las **PROBABLES SOLUCIONES**. Teniendo en cuenta las siguientes premisas: a) la restricciones permiten eliminar probables soluciones, sin necesidad de compararlas entre sí, b) para que una **PROBABLE SOLUCIÓN** se convierta en **SOLUCIÓN** es necesario que cumpla con



todas las restricciones del problema. La tabla 1 se usa para sistematizar la aplicación de las restricciones.

$R_1, R_2, R_3, \dots, R_n$ son las restricciones y $(PS)_1, (PS)_2, (PS)_3, \dots, (PS)_m$ son las soluciones probables.

Tabla 1. Aplicación de restricciones.

		Probables soluciones				
		$(PS)_1$	$(PS)_2$	$(PS)_3$	$(PS)_m$
R e s t r i c c i o n e s	R_1	Si	Si			
	R_2	Si	Si			
	R_3	Si	No			
		Si				
		Si				
		Si				
		Si				
		Si				
		Si				
		Si				
		Si				
		Si				
	R_n	Si				

Cada una de las celdas que están dentro del recuadro formado por líneas gruesas, permite la aplicación de una restricción específica a una determinada probable solución. En cada celda el analista describe la respuesta: si o no, como contestación a la pregunta: ¿Esta probable solución cumple con esta restricción?

A manera de ejemplo se han aplicado hipotéticamente, las restricciones a las probables soluciones $(PS)_1$ y $(PS)_2$. De éstas, $(PS)_2$ tiene que ser eliminada pues no



cumple con la restricción R3. En cambio, (PS)1 se convierte en solución pues cumple con todas las restricciones.

Se aplican los criterios a las SOLUCIONES. Esta etapa consta de tres pasos: a) ponderación de criterios, b) ponderación de SOLUCIONES de acuerdo a cada uno de los criterios y c) ponderación final de SOLUCIONES. A continuación se describen cada uno estos tres pasos.

a) Ponderación de criterios.

Supongamos que, $C_1, C_2, C_3, \dots, C_K$ son los criterios seleccionados para un problema cualquiera.

Se procede luego a ponderar los criterios de acuerdo al orden de importancia relativa. Dentro de una escala numérica previamente establecida, se asigna un valor a cada uno de los criterios. El mayor valor corresponderá al criterio más relevante. Los valores elegidos para cada uno de los criterios anteriores serán $(PC)_1, (PC)_2, (PC)_3, \dots, (PC)_K$.

b) Ponderación de soluciones de acuerdo a cada criterio.

Consideremos que $S_1, S_2, S_3, \dots, S_p$ son las alternativas que cumplen con todas las restricciones, es decir, las SOLUCIONES.

Procedemos, entonces, a ponderar estas SOLUCIONES de acuerdo al grado de aceptación respecto al criterio C_1 . Dentro de una escala numérica previamente establecida, se asigna un valor a cada una de las soluciones. El mayor valor corresponderá a la mejor solución respecto al criterio C_1 . Supongamos que, $PS_{11}, PS_{21}, PS_{31}, \dots, PS_{p1}$ sean los valores fijados para cada una de las soluciones.

Repetimos el paso anterior, para cada uno de los criterios restantes, C_2, C_3, \dots, C_k . De este modo de acuerdo al criterios C_k tenemos que, $PS_{1k}, PS_{2k}, PS_{3k}, \dots, PS_{pk}$



son los valores fijados para cada una de las soluciones.

c) Ponderación final de soluciones.

Se efectúan las siguientes sumatorias para cada una de las soluciones. De modo que,

Para la solución S1 se tiene,

$$(PC)_1 \cdot PS_{11} + (PC)_2 \cdot PS_{12} + \dots + (PC)_k \cdot PS_{1k} = X_1$$

Para la solución S2,

$$(PC)_1 \cdot PS_{21} + (PC)_2 \cdot PS_{22} + \dots + (PC)_k \cdot PS_{2k} = X_2$$

Y para la solución S_p,

$$(PC)_1 \cdot PS_{p1} + (PC)_2 \cdot PS_{p2} + \dots + (PC)_k \cdot PS_{pk} = X_p$$

La mejor solución será aquella cuya sumatoria sea mayor.

APÉNDICE B:

**Identificación de correlaciones y modelos matemáticos utilizados para la
caracterización de flujo tapón en tuberías.**



Este apéndice muestra todo lo relacionado a la identificación de correlaciones y modelos matemáticos que permitan predecir las características de tapones hidrodinámicos (fracción volumétrica de líquido, fracción de vacío, velocidades traslacionales, frecuencia, longitudes, entre otras) producidos en tuberías. La revisión bibliográfica realizada en esta parte del trabajo, esta dividida principalmente en dos puntos: características de flujo tapón para bajas viscosidades de líquido, y características de flujo tapón en altas viscosidades de líquido.

Antes de presentar la revisión bibliográfica, es necesario describir algunos aspectos relacionados a flujo intermitente (tapón):

El patrón de flujo tapón o intermitente se caracteriza por flujo alternado de líquido y gas los cuales llenan la sección transversal de la tubería [7]. Existen tres tipos de flujo tapón:

- Tapón de flujo hidrodinámico: se forma naturalmente para ciertos intervalos de caudales de flujo y propiedades físicas debido a la inestabilidad en la interfaz entre gas y líquido, al producirse un oleaje para determinados caudales de flujo en un patrón de flujo estratificado.
- Tapón de flujo inducido por el terreno: es causado por la acumulación y purga periódica de los líquidos en las zonas bajas de una tubería, particularmente para caudales muy bajos.
- Tapón de flujo inducido operacionalmente: se ocasiona debido al arranque de una planta, la operación de raspadores de tubo (*Pigging*) para la limpieza de tuberías, una despresurización de la tubería, entre otros.

El patrón de flujo predominante en las instalaciones de producción de la industria petrolera es flujo intermitente. Por esta razón, es necesario predecir sus características



fluido-dinámicas para realizar diseños adecuados de cada uno de los elementos que constituyen las instalaciones de producción (equipos de separación, entre otros).

Las características que se deben predecir de este patrón de flujo se pueden observar en la figura 1B donde se muestra el esquema de la unidad tapón (unidad básica de estudio). Siendo, τ_i el esfuerzo de corte en la película interfacial de gas-líquido. τ_G , τ_S y τ_f constituyen el esfuerzo de corte de gas, del tapón y de la película de líquido, respectivamente. Además, representan los esfuerzos de corte entre la pared y la unidad tapón. V_{LLS} y V_{GLS} constituyen la velocidad de líquido y de gas en la longitud del tapón, de igual forma, V_{GTB} y V_{LTB} constituyen la velocidad de gas y líquido en la burbuja de gas (también llamada burbuja de Taylor). V_{TB} es la velocidad traslacional o velocidad del frente de la burbuja, L_S constituye la longitud del tapón de líquido y L_f representa la longitud de la película de líquido o longitud de la burbuja de Taylor. La suma de la longitud del tapón y de la longitud de la película de líquido representa la longitud de la unidad tapón (L_u).

Otras características importantes en el estudio del patrón de flujo tapón en tuberías lo constituye la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el tapón de líquido y en la burbuja de Taylor, H_{LLS} y H_{LTB} respectivamente. Asimismo, la fracción de vacío en el tapón de líquido (α_S) y la frecuencia de arribo de tapones (f_S) también son características indispensables que deben tomarse en consideración a la hora de caracterizar las dimensiones de los tapones que arriban al equipo.

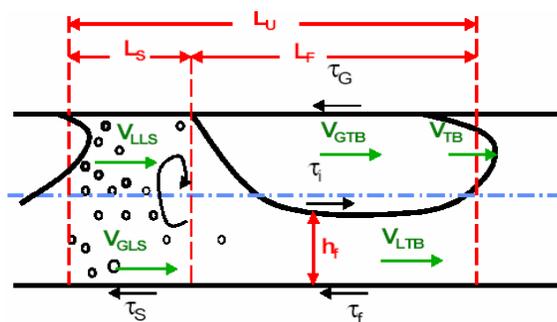


Fig.1B. Diagrama esquemático para una unidad tapón. [41]



A continuación se muestran los principales trabajos referidos a la caracterización de flujo tapón (tapón hidrodinámico) en tuberías, tanto para bajas como para altas viscosidades de fase líquida.

1.B. Caracterización del flujo tapón para baja viscosidad de fase líquida.

✓ Determinación de la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento, velocidad traslacional, frecuencia y longitud de tapón.

Bagci *et al.* [52], señalan que la longitud de los tapones en tuberías generalmente es estimada como 32D en flujo horizontal y 16D para flujo vertical, para el caso de tuberías inclinadas proponen la ecuación 1B.

$$L_{s,\min} = 16D(1 + \cos \theta) \tag{1B}$$

Por otra parte, en lo que respecta a la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el tapón, señalan a la correlación de Gregory *et al.* (1978) (ecuación 2B) es la expresión que genera mejor comportamiento para esta predicción.

$$H_{LLS} = \frac{1}{1 + \left(\frac{v_M}{8,66}\right)^{1,39}} \dots\dots\dots \text{para } v_M > 9,17 \text{ m/s} \tag{2B}$$
$$H_{LLS} = 0,48 \dots\dots\dots \text{para } v_M < 9,17 \text{ m/s}$$

Hill *et al.* [53], desarrollaron correlaciones matemáticas a partir de modelos ya establecidos, tales como los de Brill (1981), Bernico – Drouffet (1991) y Tronconi (1990), que permiten predecir algunas características de los tapones, tales como: frecuencia de tapones, longitud de tapón y máxima longitud de tapón posible. Estas correlaciones son aplicables en tuberías horizontales.

También, señalan que la correlación de Gregory *et al.* (1978) (ver ecuación 2B) es probablemente la más exacta para la predicción de la fracción volumétrica de líquido



con deslizamiento en el cuerpo del tapón. Por otro lado, basándose en correlaciones matemáticas de frecuencia de tapón publicadas en trabajos anteriores [54], lograron establecer un modelo matemático mejorado (ecuación 3B) a partir de datos experimentales, con el cual es posible predecir la frecuencia de tapón promedio.

$$\frac{f_S \cdot D}{v_M} = \left(\frac{f_S \cdot D}{v_M} \right)' \cdot \left[(1 - 0,05 \cdot v_{sG}) \cdot D^{0,3} \right]^{-1} \quad (3B)$$

Donde:

$$\left(\frac{f_S \cdot D}{v_M} \right)' = -24,729 + 0,00766 \cdot e^{(9,91209 \cdot H_{le'})} + 24,721 \cdot e^{(0,20524 \cdot H_{le'})} \quad (4B)$$

$$H_{le'} = H_{le} \cdot \left(1 - \frac{0,068}{v_{sL}} \right) \quad (5B)$$

La longitud de tapón puede ser calculada a partir de la frecuencia de tapones y asumiendo una velocidad del líquido en la zona de burbuja (ecuación 6B).

$$L_S = 1,2 \cdot v_{sL} \cdot \frac{3600}{f_S} \cdot \frac{1}{H_S} \quad (6B)$$

La velocidad del frente del tapón la expresan mediante un simple balance de masa de líquido (ecuación 7B).

$$v_f = \frac{v_S \cdot H_S - v_{le} \cdot H_{le}}{H_S - H_{le}} \quad (7B)$$

Con la longitud de la tubería y la velocidad del frente del tapón logran calcular el tiempo transitorio del frente del tapón (Tt) asumiendo que la velocidad del extremo del tapón (v_b) es igual a $1,2 v_M$ (considerando flujo tapón estacionario) y que la velocidad del fluido en el cuerpo del tapón (v_S) es igual a v_M . De modo que, la longitud del tapón (L_S) producido en la línea de la tubería L , se expresa mediante la ecuación 8B.

$$L_S = (v_f - v_b) \cdot Tt \quad (8B)$$



Resultando después de la sustitución la siguiente ecuación:

$$L_S = L \cdot \left(1 - \frac{1,2 \cdot v_M \cdot (H_S - H_{le})}{(v_S \cdot H_S - v_{le} \cdot H_{le})} \right) \quad (9B)$$

La ecuación anterior genera buenas predicciones cuando se asume altas fracciones volumétricas de líquido en el tapón [53].

Brill et al. [55], desarrollaron correlaciones para predecir características tales como: fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el tapón y en la burbuja de gas, volúmenes de líquido producidos durante al arribo de tapones, entre otras.

A partir de métodos estadísticos desarrollaron un modelo de regresión lineal (ecuación 10B) que esta en función de una variable dependiente $\ln(L_S)$ y variables independientes, tales como: $\sqrt{(\ln D)}$ y $\ln(v_M)$. Para el análisis estadístico fueron tomadas las pruebas experimentales realizadas en tuberías de 16" de diámetro en los campos de Prudhoe Bay en Alaska, las de 4" y 7" tomadas de Brainerd y Hedquist y las de 2" y 1,5" tomadas de Schmidt (1977) y Hubbard (1965), respectivamente. Crudo vivo y gas fueron usados en las pruebas de Prudhoe Bay, mientras que mezclas Kerosén / aire fueron utilizadas para las pruebas de 2" y 1,5".

$$\zeta = a_0 + a_1 (\ln D)^{1/2} + a_2 \ln v_M + e \quad (10B)$$

Siendo $\zeta = \ln L_S$

Los valores de los coeficientes del modelo de regresión se muestran a continuación:

$$a_0 = -2,663, \quad a_1 = 5,441, \quad a_2 = 0,059$$

Además, el error e posee una varianza σ_e^2 la cual se expresa mediante la ecuación 11B.

$$\sigma_e^2 = 0,309 \quad (\sigma_e = 0,556) \quad (11B)$$



En este trabajo ellos señalan que la longitud máxima del tapón (L_{SMAX}) puede ser calculada usando la relación de burbuja a tapón, tal como sigue:

$$L_{SMAX} = \frac{L_p}{1+k} \quad (12B)$$

Donde $k = \frac{T_b}{T_s}$

Al desarrollar la ecuación de continuidad en el sistema, obtuvieron las ecuaciones 13B y 14B para líquido y gas respectivamente:

$$v_{sL} = v_{TB} \frac{T_s}{T} H_{LLS} + v_{TB} \frac{T_b}{T} H_{LTB} - (v_{TB} - v_M) H_{LLS} \quad (13B)$$

$$v_{sG} = v_{TB} \frac{T_b}{T} (1 - H_{LTB}) + v_{TB} \frac{T_s}{T} (1 - H_{LLS}) - (v_{TB} - v_M) (1 - H_{LLS}) \quad (14B)$$

Despejando T_b de la ecuación 14B se obtiene:

$$T_b = \frac{T_s \left[C - \frac{(1 - H_{LLS})}{1 - H_{LTB}} \right]}{1 - C} \quad (15B)$$

Donde C queda determinada por la ecuación 16B.

$$C = \frac{v_{sG} + (v_{TB} - v_M) (1 - H_{LLS})}{v_{TB} (1 - H_{LTB})} \quad (16B)$$

Considerando continuidad sobre la fase gas a través del tapón de líquido y la burbuja obtuvieron la ecuación 17B.

$$v_G = v_{TB} - (v_{TB} - v_M) \frac{1 - H_{LLS}}{1 - H_{LTB}} \quad (17B)$$

Una consideración similar sobre la fase de líquido resulta la ecuación 18B.

$$v_f = (v_M - v_{TB}) \frac{H_{LLS}}{H_{LTB}} + v_{TB} \quad (18B)$$



La fracción volumétrica de líquido con deslizamiento promedio en la tubería se expresaron en términos de la fracción de líquido en el tapón y en la burbuja de Taylor, tal como sigue:

$$H_L T = H_{LLS} T_s + H_{LTB} T_b \quad (19B)$$

Combinando las ecuaciones 13B y 19B obtuvieron la correlación que permite calcular la velocidad traslacional (ecuación 20B)

$$v_{TB} = \frac{v_{sL} - v_M H_{LLS}}{H_L - H_{LLS}} \quad (20B)$$

Ellos señalan que la longitud del tapón de líquido puede ser estimada mediante una correlación empírica relacionada con el tiempo de producción del tapón (ecuación 21B).

$$T_s = \frac{L_s}{v_{TB}} \quad (21B)$$

Para resolver las ecuaciones anteriores es necesario calcular los valores de H_{LTB} , H_{LLS} y H_L mediante las siguientes correlaciones empíricas:

$$H_{LTB} = 1,0 - 0,01 \exp[a + b \ln v_{sG} + c (\ln v_{sG})^2] \quad (22B)$$

Donde: $a = 4,47108 - 0,13691 v_{sL}$ $b = -0,05831 + 0,08070 v_{sL}$ $c = 0,02124 - 0,01169 v_{sL}$

$$H_{LLS} = 1,0 - 0,01 \exp[a + b \ln v_{sG} + c (\ln v_{sG})^2] \quad (23B)$$

Donde:

$a = -0,52728 + 0,43839 v_{sL}$ $b = 2,01451 - 0,17878 v_{sL}$ $c = -0,20271 + 0,01819 v_{sL}$

$$H_L = 1,0 - 0,01 \exp[a + b \ln v_{sG} + c (\ln v_{sG})^2] \quad (24B)$$

Donde:

$a = 4,27143 - 0,26172 v_{sL}$ $b = 0,06495 + 0,12992 v_{sL}$ $c = 0,00406 - 0,01826 v_{sL}$

En este trabajo se compararon mediante pruebas experimentales la correlación de Gregory *et al.* (1978) (ver ecuación 2B) con la anteriormente desarrollada (ver



ecuación 23B) encontrando que: la correlación de Gregory muestra un excelente comportamiento para altos valores de fracción volumétrica, por lo tanto, es recomendada para estas aplicaciones, pero de forma general ambas correlaciones generan buenos resultados en la predicción de la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el cuerpo del tapón.

Scott *et al.* [56], realizaron estudios para la predicción de las características de los tapones en tuberías de gran diámetro mediante datos experimentales tomados de las líneas de flujo en los campos de Prudhoe Bay en Alaska. Señalan que existen dos correlaciones para grandes diámetros de tubería basadas en los datos experimentales de Prudhoe Bay que arrojan buenos resultados en la predicción pero no fueron desarrolladas para el total de datos obtenidos en campo. Estas expresiones son la correlación de Brill en 1981 (ver ecuación 10B) y la correlación de Norris en 1982 (ecuación 25B), quien modificó la correlación propuesta por Brill tomando datos experimentales de Prudhoe Bay para tuberías de 24” de diámetro.

$$\ln(\bar{L}_S) = -2,099 + 4,859(\ln D)^{0,5} \quad (25B)$$

En sus estudios **Scott *et al.* [56]** modificaron la correlación de Brill (1980) considerando el aumento del tapón a lo largo de la tubería. Este aumento se basa fundamentalmente en los datos experimentales tomados de Prudhoe Bay. En este análisis desarrollaron una correlación empírica que genera mejores comportamientos en la predicción de la longitudes de tapón que las de Brill y Norris, ecuaciones 10B y 25B (ecuación 26B).

$$\ln(L_{Sr}) = -25,4144 + 28,4948(\ln D)^{0,1} \quad (26B)$$

Esta correlación predice indirectamente la longitud promedio de tapón (\bar{L}_s) mediante la ecuación 27B.

$$\bar{L}_S = L_{Sr} G_D \quad (27B)$$



Donde “ L_{sr} ” es la longitud del tapón al final de la tubería y “ G_D ” es un desarrollo adimensional definido como la relación entre un punto de interés para la longitud del tapón y un punto de referencia, generalmente se toma el final de la tubería como punto de referencia [56]. G_D se determina por medio de la ecuación 28B.

$$G_D = \left(A + G_D |_{x_t} \right) \frac{\ln x}{\ln x_t} - A \quad (28B)$$

Donde $A = 5,29$ cuando $x \leq x_t$ y $A = 2,35$ cuando $x > x_t$

La expresión con la cual se obtiene x_t y G_D están dadas por las ecuaciones 29B y 28B, respectivamente.

$$x_t / D = 22,3 v_{sG} \quad (29B)$$

$$G_D |_{x_t} = 0.309 e^{0.0405 v_{sG}} \quad (30B)$$

Finalmente, los investigadores señalan que la correlación 26B debe ser utilizada para grandes diámetros de tubería debido a los datos recolectados en campo. Por otro lado, la correlación esta restringida para las siguientes condiciones: $d > 6$; $5 < v_{sG} < 50$; $1 < v_{sL} < 5$ y $1000 < x_p < 100000$, siendo x_p la longitud de la tubería en pies.

Burke et al. [57], describen que las correlaciones hidrodinámicas más importantes para evaluar las características de flujo tapón son presentadas por Brill, Scott, Gregory y Norris. En este sentido, señalan que la correlación de Brill en 1981 (ver ecuación 10B) para longitud de tapón es independiente de cualquier correlación de cálculo de caída de presión y fracciones de líquido en tubería. Además, la correlación propuesta por Scott en 1989 (ver ecuación 26B) es una modificación de la Brill, basada principalmente en los mismos datos experimentales. Los resultados de ambas no difieren en gran medida para el rango de diámetros de tubería que generalmente se encuentran en la industria. La correlación de Scott (1989) por si sola es una expresión muy simple y puede ser fácilmente programada.



Scott y Kouba [58], muestran las correlaciones más importantes relacionadas con la velocidad traslacional en la unidad tapón. Según ellos, la velocidad traslacional del frente de la burbuja (velocidad traslacional) debe ser estimada mediante la correlación de Nicholson (1978) (ecuación 31B).

$$v_{TB} = 1,2v_s + v_D \quad (31B)$$

Donde v_s es la velocidad promedio de líquido en el tapón, si se considera flujo homogéneo (no hay deslizamiento de flujo en el cuerpo del tapón), la velocidad promedio de líquido se puede tomar igual a la velocidad de la mezcla ($v_s = v_M$). De modo que, $1,2v_M$ es aproximadamente igual a la velocidad máxima del líquido en el tapón.

En la ecuación 31B, v_D , es la velocidad de deriva ó velocidad relativa entre la velocidad máxima de gas en la burbuja (v_{TB}) y la máxima velocidad de líquido en el tapón ($1,2 v_M$).

Ellos señalan, que la velocidad de deriva no debe despreciarse en flujo inclinado, para flujo horizontal algunos autores la reportan igual a cero ($v_D = 0$) y otros consideran una velocidad de deriva significativa en estos flujos. En este sentido, Weber en 1981 citado por Scott y Kouba [58] propone la ecuación 32B en tuberías horizontales.

$$\frac{v_D}{\sqrt{gD}} = 0,54 - 1,76Eod^{-0,56} \quad (32B)$$

Donde:

$$Eod = \frac{\rho_L g D^2}{\sigma} \quad (33B)$$

Por otro lado, los autores describen la correlación de Bendiksen *et. al.* (1984), quienes presentaron una ecuación que permite calcular v_D en tuberías inclinadas (ecuación 34B).



$$v_D = (v_D)_{horizontal} \cdot \cos(\theta) + (v_D)_{vertical} \cdot \sin(\theta) \quad (34B)$$

Además de la expresión de Bendiksen *et. al.* (1984), Scott y Kouba [58] citan los trabajos de Davies & Taylor (1950) y Benjamin (1968), quienes desarrollaron las correlaciones que predicen el valor de v_D en tuberías verticales y horizontales, ecuaciones 35B y 36B respectivamente.

$$(v_D)_{vertical} = 0,35\sqrt{gD} \quad (35B)$$

$$(v_D)_{horizontal} = 0,54\sqrt{gD} \quad (36B)$$

La ecuación 32B debe ser usada en lugar de la ecuación 36B para casos en los que el número de Eotvos es pequeño (diámetros pequeños de tubería ó fluidos muy viscosos).

Taitel *et al.* [59], señalan que la velocidad traslacional (v_{TB}) puede ser expresada en función de la velocidad de mezcla del tapón en la forma presentada por Nicklin en 1962 (ecuación 37B).

$$v_{TB} = Cv_M + v_D \quad (37B)$$

En lo que respecta a la velocidad de deriva (v_D), Taitel *et al.* [59] señalan que la correlación de Bendiksen (1984) (ver ecuación 34B) para tuberías horizontales e inclinadas es la correlación mas utilizada. De igual forma, describen que la correlación de Gregory (1978)(ecuación 2B) para predecir la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el cuerpo del tapón (H_{LLS}) es la que muestra resultados mas precisos.

Además de la correlación de Gregory (1978), Taitel *et al.* [59] citan la correlación de Barnea & Brauner en 1985 para la determinación de la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el cuerpo del tapón (ecuación 38B), la cual al igual que la Gregory genera excelentes resultados en la predicción.



$$H_{LLS} = 1 - 0,058 \left\{ 2 \left[\frac{0,4\sigma}{(\rho_L - \rho_G)g} \right]^{1/2} \left[\frac{2f_s v_M^3}{D} \right]^{2/5} \left[\frac{\rho_L}{\sigma} \right]^{3/5} - 0,725 \right\}^2 \quad (38B)$$

En la ecuación 38B, f_s representa el factor de fricción generado por el tapón de líquido. Para la longitud del tapón consideran el criterio de Nicholson (1978) de 30 veces el diámetro de la tubería ($30D$), finalmente, proponen la ecuación 39B para la predicción de la longitud de la unidad tapón.

$$L_u = L_S \frac{v_L H_{LLS} - v_f H_{LTB}}{v_{sL} - v_f H_{LTB}} \quad (39B)$$

Watson [60], desarrolló una correlación para estimar la velocidad traslacional considerando el frente del tapón como un conjunto en movimiento (ecuación 40B).

$$v_{TB} = \lambda \cdot v_M + \left[\lambda(\lambda - 1)v_M^2 + \sigma \cdot g \cdot D \cdot \cos\beta \right]^{1/2} \quad (40B)$$

Donde:

$$\lambda = \frac{\theta}{\alpha} = \frac{H_{LLS} - H_f^2}{H_{LLS} - H_f^2 - H_{LLS}(1 - H_{LLS}) \cdot H_f^2} \quad ; \quad 0,4D < H_f < 0,6D$$

$$\sigma = \frac{\gamma}{\alpha} = \frac{2H_{LLS} \cdot H_f^2 (H_{LLS} - H_f)}{H_{LLS} - H_f^2 - H_{LLS}(1 - H_{LLS}) \cdot H_f^2} \quad ; \quad 0,4D < H_f < 0,6D$$

Para este estudio, Watson [60] señala que la ecuación 40B muestra excelentes resultados cuando se trabaja con hidrocarburos y a alta presión, ya que considera el arrastre de burbujas de gas en el tapón de líquido. Además, describe que la correlación propuesta por Nicklin en 1962 (ver ecuación 37B) genera excelentes comportamientos. También, proponen la correlación desarrollada por Bendiksen en 1984 (ecuaciones 34B) para el cálculo de la velocidad de deriva y la estimaciones propuestas por Brandt & Fuchs en 1989 (ecuaciones 41B y 42B) para predecir los coeficientes C , v_D de la correlación de Nicklin (1962).



$$C = 1,05$$
$$V_D = 0,75 \text{ m/s} \quad \text{para } v_M < 5 \text{ m/s} \quad (41B)$$

$$C = 1,20$$
$$V_D = 0 \text{ m/s} \quad \text{para } v_M > 5 \text{ m/s} \quad (42B)$$

Woods et al. [61], desarrollaron una correlación para determinar la frecuencia de tapones una vez desarrollado el patrón de flujo tapón (ecuación 43B).

$$\frac{fs \cdot D}{v_{sL}} = 1,2 \left(\frac{L_S}{D} \right)^{-1} \quad (43B)$$

Señalan además, que el valor promedio de L_S/D es constante cuando el patrón de flujo esta completamente desarrollado, por lo que:

$$\frac{fs \cdot D}{v_{sL}} = \text{constante} \quad (44B)$$

La derivación que se muestra para estos factores se encuentra desarrollada en el trabajo de Wood 1998.

Zabaras [62], desarrollaron una correlación para el cálculo de la frecuencia de tapón la cual fue comparada con las correlaciones y modelos matemáticos mas importantes encontrados en la literatura arrojando un 0% de error promedio y un 60% de error absoluto. Entre las correlaciones y modelos matemáticos mas importantes utilizadas en la comparación destacan:

1) Correlación de Shell (ecuación 45B), la cual se deriva de una curva de datos obtenida por Heywood y Richarson (1979).

$$N_{Fr_{tapón}} = N_{Fr_{min}} + A \left[\left(N_{Fr_{sL}} + N_{Fr_{sG}} \right)^{0,1} - 1,17 (N_{FrL})^{0,064} \right]^2 \quad (45B)$$

Donde:



$$N_{Fr_{\text{tapón}}} = f_s \sqrt{\frac{d}{g}} ; N_{Fr_{sl}} = \frac{v_{sL}}{\sqrt{gd}} ; N_{Fr_{sg}} = \frac{v_{sG}}{\sqrt{gd}} ; N_{Fr_{\min}} = 0,048(N_{Fr_{sl}})^{0,81} ;$$
$$A = 0,73(N_{Fr_{sl}})^{2,34}$$

2) Correlación de Tronconi en 1990 (ecuación 46B), en esta expresión Tronconi asumió que la frecuencia de tapón es la mitad de la frecuencia de las ondas que la producen, para ello utilizó el análisis teórico de inestabilidad de onda de Kordyban y Ranov en 1970 y de Mishima e Ishii en 1980.

$$f_s = 0,61 \frac{\rho_G v_G}{\rho_L (D - h_L)} \quad (46B)$$

3) Correlación de Gregory y Scott [63] (ecuación 47B), sus mediciones fueron realizadas en sistemas dióxido de carbono/agua a presión atmosférica y 25 °C, con un diámetro de tubería de ¾", utilizaron datos experimentales de Hubbard en 1965 y consideraron que no existía deslizamiento entre las fases.

$$f_s = 0,0226 \left(\frac{v_{sL}}{gD} \right)^{1,2} \left[\frac{212,6}{v_M} + v_M \right]^{-1,2} \quad (47B)$$

4) Correlación de Hill y Wood en 1990 (ecuación 48B), para el desarrollo utilizaron dos parámetros fundamentales en la formación del tapón, la profundidad de la capa de líquido estratificado y la velocidad superficial de gas y líquido.

$$\frac{f_s d}{(v_G - v_L)} = 2,74 \frac{h_L}{(1 - h_L)} \quad (48B)$$

Donde v_G , v_L , y h_L se determinan por la metodología propuesta por Taitel y Dukler en 1976. Además de esta expresión Hill y Wood (1990) proponen otra correlación (ecuación 49B), la cual arroja resultados más precisos que la presentada por Gregory y Scott (ver ecuación 47B).



$$\frac{f_s D}{v_M} = 0,275 \cdot 10^{2,68 h_L} \quad (49B)$$

5) Correlación de Greskovich y Shrier en 1972 (ecuación 50B), el desarrollo de esta correlación fue realizado a partir de la correlación propuesta por Gregory y Scott (ver ecuación 47B) y es generalmente utilizada para la medición en tuberías horizontales.

$$f_s = 0,0226 \left[\lambda \left(\frac{79,5276}{D} + \frac{v_M^2}{gD} \right) \right]^{1,2} \quad (50B)$$

6) Correlación de Heywood y Richarson en 1979, utilizaron aire-agua como fluidos de trabajo y a partir de métodos probabilísticos desarrollaron la ecuación 51B.

$$f_s = 0,0434 \left[\lambda \left(\frac{79,5276}{D} + \frac{v_M^2}{gD} \right) \right]^{1,02} \quad (51B)$$

7) Modelo de de Taitel y Dukler en 1977 (ecuación 52B), sus estudios fueron realizados para sistemas aire-agua en tuberías de 3.81 cm de diámetro y el desarrollo fue basado en los mecanismos de formación de tapón.

$$\frac{f_s D}{v_{sL}} = f(X, Y, Z, v_{ld}, v_{gd}) \quad (52B)$$

Donde los parámetros v_{ld} , v_{gd} , X , Y y Z están definidos por:

$$v_{ld} = \frac{v_{sL}}{\sqrt{gD \cos \beta}}; \quad v_{gd} = \frac{v_{sG}}{\sqrt{Dg \cos \beta}} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}}; \quad X = \left[\frac{(dp/dx)_{sL}}{(dp/dx)_{sG}} \right]^{0.5};$$

$$Y = \frac{(\rho_G - \rho_G)g \sin(\beta)}{(dp/dx)_{sG}}; \quad Z = \sqrt{\frac{\rho_L v_{sL}^2 / 2D}{|(dp/dx)_{sG}|}}$$



Mediante un desarrollo estadístico de las diferentes correlaciones mencionadas, Zabaras [62] desarrolló una correlación que genera mayor exactitud en la predicción de frecuencia de tapones. (ecuación 53B):

$$f_s = 0,0226 \left(\frac{v_{sL}}{gD} \right)^{1,2} \left[\frac{212,6}{v_M} + v_M \right]^{1,2} \left[0,836 + 2,75 \sin^{0,25}(\beta) \right] \quad (53B)$$

Finalmente, comparó mediante pruebas experimentales la ecuación 53B con el modelo presentado por Taitel y Dukler en 1977 (ver ecuación 52B), concluyendo que su correlación muestra mejores resultados en la predicción de frecuencia de tapones. Sin embargo, recomienda el modelo de Taitel y Dukler particularmente para diámetros mayores a 8”.

Hewitt [64], cita el desarrollo propuesto por Manolis (1995) (ecuación 54B) como la expresión que muestra mejor exactitud en la predicción de frecuencia de tapón en comparación con las presentadas por Hill y Wood (1990) y Tronconi (1990), ya que estas últimas no toman en consideración el efecto de la presión sobre la frecuencia. La expresión presentada por Manolis en 1995 es una forma modificada de la correlación propuesta por Gregory y Scott en 1969.

$$f_s = 0,0037 F_r^{1,8} \quad (54B)$$

Donde F_r está definido por la ecuación 55B.

$$F_r = \frac{V_{sL}}{gD} \left[\frac{25 + v_M^2}{v_M} \right] \quad (55B)$$

Gomis [65], desarrolló mediciones en la línea de 24” pulgadas del Campo el Furrial en un tiempo promedio de 15 horas, donde se detectaron 626 tapones con una frecuencia de 60 segundos entre ellos y una velocidad traslacional de 19 m/s. La longitud promedio de los tapones se ubicó en 200 metros y se reportaron tapones de hasta 1000 metros. Se demostró en este trabajo que el tamaño de los tapones sigue



una distribución normal del tipo nodal, y que la mejor correlación es la de BP y Tulsa para la descripción del fenómeno. (ecuación 56B, citada por Gutiérrez [66]).

$$L_n(L_S) = -3,579 + 7,075 \cdot (L_n D)^{0,5} + 0,059 \cdot (L_n v_M) - 0,7712 \cdot (L_n D) \quad (56B)$$

✓ **Determinación de la fracción de vacío.**

Barnea y Brauner [67], proponen una expresión para la predicción de la fracción de vacío de gas presente en un tapón de líquido desarrollado (ecuación 57B). Esta expresión fue desarrollada asumiendo que el gas en el tapón de líquido aparece en forma de burbujas dispersas y que no existe deslizamiento entre las fases.

$$\alpha_S = \frac{v_{sG}}{v_{sG} + v_{sL}} \quad (57B)$$

Finalmente, destacan que este modelo puede ser utilizado para patrones de flujo de burbuja alargada. Además, señalan que para caracterizar el patrón de flujo tapón, se debe asumir una longitud de tapón de 32D para tuberías horizontales y 16D en flujo vertical.

Paglianti *et al.* [68], muestran las diferentes correlaciones para la predicción de la fracción de vacío en el tapón de líquido a partir de datos experimentales obtenidos con mezclas aire-agua y aire-aceite liviano.

Gregory *et al.* (1978) citado por Paglianti *et al.* [68] usó dos secciones de prueba diferentes con diámetros internos de 25,8 y 51,2 mm, y aceite liviano - aire como fluidos de trabajo para proponer la siguiente ecuación:

$$\alpha_S = 1 - H_{LLS} \quad (58B)$$

Siendo H_{LLS} expresado mediante la ecuación 2B.



Por otro lado, Malnes (1982) citado por Paglianti *et al.* [68] propuso otra correlación empírica (ecuación 59B) basada en los mismos datos experimentales de Gregory (1978).

$$\alpha_S = \frac{v_M}{C_c + v_M} \quad (59B)$$

Donde el coeficiente C_c se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$C_c = 83 \left(\frac{g^* \sigma}{\rho_L} \right)^{1/4} \quad (60B)$$

Fershneider (1983) citado por Paglianti *et al.* [68] utilizó un lazo de pruebas de alta presión (15 Bar) con gas y condensado como fluidos de trabajo, para proponer la ecuación 61B.

$$\alpha_S = 1 - \frac{1}{\left(1 + \frac{F_r^2 \cdot B_o^{0.2}}{625} \right)^2} \quad (61B)$$

Donde F_r y B_o se expresan mediante las ecuaciones 62B y 63 B, respectivamente.

$$F_r = \frac{v_M}{\sqrt{\left(1 - \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \cdot g \cdot D}} \quad (62B)$$

$$B_o = \frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot D^2}{\sigma} \quad (63B)$$

Andreussi y Bendisken (1985) citados por Paglianti *et al.* [68] desarrollaron la ecuación 64B para $v_M > v_0$, asumiendo que la aireación de la capa de líquido en la región de flujo estratificado es despreciable y tomando en consideración flujo tapón completamente desarrollado.

$$\alpha_S = \frac{v_M - v_0}{(v_M + v_L)^n} \quad (64B)$$

Siendo:



$$v_0 = 2.6 \cdot \left(1 - 2 \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^2 \right) \cdot \sqrt{g \cdot D \cdot \frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L}} \quad (65B)$$

Con $d=2.5$ cm, y

$$v_L = 2400 \cdot \left(1 - \frac{\sin \beta}{3} \right) \cdot B^{-3/4} \cdot \sqrt{g \cdot D \cdot \frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L}} \quad (66B)$$

Donde n es un parámetro que toma en consideración el efecto de la densidad de gas, y se expresa la ecuación 67B.

$$n = 1 - 3 \cdot \frac{\rho_G}{\rho_L} \quad (67B)$$

Para el caso que $v_M \leq v_0$, la fracción de vacío es despreciable ($\alpha_s = 0$).

2.B. Características del flujo tapón para altas viscosidades de la fase líquida.

Gokcal et al. [69], determinaron los efectos de las altas viscosidades sobre los patrones de flujo, gradientes de presión y fracciones volumétricas de líquido mediante observaciones experimentales.

En este sentido, observaron que la forma de la burbuja cambia con el incremento de la viscosidad para patrones de burbuja alargada. Otra observación radica en que la frecuencia de tapones y “holdup” de líquido aumentan, mientras la longitud del tapón disminuye cuando se incrementa la viscosidad del crudo. Aunado a esto, los gradientes de presión se elevan con dicho incremento, con lo cual concluyen que la viscosidad juega un importante papel en el comportamiento del flujo.

Colmenares et al. [41], señalan que existen marcadas diferencias en las características del tapón entre crudos livianos y pesados. Ya que, la fase líquida en los livianos generalmente se presenta en régimen de flujo turbulento, mientras que en crudos pesados tiende a ser laminar. La altura de líquido en la región de película en los crudos pesados se incrementa notoriamente al igual que la velocidad del frente de



la burbuja (traslacional) debido entre otras variables a la gran tasa de flujo recibida. De modo que, los tapones en crudo pesado son de menor longitud pero con mayor frecuencia.

Para la predicción de la velocidad del frente de la burbuja (v_{TB}) se utilizó la correlación presentada por Bendiksen (1984) (ver ecuaciones 34B y 68B).

$$v_{TB} = C \cdot v_M + 0,54\sqrt{gD} \cos \theta + 0,35\sqrt{gD} \sin \theta \quad (68B)$$

Donde C es una constante que depende del perfil de velocidad de líquido en el cuerpo del tapón, tomando valores de $C= 1,2$ para flujo turbulento y $C= 2,0$ para flujo laminar (Xiao, 1990). Esta expresión fue validada experimentalmente aún para bajos números de Reynolds, obteniendo buenos resultados [41]. La fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el tapón (H_{LLS}) fue estimada utilizando la correlación de Gregory *et. al* (1978) (ver ecuación 2B). En lo que respecta a longitud de tapones Colmenares *et al.* [41], observaron que la relación de $30D$ tomada por diferentes autores para esta característica de flujo, no genera buenos resultados en sistemas viscosos. Finalmente, señalan que la frecuencia de tapón en crudos viscosos debe ser estimada mediante la ecuación 69B.

$$f_s = \frac{v_{TB}}{L_U} \quad (69B)$$

Ortega [31], desarrolló un modelo para predecir la caída de presión en flujo tapón para tuberías horizontales a partir del modelo de Taitel y Barnea (1990), este desarrollo se obtuvo en un circuito de 2 in. de diámetro y 250 diámetros de longitud ($250D$) usando un sistema aceite (480 cP) / aire a una temperatura de 20 °C. Además de este modelo de caída de presión, el autor plantea las principales correlaciones utilizadas para la caracterización de flujo tapón en tuberías.

Para estimar la fracción volumétrica de líquido en la burbuja de Taylor propone la ecuación 70B, la cual se genera a partir de un balance de masa presentado por



Shoham (2000), donde se asume que la velocidad del líquido en la burbuja de Taylor es menor que la velocidad traslacional ($v_{LTB} \ll v_{TB}$).

$$H_{LTB} = \frac{(v_{TB} - v_L) \cdot H_{LLS}}{v_{TB}} \quad (70B)$$

La velocidad traslacional se obtiene de la correlación propuesta por Bendiksen (1984) (ver ecuación 68B). Por su parte, la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el cuerpo del tapón se determina utilizando la correlación de Gregory *et al.* (1978) [31]. (ver ecuación 2B).

A partir del balance de masa descrito por Shoham (2000) y considerando que el valor de v_{LTB} es despreciable, se genera de expresión para estimar la longitud de la película de líquido (L_f) (ecuación 71B) [31].

$$L_f = L_S \cdot \left(\frac{v_L \cdot H_{LLS}}{v_{SL}} - 1 \right) \quad (71B)$$

La velocidad real del líquido o velocidad in situ (v_L) se obtiene a partir de la ecuación 72B [31].

$$v_L = \frac{v_M - v_{GLS} \cdot (1 - H_{LLS})}{H_{LLS}} \quad (72B)$$

La velocidad de las burbujas de gas en el tapón (v_{GLS}) se obtiene de la expresión desarrollada por Ansari (1988) (ecuación 73B) [31].

$$v_{GLS} = 1,2 v_M + 1,53 \left[\frac{\sigma \cdot g (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{0,25} \cdot H_{LLS}^{0,1} \cdot \sin \beta \quad (73B)$$

Donde el término H_{LLS} toma en consideración el efecto de la presencia de burbujas en el cuerpo del tapón.



A partir de los datos obtenidos en laboratorio, Ortega [31] obtuvo una correlación experimental para predecir la longitud de la película (No mostrada por ser información confidencial de PDVSA.Intevep).

Finalmente, utilizando la correlación de longitud de película y la ecuación 71B presentó una correlación experimental que permite predecir la longitud de tapones en crudos viscosos (No mostrada por ser información confidencial de PDVSA.Intevep).

Luego de conocer L_S , la frecuencia de tapones puede estimarse mediante la ecuación presentada por colmenares *et al.* [41] (ver ecuación 69B).

Ortega [40], utilizó un sistema aceite 1200 cP / aire a 20 °C para observar el comportamiento de las diferentes características de flujo tapón en sistemas altamente viscosos, de los datos obtenidos experimentalmente desarrolló una correlación para estimar la longitud de la película (L_f) en tuberías horizontales en el intervalo de 500 a 1300 cP (No mostrada por ser información confidencial de PDVSA.Intevep).

La velocidad traslacional se obtiene de la correlación propuesta por Bendisken (1984) (ver ecuación 68B). En la cual el valor de C depende del perfil de la velocidad de líquido en el cuerpo del tapón ($C = 1,2$ y $C = 2,0$, turbulento y laminar, respectivamente (Xiao (1990)). Además de estos dos valores, Taitel (2000) citado por Ortega [40] propuso la ecuación 78B para valores intermedios de números de Reynolds.

$$C = \frac{2,0}{1 + \left(\frac{Re_L}{Re_{CL}}\right)^2} + \frac{1,20}{1 + \left(\frac{Re_{CL}}{Re_L}\right)^2} \quad (78B)$$

Donde Re_{CL} , es el número de Reynolds critico entre flujo laminar y turbulento equivalente a $Re_{CL} = 1502$ [40].



El autor señala además, que la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en el cuerpo del tapón puede ser determinada mediante una correlación obtenida a partir de las mediciones realizadas con sensores capacitivos (holdupmeters) para el sistema aceite (1200cP) / aire.

Por otro lado, describe que para sistemas donde la fase líquida es poco viscosa (en el orden de 10cP), la correlación desarrollada por Gregory et al. (1978) (ver ecuación 2B) funciona muy bien. Sin embargo, esta correlación genera buenas predicciones para líquidos con viscosidades inferiores a los 500 cP.

Finalmente, se concluye, que al aumentar la viscosidad de la fase líquida, manteniendo constantes las condiciones dinámicas (v_{sL} y v_{sG}) se puede apreciar una disminución tanto en la longitud del tapón de líquido (L_S) como de la longitud de la película en la burbuja (L_f). Como consecuencia la longitud en la unidad completa (L_U) disminuye y por lo tanto, se produce un aumento considerable en la frecuencia de tapones (f_S).

Tallavó et al. [70], describen el comportamiento de las principales características de flujo tapón en tuberías horizontales. En este sentido señalan, que cuando el flujo tapón llega a la primera estación de separación en superficie, el flujo instantáneo de líquido se incrementa por un factor de 5 a 20 con respecto al valor nominal, mientras que la tasa de flujo de gas se reduce casi a cero.

Con el análisis de sus mediciones concluyen que el período de los tapones disminuye con el incremento de la velocidad de la mezcla, producto del aumento de la velocidad superficial de líquido. Además, lograron establecer que para sistemas aire – agua la velocidad traslacional promedio es proporcional a 1,3 veces la velocidad de la mezcla y en el caso de flujo bifásico viscoso la velocidad traslacional esta en el orden de $1,8 v_M$.

APÉNDICE C.

**Análisis bibliográfico de las transiciones entre patrones de flujo estratificado -
no estratificado.**



En el comportamiento de las transiciones entre patrones de flujo estratificado - no estratificado, es importante describir todo lo relacionado a flujo estratificado en régimen estacionario. En este sentido, Taitel *et al.* [43], desarrollaron un modelo para determinar el nivel de líquido en tuberías (h_L) para este patrón de flujo, donde los caudales de gas y líquido, el diámetro, ángulo de inclinación de la tubería, y las propiedades físicas de las fases son variables de interés. El modelo considera balances de momentum sobre las fases gas y líquido en un volumen de control diferencial de longitud (Δx). A partir de los balances de momentum se obtiene la ecuación de momentum combinado (ecuación 1C) [43].

$$\tau_{wG} \frac{S_G}{A_G} - \tau_{wL} \frac{S_L}{A_L} + \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G} \right) - (\rho_L - \rho_G) g \sin \theta = F \quad (1C)$$

Para $F = 0$, se genera la ecuación que expresa de forma implícita el valor de h_L y combina todas las fuerzas que actúan sobre las fases gas y líquido. El cálculo se desarrolla utilizando métodos de flujo monofásico basados en el concepto de diámetro hidráulico mostrado en 1973 por Agrawal *et al.* [43], ecuaciones 2C y 3C para las fases gas y líquido, respectivamente.

$$D_{hG} = \frac{4A_G}{S_G + S_i} \quad (2C)$$

$$D_{hL} = \frac{4A_L}{S_L} \quad (3C)$$

Los factores de fricción de cada una de estas fases se obtienen mediante las ecuaciones 4C y 5C.

$$f_G = c_G \left(\frac{D_G v_G \rho_G}{\mu_G} \right)^{-m} \quad (4C)$$

$$f_L = c_L \left(\frac{D_L v_L \rho_L}{\mu_L} \right)^{-n} \quad (5C)$$



Donde $c_L = c_G = 16$ y $m = n = 1$ para flujo laminar, $c_L = c_G = 0,046$ y $m = n = 0,2$ para flujo turbulento. Por otro lado, los esfuerzos de corte de las fases gas y líquido pueden expresarse mediante las ecuaciones 6C y 7C.

$$\tau_{WG} = f_G \frac{\rho_G v_G^2}{2} \quad (6C)$$

$$\tau_{WL} = f_L \frac{\rho_L v_L^2}{2} \quad (7C)$$

Por su parte, el esfuerzo de corte en la región interfacial se expresa mediante la ecuación 8C.

$$\tau_i = f_i \frac{\rho_G (v_G - v_i)^2}{2} \quad (8C)$$

Cohen y Hanratty (1968) citados por Barnea y Taitel [42] señalan que el valor del factor de fricción interfacial puede asumirse constante, con un valor de $f_i = 0,014$. Por su parte, en 1994 Barnea y Taitel [46] señalan que generalmente se considera a $f_i \approx f_G$ cuando $f_G > 0,014$. Además, consideran que la velocidad en la interfaz es despreciable, debido a que la velocidad del gas es mayor a la del líquido ($v_G \gg v_i$). Bajo estas dos últimas consideraciones el esfuerzo de corte interfacial es igual al esfuerzo de corte del gas.

A partir de lo señalado anteriormente ($\tau_i \approx \tau_{WL}$) la ecuación 1C se describe de la siguiente forma:

$$\frac{\tau_{WG}}{\tau_{WL}} \frac{S_L}{A_L} - \left(\frac{S_G}{A_G} + \frac{S_i}{A_L} + \frac{S_i}{A_G} \right) - \frac{(\rho_L - \rho_G)g \sin \theta}{\tau_{WG}} = 0 \quad (9C)$$

La ecuación 9C puede ser presentada de forma adimensional expresando sus variables de la siguiente forma [43]:



$$\tilde{S}_L = \frac{S_L}{d}; \quad \tilde{h}_L = \frac{h_L}{d}; \quad \tilde{A}_L = \frac{A_L}{d^2}; \quad \tilde{v}_L = \frac{v_L}{v_{SL}}; \quad y \quad \tilde{v}_G = \frac{v_G}{v_{SG}} \quad (10C)$$

De este modo se obtiene la forma adimensional de la ecuación de momentum combinado, tal como sigue [43]:

$$X^2 \left[(\tilde{v}_L \tilde{d}_L)^{-n} \tilde{v}_L^2 \frac{\tilde{S}_L}{\tilde{A}_L} \right] - \left[(\tilde{v}_G \tilde{d}_G)^{-m} \tilde{v}_G^2 \left(\frac{\tilde{S}_G}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_G} \right) \right] - 4Y = 0 \quad (11C)$$

De este análisis dimensional surgen dos grupos dimensionales, “Y” que es el parámetro del ángulo de inclinación, y “X” que es el parámetro de Lockhart y Martinelli, ecuaciones 12C y 13C, respectivamente.

$$X^2 = \frac{\frac{4c_L}{D} \text{Re}_L \frac{\rho_L v_{sL}^2}{2} \left(\frac{dP}{dx} \right)_{sL}}{\frac{4c_G}{D} \text{Re}_G \frac{\rho_G v_{sG}^2}{2} \left(\frac{dP}{dx} \right)_{sG}} \quad (12C)$$

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G)g \sin \theta}{\frac{4c_G}{D} \text{Re}_G \frac{\rho_G v_{sG}^2}{2} \left(\frac{dP}{dx} \right)_{sG}} = \frac{(\rho_L - \rho_G)g \sin \theta}{\left(\frac{dP}{dx} \right)_{sG}} \quad (13C)$$

Todas las variables adimensionales de la ecuación 11C están en función únicamente de \tilde{h}_L [43]. La relación funcional entre las variables adimensionales y \tilde{h}_L se muestran a continuación:

$$\tilde{A}_L = 0,25 \left[\pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) + (2\tilde{h}_L - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \right] \quad (14C)$$

$$\tilde{A}_G = 0,25 \left[\cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) - (2\tilde{h}_L - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \right] \quad (15C)$$

$$\tilde{S}_L = \pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) \quad (16C)$$



$$\tilde{S}_G = \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) \quad (17C)$$

$$\tilde{S}_i = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \quad (18C)$$

$$\tilde{v}_L = \frac{\tilde{A}}{\tilde{A}_L} \quad \tilde{v}_G = \frac{\tilde{A}}{\tilde{A}_G} \quad (19C)$$

A partir del desarrollo de flujo estratificado en régimen estacionario, Taitel y Dukler [43] desarrollaron un modelo simplificado para predecir la transición estratificado- no estratificado para flujo en tuberías a partir del análisis de estabilidad de Kelvin – Helmholtz asumiendo una onda finita estacionaria sobre la interfaz gas – líquido. Para este desarrollo se consideran dos fuerzas que actúan sobre la cresta de la onda en direcciones opuestas. La gravedad que es la fuerza que tiende a reducir la onda y a estabilizar la configuración estratificada, y la fuerza de Bernoulli que tiende a incrementar la amplitud de onda. Ambas condiciones de la estabilidad generan el siguiente criterio de transición:

$$v_G > K_{TD} \left[\frac{(\rho_L - \rho_G)g \cos \theta_{A_G}}{\rho_L \left(\frac{dA_L}{dh_L} \right)} \right]^{1/2} \quad (20C)$$

Donde:

$$K_{TD} = \left(1 - \frac{h_L}{D} \right) \quad (21C)$$

La ecuación 20C representa el modelo simplificado de transición estratificado - no estratificado propuesto por Taitel y Dukler [43] en su forma dimensional.

Para este modelo, si se cumple que v_G es mayor que la expresión del lado derecho, entonces la fuerza de succión de Bernoulli vencerá a la fuerza de gravedad causando que el flujo sea inestable y que la transición de estratificado a no estratificado se genere, de lo contrario, el flujo será estable y existirá flujo estratificado en la tubería [43].



Aplicando las mismas variables utilizadas para el desarrollo de flujo estratificado en equilibrio (ver ecuación 10C), el criterio de transición (ecuación 20C) puede ser expresado de forma adimensional [43], tal como sigue:

$$Fr^2 \left[\frac{1}{(1 - \tilde{h}_L)^2} \frac{\tilde{v}_G^2 \frac{d\tilde{A}_L}{d\tilde{h}_L}}{\tilde{A}_G} \right] \geq 1 \quad (22C)$$

Donde:

$$\frac{d\tilde{A}_L}{d\tilde{h}_L} = \tilde{S}_i = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \quad (23C)$$

Siendo Fr el número de Froude modificado, expresado como:

$$Fr = \sqrt{\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)}} \frac{v_{sG}}{\sqrt{gD \cos \theta}} \quad (24C)$$

En 1993, Barnea y Taitel [42] desarrollaron un análisis de estabilidad para flujos viscosos con largas longitudes de ondas generadas sobre flujo estratificado en tuberías. El análisis toma en consideración los esfuerzos cortantes y la tensión interfacial utilizando factores de fricción, con lo cual determinan el nivel de líquido en estado estacionario de la misma forma que Taitel y Dukler [43]. Este criterio de estabilidad o criterio de transición entre flujo estratificado-no estratificado se expresa de la siguiente forma:

$$\left(\frac{e}{2b} - a \right)^2 - (a^2 - c) - dk^2 < 0 \quad (25C)$$

Donde:

$$a = \frac{1}{\rho_M} \left(\frac{\rho_L v_L}{R_L} + \frac{\rho_G v_G}{R_G} \right) \quad (26C)$$

$$b = \frac{1}{2\rho_M} \left[\left(\frac{\partial F}{\partial v_{sL}} \right)_{v_{sG}, R_L} - \left(\frac{\partial F}{\partial v_{sG}} \right)_{v_{sL}, R_L} \right] \quad (27C)$$



$$c = \frac{1}{\rho_M} \left(\frac{\rho_L v_L^2}{R_L} + \frac{\rho_G v_G^2}{R_G} - (\rho_L - \rho_G) g \cos \theta \frac{A_P}{dA_L / dh_L} \right) \quad (28C)$$

$$d = \frac{\sigma_L}{\rho} \frac{A_P}{dA_L / dh_L} \quad (29C)$$

$$e = \frac{1}{\rho_M} \left(\frac{\partial F}{\partial R_L} \right)_{v_{sL}, v_{sG}} \quad (30C)$$

$$\rho = \frac{\rho_L}{R_L} + \frac{\rho_G}{R_G} \quad (31C)$$

En la ecuación 31C, R_G y R_L representan las fracciones volumétricas de gas y líquido en la tubería y se expresan de la siguiente forma:

$$R_L = \frac{A_L}{A_P}; \quad R_G = \frac{A_G}{A_P} \quad (32C)$$

En la ecuación 25C, el primer término muestra el efecto del esfuerzo cortante, el segundo término ($a^2 - c$) es la contribución del análisis para flujos no viscoso (IKH), y por último, el término dk^2 es la contribución de la tensión interfacial y depende únicamente de la longitud de onda. Según Rivero *et al.* [71], este último término generalmente se desprecia, debido al poco efecto que genera sobre la línea de transición.

Al sustituir cada uno de los parámetros anteriores en la ecuación 25C. El criterio de transición de Barnea y Taitel [42] para obtener flujo estratificado también puede ser expresado de la siguiente manera:

$$v_G > K \left[(\rho_L R_G + \rho_G R_L) \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L \rho_G} \right) g \frac{A_P}{\frac{\partial A_L}{\partial h_L}} \right]^{1/2} \quad (33C)$$



De igual modo, ellos expresan que cuando $\rho_L \gg \rho_G$ se genera el siguiente comportamiento:

$$(\rho_L R_G + \rho_G R_L) \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L \rho_G} \right) A_P = \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L \rho_G} \right) A_G \quad (34C)$$

Si $K = 1$ la ecuación 33C corresponde al modelo que Barnea y Taitel [42] denominan Kelvin – Helmholtz no viscoso (por sus siglas en ingles IKH). Si $K=K_v$ (ecuación 35C), la ecuación 33C corresponde al modelo Kelvin – Helmholtz viscoso (por sus siglas en ingles VKH).

$$K_V = \sqrt{1 - \frac{(C_V - C_{IV})^2}{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho} g \cdot \cos \theta \cdot \frac{A_P}{\frac{dA_L}{dh_L}}} } \quad (35C)$$

Los términos C_V y C_{IV} de la ecuación 35C constituyen la velocidad de la onda al inicio de la inestabilidad y la velocidad crítica de la onda, respectivamente [42]. Estas velocidades se expresan en las ecuaciones 36C y 37C.

$$C_V = \frac{\left(\frac{\partial F}{\partial h_L} \right)_{v_{sG}, U_{sL}}}{\left(\left(\frac{\partial F}{\partial v_{sG}} \right)_{v_{sL}, h_L} - \left(\frac{\partial F}{\partial v_{sG}} \right)_{v_{sG}, h_L} \right)} \quad (36C)$$

$$C_{IV} = \frac{\rho_L v_L \alpha + \rho_G v_G h_L}{\rho_L \alpha + \rho_G h_L} \quad (37C)$$

En la ecuación 36C, F es el total de las fuerzas que actúan sobre el sistema debido a los esfuerzos viscosos y a la gravedad, expresada por Taitel-Dukler [43] (ver ecuación 1C).

Además, de estos tres modelos presentados para las transiciones estratificado-no estratificado (Modelo de Taitel y Dukler, IKH y VKH), se han desarrollado otros,



tales como: el de Lin y Hanratty (1986) y el de Funada y Joseph (2000), que tienen como base el mismo análisis de estabilidad de Kelvin – Helmholtz.

En el caso de Lin y Hanratty (1986), Pereira [47], describe que este modelo de transición considera la viscosidad de líquido mediante los esfuerzos de corte, pero no es totalmente explícito y luce engorroso en la publicación. De igual modo, señala que el desarrollo propuesto por Funada y Joseph (2000) considera la viscosidad mediante los esfuerzos normales y la tensión interfacial. Además, este modelo se adapta a flujos viscosos y no viscosos, pero desprecia los esfuerzos de corte. De acuerdo a estas premisas estos últimos dos modelos no serán estudiados y solo se observará el comportamiento de los tres modelos antes citados (Modelo de Taitel y Dukler, IKH y VKH) para diferentes condiciones operacionales, tal como se muestra.

Diversos investigadores han realizado estudios para evaluar el comportamiento de los modelos de transición existentes para diferentes condiciones de flujo. En este sentido, Ortega *et al.* [31], utilizaron el modelo VKH para la transición estratificado liso a flujo tapón con una mezcla Kerosen /aire en tubería horizontal y se observó que los puntos experimentales caen fuera del campo de estudio, por lo cual se decidió usar el modelo de Taitel y Dukler [43] en estos sistemas de baja viscosidad.

En el 2000, Trallero [72] obtuvo flujo estratificado mediante el modelo VKH para una viscosidad de 481 Cp en tuberías horizontales, de este modo concluye que el modelo VKH se adapta correctamente a viscosidades elevadas.

Por su parte, Barnea [45] en 1990 señala que las predicciones de transición estratificado-no estratificado obtenidas con el modelo VKH son casi idénticas a las obtenidas por el modelo de Taitel y Dukler para bajas viscosidades de líquido. Sin embargo, cuando las viscosidades se elevan, el modelo de Taitel y Dukler genera predicciones incorrectas, y estas discrepancias aumentan con el incremento de la viscosidad.



Además, Barnea [45] señala que en altas viscosidades K_v se aproxima a la unidad y la solución obtenida por el análisis viscoso (VKH) es similar a la obtenida para el análisis no viscoso (IKH). En este sentido, Barnea y Taitel [42] en 1993 señalan que cuando la viscosidad del líquido se incrementa la contribución del término $(C_V - C_{IV})^2$ disminuye y para altas viscosidades tanto IKH como VKH generan los mismos resultados.

De igual forma que Barnea [45] y Barnea - Taitel [42], Pereira [47] en el 2001 describe que el modelo VKH posee el mismo comportamiento que IKH para fluidos viscosos ($\mu_L > 500$ cP). También, señala que al comparar estos dos modelos para cambios de viscosidad entre 1-5000 cP, se aprecia que el modelo IKH y VKH comienzan a sobreponerse a partir de 500 cP para altas velocidades superficiales de gas haciéndose más acentuado a medida que la viscosidad del líquido se incrementa (Fig. 1C).

Según Pereira [47], para bajas velocidades de gas y altas viscosidades ($\mu_L \geq 500$ cP), el término de fricción hace que el modelo VKH alcance primero la transición a estratificado que el modelo IKH, esta transición a alta viscosidad se generan a menores velocidades de líquido. Para altas velocidades de gas, los términos de inercia dominan considerablemente la transición, haciendo que el modelo VKH y el IKH predigan el mismo comportamiento.

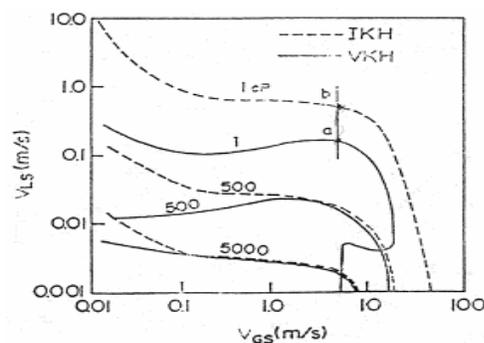


Fig. 1C. Efecto de la viscosidad del líquido en los modelos IKH y VKH. Sistema aire-líquido. Tubería horizontal. $D = 5$ cm [42].



Por otro lado, Pereira [47] observa que a medida que la tubería se inclina hacia abajo, la predicción de la transición estratificado - no estratificado tanto para el modelo VKH como para el IKH tiende a igualarse. En el caso de tuberías horizontales e inclinadas hacia arriba con viscosidades de líquido menores a 500 cP, Pereira [47] recomienda utilizar el modelo VKH, y para viscosidades superiores recomienda el IKH debido a su simplicidad en los cálculos.

Asimismo, Barnea [45] señala que en bajas viscosidades de líquido el modelo VKH predice correctamente la existencia de flujo estratificado liso en inclinaciones positivas de la tubería (flujo ascendente), contrario a esto, señala que el patrón de flujo estratificado desaparece completamente en estas condiciones mediante el modelo de Taitel y Dukler. Pero de manera general el patrón de flujo estratificado se reduce ampliamente en inclinaciones ascendentes. Es importante destacar que para ángulos de inclinación inferiores a 5° el modelo VKH predice correctamente la transición, pero por arriba de este valor se empiezan a generar discrepancias [45].

En este sentido, Pereira [47] observó que después de 5° de inclinación la región de estratificado prácticamente desaparece para cualquier rango de viscosidad, por lo cual, concluye que la segregación de las fases puede lograrse siempre que el ángulo de inclinación sea inferior a 5° . Según Pereira [47], este ángulo crítico es menor a medida que la viscosidad del líquido se incrementa, pero dicho valor ($\pm 5^\circ$) satisface la gama de viscosidades que puedan presentarse.

En el caso de inclinaciones negativas de tubería (flujo descendente), Barnea y Taitel [42] describen que la curva de estabilidad generada por el modelo VKH es ausente y la transición para flujo estratificado solamente es controlada por el análisis IKH y la curva $hl/D = 0,5$. Además, indican que el flujo estratificado determinado por estas dos curvas es flujo estratificado ondulado con ondas de gran amplitud, el cual no es recomendado para aplicaciones de separación por la gran cantidad de líquido arrastrado por la corriente de gas separada.



En 1994, Barnea y Taitel [46] destacan que para altas viscosidades de líquido el modelo de Taitel y Dukler (1976) sobrepredice la transición hacia flujo estratificado en tuberías horizontales e inclinadas hacia arriba. Además, manifiestan que para flujo descendente la curva de transición del modelo de Taitel y Dukler se encuentra muy cerca de la curva real para un amplio rango de viscosidades.

Afianzando las conclusiones anteriores, en la Fig. 2C se comparan cada uno de los modelos de transición con data experimental obtenida por Shoham (1982) para un sistema aire-agua. En esta figura se observa que el modelo VKH predice correctamente la transición estratificado – no estratificado en tuberías horizontales e inclinadas hacia arriba. Sin embargo, en flujo ascendente (inclinado hacia arriba), se observa que el patrón de flujo estratificado prácticamente desaparece y generalmente en este caso se obtiene flujo estratificado de grandes ondas de amplitud (Rolls Waves).

Por otro lado, en flujo descendente el modelo VKH muestra curvas de transiciones alejadas de la realidad, así para inclinaciones de tubería de -1° la curva comienza a desviarse de la zona de transición y ya para inclinaciones mayores a -5° la curva desaparece completamente. Al contrario de esto, el modelo de Taitel y Dukler muestra una buena aproximación en la transición para inclinaciones negativas de la tubería (ver Fig. 2C), por lo que, para estas condiciones el modelo de Taitel y Dukler pareciera ser el mas adecuado.

Finalmente, Barnea [45] concluye que para viscosidades por debajo de 100 cP, el modelo de Taitel - Dukler es valido y se comporta bien para todo el rango de inclinaciones de tubería. Además, predice correctamente las tendencias obtenidas con cambios en la densidad de gas y diámetro de tubería. Sin embargo, para altas viscosidades de líquido las predicciones no son adecuadas. De modo que, para esta condición la transición con el modelo VKH genera mejores resultados.

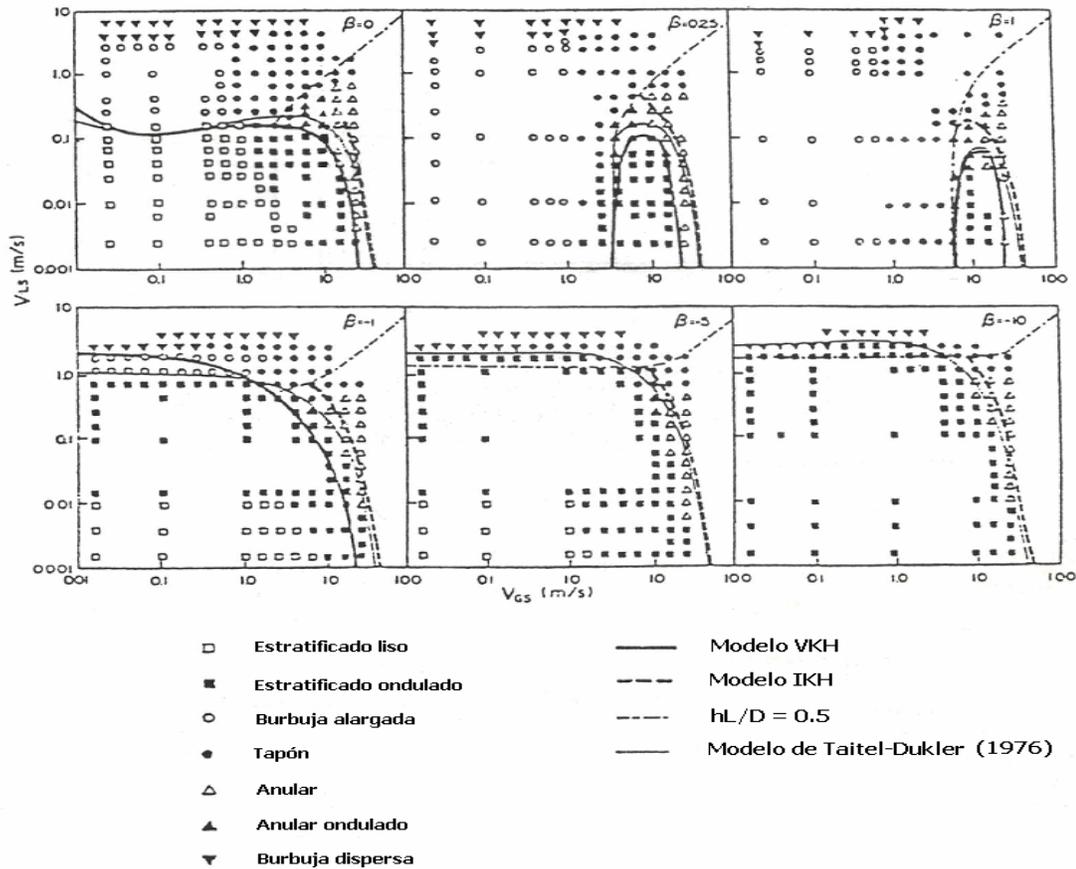


Fig. 2C. Comparación de los modelos de transición VKH, IKH y Taitel y Dukler. Sistema aire-agua a presión atmosférica. D = 5 cm [45].

Se recomienda que para una mejor predicción en las transiciones que pueden ocurrir para toda la gama de velocidades, se debiera usar una combinación de los modelos IKH y VKH, según las siguientes premisas:

1) La curva de transición obtenida por el análisis VKH (línea sólida gruesa de la Fig. 3C) demarca la zona entre flujo estratificado estable (estratificado estable u ondas de pequeña amplitud) y el flujo inestable. Esta última puede ser flujo tapón, flujo anular u ondas de gran amplitud.

2) En la región inestable la línea de $hL/D = 0.5$ demarca la zona entre flujo tapón y anular u ondas de gran amplitud (ver Fig. 3C).



3) Para $h_l/d < 0.5$ (altos valores de v_{sG}), la curva de transición obtenida por el análisis no viscoso demarca la zona entre flujo anular y ondas de gran amplitud (línea de trazos gruesa de la 3C).

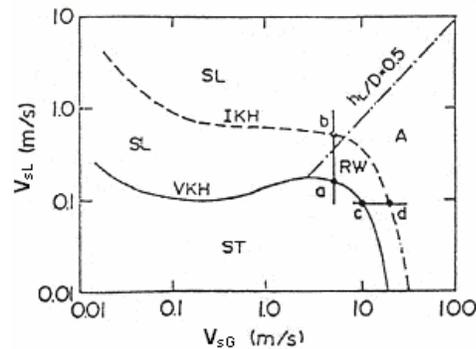


Fig. 3C Predicción de patrones de flujo por análisis IKH y VKH. Sistema aire-líquido. Tubería horizontal. $D = 5$ cm. [46]. SL= tapón; ST = estratificado; RW = ondas de gran amplitud; A = anular.

Tomando en consideración todas estas premisas, se puede concluir que VKH es el modelo que genera la mejor predicción en la transición estratificado – no estratificado en tuberías inclinadas hacia arriba para toda la gama de viscosidades. Por otro lado, en el caso de tuberías horizontales, el modelo de Taitel y Dukler genera mejores predicciones en la transición que el modelo VKH para viscosidades menores a 100 cP, lo contrario ocurre para viscosidades superiores a esta, donde el modelo VKH predice mejor la transición que el modelo de Taitel y Dukler. Por esta razón, se recomienda este último hasta viscosidades de 100 cP, y para viscosidades mayores se recomienda el uso del modelo VKH.

Por otra parte, en el caso de tuberías con inclinaciones negativas el modelo VKH genera grandes discrepancias en la transición, lo contrario ocurre para el modelo de Taitel y Dukler el cual presenta un comportamiento más real para estas condiciones. Por esta razón y siguiendo las premisas encontradas en la literatura se recomienda el modelo de Taitel y Dukler en inclinaciones hacia abajo de la tubería para todo el rango de viscosidades (hasta que se demuestre lo contrario).

APÉNDICE D.

Revisión bibliográfica de distribución de flujo en el atenuador de flujo tapón multitubos (geometría y características de funcionamiento).



Uno de los principales aspectos que se deben tomar en consideración para el diseño del atenuador de flujo tapón multitubos es la distribución de flujo dentro del mismo. Una apropiada distribución del fluido multifásico en su interior permitirá aumentar el rendimiento de separación. Así, pues, es importante considerar todos los detalles relacionados al comportamiento del fluido en las diferentes secciones (geometrías) que constituyen al equipo.

Dentro de este orden de ideas, la junta en “T” representa un componente fundamental del equipo, ya que contribuye a la separación de las fases mediante una variación en la inestabilidad del fluido de trabajo. En este sentido, Wren [73], señala que las juntas en T contribuyen a la separación de las fases mediante dos principios completamente diferentes, uno es minimizar o mejorar la inestabilidad presente en el fluido, y la otra es que la junta en “T” produce una inestabilidad natural de las fases que la llevan a convertirse en un excelente separador parcial.

Las juntas en “T” han sido objeto de diversas investigaciones por su buen comportamiento en la separación de las fases gas y líquido presentes en diferentes aplicaciones industriales. La mayoría de los trabajos de investigación concuerdan en que el rendimiento de separación de una junta en “T” se ve afectado por modificaciones geométricas o variaciones en las condiciones del fluido de trabajo. En lo que respecta a la geometría, Azzopardi *et al.* [74] en el 2000, señalan que las juntas en “T” requieren ocho variables para definir las y cualquier modificación de estas, altera su rendimiento de separación. Las diferentes variables que definen una junta en “T” son: diámetros de entrada y salida de la carrera (línea principal), diámetro de la bifurcación (ramal), la orientación de la entrada y salida de la tubería, los ángulos entre la junta y la carrera principal, y el radio de curvatura de la esquina entre la bifurcación y la carrera principal



En el 2000, Shoham [7] señala que pueden realizarse modificaciones a una junta en “T” para mejorar su desempeño, entre estas destacan: reducción del diámetro de la bifurcación, y variación del ángulo de la bifurcación y de la carrera principal.

En lo que respecta al diámetro de la bifurcación, Azzopardi *et al.* (1988); Shoham *et al.* (1989); Walters *et al.* (1998) y Van Gorp *et al.* (2001) citados por Baker *et al.* [75], describen que una disminución en el diámetro de la bifurcación altera el funcionamiento de la junta, este comportamiento está relacionado con una mayor cantidad de gas en la bifurcación producto de la reducción del paso de líquido en el tiempo. De igual forma, Azzopardi *et al.* [76] mediante sus análisis en flujo estratificado, señala que al disminuir la relación en diámetro de la bifurcación a la tubería principal, la relación de desprendimiento de líquido hacia la bifurcación también disminuye. Es importante resaltar que la relación de diámetros no puede ser tan pequeña para evitar el efecto de succión del gas [77].

Por otra parte, en lo que respecta al ángulo de inclinación, Baker *et al.* [75] y Lozano [27] señalan que una simple rotación de la bifurcación con respecto a la horizontal incrementa la eficiencia de separación, esto debido a la gravedad y a la diferencia en la densidad de las fases. En este sentido, Penmatcha *et al.* (1996) citado por Baker *et al.* [75], reporta un estudio sistemático para flujo aire/agua donde se rotó la bifurcación alrededor de la línea principal desde 35° por arriba hasta -60° por debajo. Según Penmatcha *et al.* (1996), para inclinaciones hacia abajo la fracción de líquido que sale se incrementa al aumentar el ángulo de inclinación, mientras que para inclinaciones hacia arriba, una significativa cantidad de gas se desvía hacia la bifurcación incrementándose la separación a medida que se eleva la inclinación.

Seeger *et al.* [79] en 1985, señalan que para inclinaciones ascendentes de la bifurcación, la junta en “T” actúa como separador de fases, donde casi todo el flujo de gas fluye a través de la bifurcación. De igual forma, Kovalev *et al.* [77] en el 2004,



mencionan, que una menor cantidad de líquido se desprende a través de la bifurcación vertical ascendente que a través de la horizontal.

En 1992, Azzopardi *et al.* [76] estudiaron el efecto de la orientación de la bifurcación (vertical y horizontal) y de la geometría aguas abajo de la junta en T (incorporación de un codo y aliviadero justo después de la junta). Los experimentos fueron realizados utilizando agua y aire como fluidos de prueba. En las figuras 2 y 3 se puede observar el efecto de la orientación de la bifurcación para una junta en T en flujo estratificado, en la figura 2 se observa que la junta con bifurcación vertical permite un mayor desprendimiento de gas hacia la bifurcación, además se observa el comportamiento de la junta al incorporar un codo aguas abajo de la misma, este codo permite disminuir drásticamente el porcentaje de líquido desprendido hacia la bifurcación. Al observar las figuras 1D y 2D, se detalla que al disminuir la tasa de gas y aumentar el flujo de líquido la fracción de líquido desprendida hacia la bifurcación es menor.

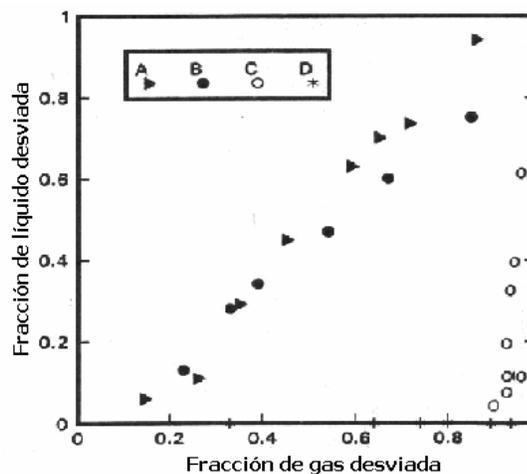


Fig. 1D. Efecto de la orientación de la bifurcación sobre la división de las fases en flujo estratificado.

(tasa de gas = 0,024 kg /s; tasa de líquido = 0,0126 kg/s; $D_T = 0,038$ m ; $D_B = 0,025$ m). (A): bifurcación con orientación horizontal; (B): como (A) pero con un codo; (C): bifurcación con orientación vertical; (D): como (C) pero con un codo [76].

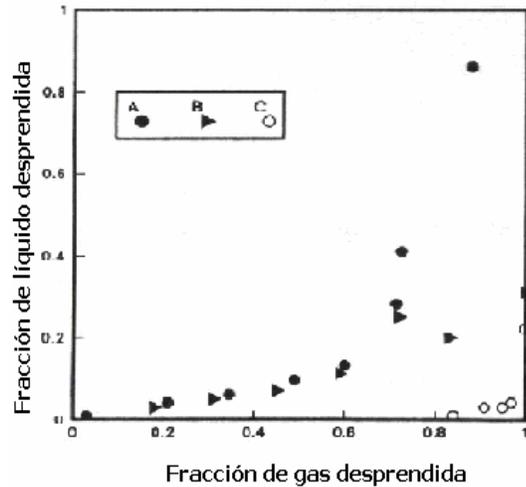


Fig.2D. Efecto de la orientación de la bifurcación sobre la división de las fases en flujo estratificado (tasa de gas=0,0174 kg /s; tasa de líquido = 0,063 kg/s; $D_T = 0,038$ m; $D_B = 0,025$ m). (A): bifurcación horizontal; (B): como (A) pero con codo; (C): bifurcación vertical [76].

Al igual que el diámetro y el ángulo de inclinación, la orientación de la junta representa una importante característica de funcionamiento. Al respecto, Lozano [27] describe que las juntas en “T” verticales poseen una ventaja respecto a las horizontales debido a que disminuye la cantidad de gotas que se mueven con la fase gas hacia el ramal, producto del incremento de la fuerza de gravedad en la junta.

Otra forma de incrementar el rendimiento de una junta en “T”, es colocar varias juntas en serie, en este sentido, Kovalev *et al.* [77] en el 2004 y Baker *et al.* [75] en el 2008, plantean el uso de juntas en “T” en serie para incrementar la eficiencia en la separación de las fases (reducir el arrastre de líquido en la corriente de gas), pero acotan que es importante establecer el número de juntas a colocar ya que el grado de inestabilidad puede ser muy elevado. Baker *et al.* [75], señalan además que los tiempos de respuesta de las juntas tanto individuales como en serie son mayores ante cambios en la velocidad superficial de gas que ante cambios en la velocidad superficial de líquido.



Ahora bien, se ha dicho que la junta en T promueve la separación de las fases mediante una inestabilidad natural, pero se ha encontrado que el incremento de dicha inestabilidad puede causar inconvenientes en los sistemas de producción aguas abajo de la junta. De este modo, Azzopardi *et al.* [74] en el 2000, describe que la junta en “T” produce inestabilidad en las fases que puede resultar en caída de presión aguas abajo del equipo.

Asimismo, Kovalev *et al.* [77] en el 2004 y Wren *et al.* [80] en el 2005, señalan que cuando un flujo bifásico pasa por una junta en “T”, la inestabilidad de las fases entre las dos salidas de la junta puede causar severos problemas, afectando así el funcionamiento de los equipos aguas abajo, con lo cual concluyen que para responder a este fenómeno las juntas en “T” deben utilizarse en forma de separador parcial. Además de este análisis, Wren *et al.* [80] mediante sus estudios con juntas en “T” de 0.005 m, bifurcación horizontal, y sistemas aire – agua, concluyen que el grado de inestabilidad para flujo tapón con poco diámetro de junta es bajo, y en general la data obtenida por ellos muestra que el comportamiento en pequeños y grandes diámetros de tubería es similar, pero la inestabilidad es mayor en diámetros grandes cuando la fracción de gas que entra a la bifurcación es alta.

Al igual que las modificaciones geométricas, las características del fluido a la entrada de la junta representan un punto clave para el buen desempeño de la misma. Una de las características más influyentes en las juntas en “T” es la presión. Así, pues, Wren [80] y Azzopardi *et al.* [74], señalan que cuando se incrementa la presión del fluido en la línea principal se eleva el porcentaje de gas en la bifurcación bajo cualquier condición de flujo. De igual forma, Das *et al.* [81] en el 2005, describe que un incremento en la presión tiende a disminuir la fracción de líquido a través de la bifurcación, y que este efecto es más pronunciado para altas velocidades de gas.

Otra característica importante en el comportamiento de una junta en “T” son los



patrones de flujo a la entrada de la misma. Es por eso, que Shoham *et al.* [82] en 1987, señalan que el movimiento preferencial de líquido en la junta en “T” es controlado por la competencia de fuerzas inerciales y centrípetas que actúan sobre la fase líquida, las cuales están fuertemente influenciadas por el patrón de flujo a manejar.

Según Shoham *et al.* [82], bajo condiciones de flujo anular, las fuerzas centrípetas dominan y la fase líquida preferentemente fluye hacia la bifurcación. Para condiciones de flujo estratificado ondulado, el comportamiento de las fuerzas sobre la fase líquida es más complicado. A altas tasas de líquido las fuerzas inerciales dominan, produciendo que el líquido tienda a seguir en la carrera principal. Para bajas tasas de líquido las fuerzas dominantes son las fuerzas centrípetas, las cuales causan que el líquido se desvíe hacia la bifurcación. Bajo condiciones de flujo estratificado estable (bajas velocidades del gas), las fuerzas inerciales dominan y por ende el líquido tiende a seguir en la carrera principal. Este efecto también fue observado por Azzopardi y Whalley en 1982 citados por Wren *et al.* [80], quienes determinaron que si el patrón flujo es anular generalmente la fase líquida entrará a la bifurcación. En contraste, para flujo de burbujas (bubbly) la fase de gas es la generalmente entra a la bifurcación.

Por su parte, Shoham [7] en el 2000, señala que un interesante fenómeno se observa para flujo estratificado, en el cual se puede obtener gas en la bifurcación completamente libre de líquido. Además, señala que para flujo estratificado y altas tasas de líquido, este tiende a continuar en la carrera principal, generándose lo contrario a bajas tasas de líquido, ya que para estas condiciones la fase líquida tiende a desviarse hacia la bifurcación.

Un diseño innovador que toma en consideración el principio de separación por juntas en “T” es presentado por Kovalev *et al.* [77]. Este diseño es denominado Sistema de Supresión de “Slug” (S^3) (figura 3D), el cual genera una excelente



separación de las fases gas y líquido y esta constituido por una tubería de estratificación, dos juntas en T, y las válvulas de control [77]. Este equipo ha sido evaluado en sistemas aire –agua observando eficiencias de separación superiores al 98 %. Kovalev *et al.* [77], describe que el tubo de estratificación debe facilitar la separación gas – líquido en la sección de las juntas en “T” mediante la segregación del patrón de flujo a la entrada, además, añade que el tubo vertical de bajada, aloja el líquido de arriba en un tiempo marginal para que las válvulas de control actúen y de este modo generar un proceso continuo en el sistema.

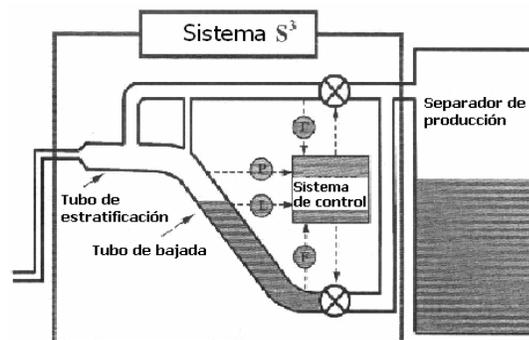


Fig. 3D. Dibujo esquemático del S^3 colocado entre la tubería y el primer estado de separación.

Otro punto importante en la distribución de flujo lo constituye el comportamiento del fluido en las tuberías paralelas del equipo (tubos). Es por ello, que Taitel *et al.*[83] en el 2003, estudiaron el comportamiento de la distribución de flujo gas – líquido (aire – agua) en 4 tuberías paralelas espaciadas a 60 cm para varias tasas de flujo de líquido (0.05-3 l/s) y gas (0.1-3 l/s), y varios ángulos de inclinación ($\beta = 0^\circ$, 5° , 10° y 15°), con un diámetro de tubería de 2.6 cm y 6 m de longitud y unidas a múltiples de entrada y salida comunes de 5 cm de diámetro interno (para minimizar la caída de presión en el múltiple).

Taitel *et al.*[83] mediante resultados experimentales, encontraron que al colocar los tubos en configuración horizontal el flujo se distribuye en las cuatro tuberías y casi en la misma proporción. Cuando las tuberías se inclinan, varias configuraciones



de flujo se generan. Para bajas tasas de flujo de gas y líquido el fluido se desvía hacia una sola tubería, mientras que parte del líquido tiende a estancarse en las otras tres. Cuando la tasas de flujo de gas y de líquido se incrementa, el fluido tiende a distribuirse hacia las demás tuberías. Este comportamiento se hace más evidente a medida que se incrementan las tasas de flujo.

Por su parte, Oranje [84], describe que la separación de las fases en los tubos paralelos del equipo (tubos) se obtiene a través de la reducción de la velocidad de los fluidos, esta reducción según él, permite la segregación de las fases y posterior separación. Además, señala que la distribución del fluido en el interior del equipo dependerá de la manera en la cual el gas sale de los tubos de separación cuando un tapón de líquido entra al equipo. A saber, distribución de flujo en contracorriente y co-corriente.

En el caso de flujo contracorriente hay una alta diferencia de velocidades en la interfaz entre el gas que sale del reservorio y el líquido que entra. Sin embargo, las condiciones deben ser tales, que debe permitirse al gas salir de la tubería con suficiente presión cuando un tapón de líquido entra. En este sentido, los tubos del equipo deben colocarse con una pendiente tal, que permita minimizar la altura de la capa de líquido que fluye en la parte baja de los tubos. Cuando la frecuencia de tapones se incrementa, la capa de líquido aumenta, causando que el espacio para que fluya el gas por encima del líquido se reduzca, de este modo, cuando la frecuencia de tapones es demasiado alta, puede ocasionar que los tubos se inunden provocando que el líquido salga por las tomas de salida de gas [84].

Por otro lado, en flujo co-corriente, Oranje [84] describe que en este caso el gas sale por las tomas colocadas a lo largo de los tubos del equipo, esta característica causa que el gas y el líquido fluyan en la tubería sin que ocurra la interferencia de las fases entre sí. Además, señala que la presión de flujo de gas que sale de los tubos es



considerablemente más bajo que en el caso de contracorriente. De este modo, la pendiente de los tubos son menores que en caso de contracorriente. Estos dos tipos de distribución de flujo en los tubos de un atenuador de flujo tapón se muestran en la figura 4D.

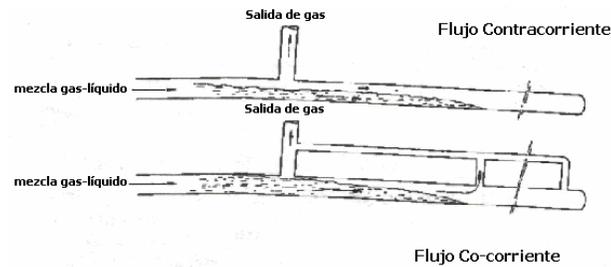


Fig. 4D. Principios de distribución de flujo en un atenuador de flujo tapón.

Finalmente, Oranje [84] muestra el diseño experimental de un atenuador de flujo tapón multitubos desarrollado por Gasunie (figura 5D). Este diseño aplica el principio de distribución de flujo en co-corriente, y en el, se observa la diferencia entre las pendientes de la sección de separación y la sección de almacenamiento de los tubos del equipo, de esta forma, Oranje [84] señala que todo el volumen de los tubos de almacenamiento puede ser utilizado, esto además permite disminuir el ángulo de la pendiente de las tubos, disminuyendo el costo relacionado a la estructura a utilizar para altas pendientes. Finalmente, Oranje [84] señala que la condición clave para un apropiado funcionamiento del atenuador de flujo tapón multitubos, es que la presión que produce el tapón de líquido a la entrada del tubo de separación debe ser mas baja que la presión en la salida de gas.

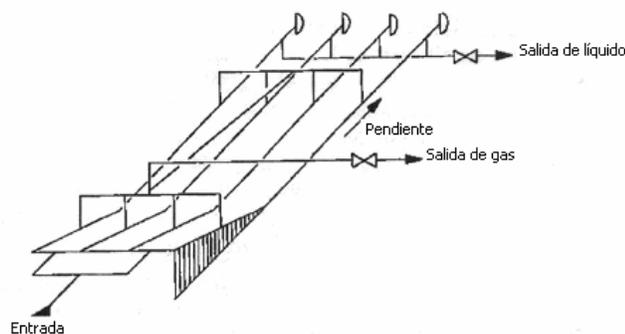


Fig. 5D. Esquema de diseño del atenuador de flujo tapón multitubos de Gasunie.



De una manera más detallada Shell [85] en 1998, muestran los principales aspectos de diseño (geometría y componentes) en los atenuadores de flujo tapón multitubos. Cada una de las características de diseño implementadas por Shell [85], se muestran a continuación:

1) Dimensionamiento del equipo:

El dimensionamiento de un atenuador de flujo tapón esta directamente relacionado con el máximo volumen de líquido que puede manipular (Vol_{sc}). Además, debe ser capaz de manipular el máximo tamaño de tapón posible de la tubería bifásica para cualquier intervalo de tiempo (Vol_{int}), y también de contener un volumen tope (buffer) de líquido (V_{buffer}), de manera tal que garantice el buen desempeño de las instalaciones agua abajo [85]. De este modo:

$$Vol_{sc} = Vol_{int} + V_{buffer} \quad (1D)$$

2) Geometría y componentes:

a) Sección de entrada.

La distribución de los líquidos que arriban a los tubos se realiza en la sección de entrada, en la cual se obtiene la separación gas-líquido debido a que se promueve la ocurrencia de flujo estratificado [85]. Esta sección comprende una serie de componentes, los cuales se nombran a continuación:

- La salida de la tubería
- Divisor (Splitter)
- Cabezal de entrada
- Contracciones
- Tuberías de bajada
- Dispositivos de expansión



Shell [85], señalan que para prevenir una aceleración no deseada de la mezcla gas-líquido, el diámetro de la tubería debe ser mantenido a la entrada del equipo. De igual modo, señalan que para incrementar la capacidad de almacenamiento de un atenuador de flujo tapón multitubos, es importante distribuir uniformemente el flujo de gas y líquido entre los diferentes tubos paralelos del equipo, según ellos, esto se logra mediante los divisores (splitters) en forma de junta en “T” donde el flujo impacta perpendicularmente y se divide en corrientes iguales hacia cada una de las carreras, por lo que las juntas se deben colocar en serie para dividir y subdividir el flujo en 2, 4 y 8 corrientes paralelas iguales (figura 6D).

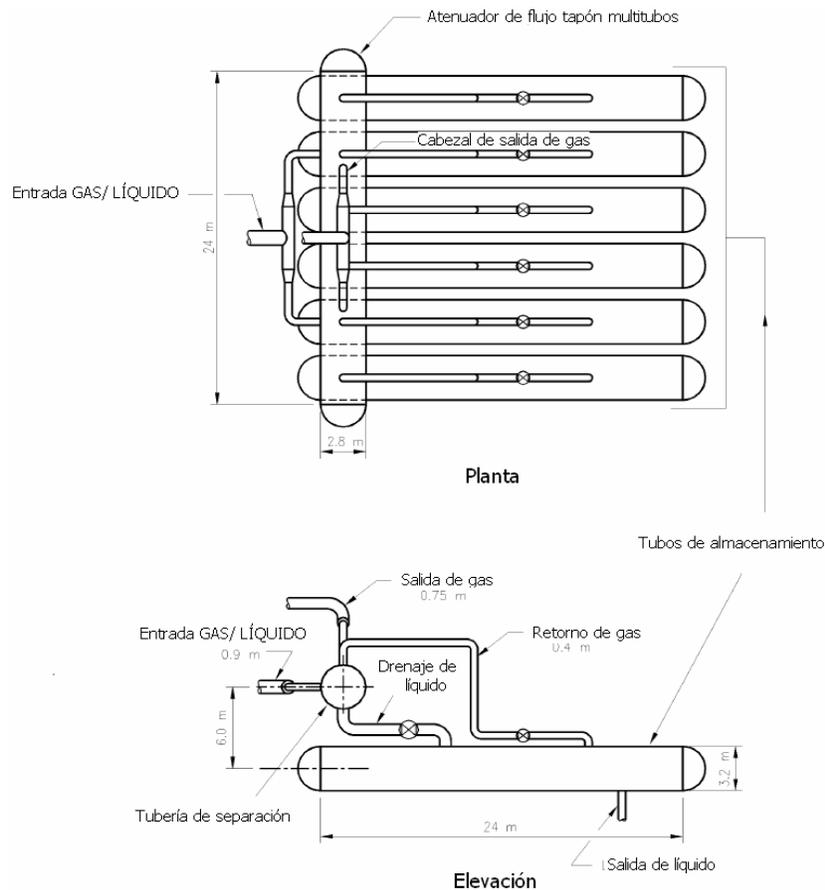


Fig. 6D. Atenuador de flujo tapón combinado [85].



Asimismo, señalan que deben ser colocados cabezales de entrada de grandes diámetros a la salida de los divisores (figura 7D y 8D) para permitir que las fases fluyan de forma continua hacia las tuberías paralelas de bajada. Acotan, que el número de tubería de bajada por cabezal de entrada debe ser limitado a 8 para asegurar una buena distribución de líquido a bajas tasas de flujo pero con grandes fracciones de líquido.

Shell [85], describe que otra de las modificaciones geométricas que pueden implementarse en la sección de entrada, es colocar contracciones en la entrada de cada tubería de bajada (figura 8D), las cuales proporcionan un pasaje de flujo a través de puertos agujerados de mas o menos 40% del diámetro interno del cabezal de entrada de la tubería, esta modificación garantiza aun mas la uniformidad en la distribución de líquido hacia los tubos de separación. Estas contracciones según Shell [85] deben ser colocadas excéntricamente y hacia la parte baja de la tubería de bajada, esto para evitar la mala distribución de flujo (figura 9D).

En la figura 9D se presenta la contracción recomendada por Shell [85], según ellos, esta configuración promueve la segregación de los fluidos cuando la corriente se expande aguas abajo de la contracción. Dicha segregación se puede promover aun mas adicionándole una pendiente a la tubería de bajada, generalmente un ángulo de 45° con la horizontal es optimo para desarrollar la segregación de las fases (flujo estratificado).

En lo que respecta a la sección de entrada finalmente mencionan, que en un atenuador de flujo tapón multitubos, el diámetro de la tubería de bajada (D_{tb}) debe ser mas pequeño que el de las tuberías de separación (D_{Tubo}), se recomienda $D_{tb} < 2/3 D_{Tubo}$. De esta forma, la tubería de bajada debe estar conectada a la tubería de separación a través de una expansión cónica excéntrica (figura 9D), esto para incrementar el rendimiento de separación gas-líquido.

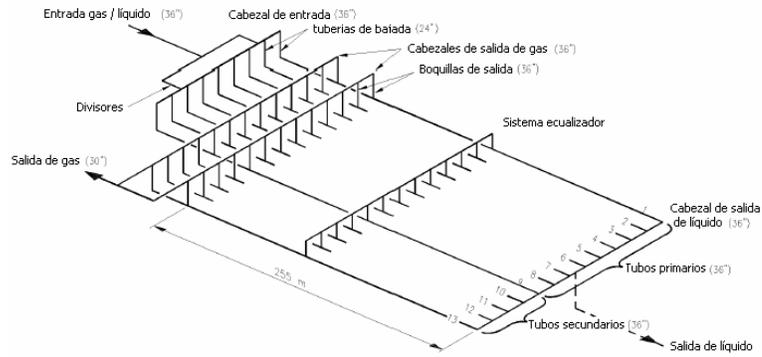


Fig. 7D. Atenuador de flujo tapón multitubos de DEN HELDER [85].

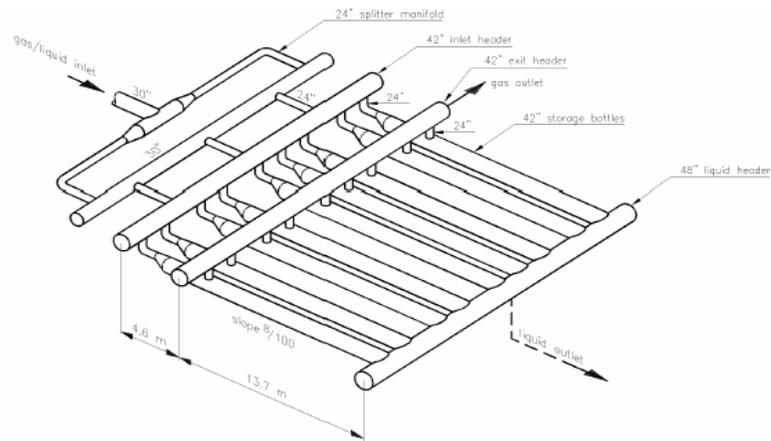


Fig. 8D. Atenuador de flujo tapón multitubos para LEMAN [85].

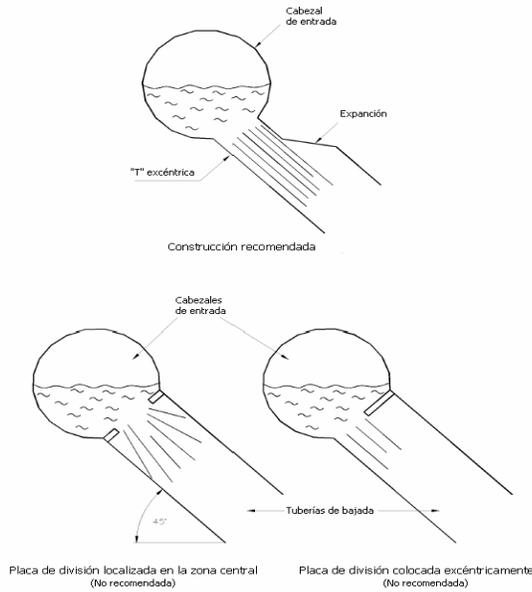


Fig. 9D. Diseño de la contracción [85].



b) Sección de los tubos de separación.

Los componentes de esta sección se mencionan a continuación:

- tubos primarios (permiten la separación de las fases y almacenamiento de líquido)
- tubos secundarios (contribuyen únicamente al almacenamiento de líquido)
- sistema ecualizador (sistema que permite equilibrar la presión en los tubos)
- cabezal de salida de líquido

Shell [85], señalan que en un atenuador de flujo tapón multitubos, la separación gas-líquido toma lugar en la primera sección de los tubos primarios aguas arriba de la boquilla de salida de gas, donde el líquido es almacenado posteriormente en una sección aguas abajo (tubos secundarios), ver figura 7D.

Según Shell [85], es de suma importancia determinar el número de tubos primarios (n_{pb}) y secundarios (n_{sb}) a utilizar en el equipo, destacan que el número de tubos primarios debe ser menor a 8 por razones de distribución de flujo. La determinación del número de tubos va a depender de los siguientes factores:

- tasa de flujo de gas en la tubería
- volumen de almacenamiento de líquido requerido del equipo
- longitud disponible para las tubos
- diámetro de tubos a usar
- pendiente de los tubos
- elección entre pendientes simples y duales

Una secuencia recomendada para determinar el número de tubos principales, secundarios y sus dimensiones, se muestra a continuación [85].

* Secuencia recomendada para determinar el número de tubos y sus dimensiones.

Esta secuencia se enfoca en un proceso iterativo que depende del volumen de líquido a manipular:



1. Determinar Vol_{int}
2. Determinar Vol_{buffer} acorde a los requerimientos del sistema aguas abajo.
3. Decidir el diámetro de los tubos
4. Decidir el número de tubos primarios (n_{pd})
5. Calcular la distancia desde el final de la tubería de bajada hasta la boquilla de salida de gas (la elección de la distancia requerida se mostrará mas adelante).
6. Comparar el volumen de líquido requerido en el equipo con la configuración de mayor dimensión obtenida, si esta por debajo de los requerimientos, ajustar la longitud de los tubos y el numero de tubos secundarios.

La capacidad de almacenamiento de líquido dependerá del tipo de pendiente a la que estén sometidos los tubos de separación, estos se denominan pendiente simple y pendiente dual (figura 10D) [85].

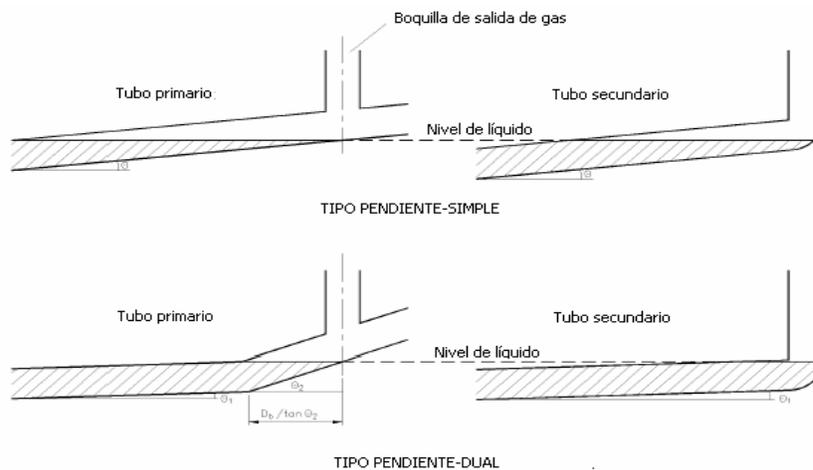


Fig. 10D. Representación de la capacidad de líquido en los diferentes tipos de pendiente [85].

Según Shell [85], la salida de gas en el caso dual puede ser localizada a una distancia $D_{Tubo} / \tan \theta_2$ desde la intersección de las dos pendientes siendo θ_2 el ángulo del primer tubo (ver figura 10D). Además, señalan que si se quiere determinar la máxima capacidad del equipo, se puede asumir que el volumen ocupado por el tubo este completamente lleno de líquido (ecuación 2).



$$V_{\max} = (\pi / 8) * D_{\text{Tubo}} / \tan \theta \quad (2D)$$

Donde θ , es la pendiente del tubo aguas abajo de la boquilla de gas (ver figura 10D). La ecuación 2D aplica tanto para pendiente simple como para pendiente dual [85].

Es importante señalar que los tubos del atenuador de flujo tapón multitubos deben tener pendientes aguas abajo para facilitar el llenado por gravedad y el desplazamiento del flujo de gas [85]. Asimismo, el valor mínimo para una pendiente del tipo simple en un atenuador de flujo tapón debe ser de 1%, recomendando un 3% como el valor más adecuado para garantizar la estratificación en el equipo [85]. En el caso de una pendiente del tipo dual, la capacidad de almacenamiento se incrementa debido a su configuración (ver figura 10D), con lo cual disminuye en gran medida la altura del equipo. Para este caso, se recomienda de igual forma un valor mínimo de pendiente del 1% y un máximo del 2.5% para la sección de separación [85].

* Distancia requerida hasta la boquilla de salida de gas

La primera parte de los tubos primarios entre la expansión cónica hasta la boquilla de la salida de gas debe ser larga, esto con el fin de garantizar la separación de las fases (figura 11D y 12D) [85]. Además, es importante resaltar que la velocidad del flujo de gas en el tubo no debe ser mayor de 2 m/s para evitar que muy grandes longitudes sean requeridas para la separación [85]. El método para determinar esta longitud se describe a continuación:

La longitud entre la entrada del tubo primario y la primera boquilla de salida de gas es determinada por el principio de sedimentación y esta en función de la eficiencia de separación [85]. Este procedimiento de cálculo asume un tamaño de gota uniforme para determinar el tiempo de sedimentación requerido [85]. El procedimiento es un método iterativo que basado en la velocidad de sedimentación de gotas (v_s), tal como sigue:



Dado que el número de Reynolds se expresa como:

$$\text{Re}_G = \frac{v_s \rho_G D_{part}}{\nu_G} \quad (3D)$$

- Para $\text{Re} < 1$

$$v_s = \frac{(\rho_L - \rho_G) g D_{part}^2}{18 \nu_G} \quad (4D)$$

- Para $1 < \text{Re} < 10^3$

V_s se obtiene de la ecuación 5 a partir de:

$$C' \text{Re}^2 = \frac{4 (\rho_L - \rho_G) \rho_G g D_{part}^3}{3 \nu_G^2} \quad (5D)$$

Donde el coeficiente de arrastre C' se obtiene a partir de la gráfica de coeficiente de arrastre de esferas rígidas, mostrado en el marco teórico.

- Para $10^3 < \text{Re} < 10^5$

$$v_s = 1,76 \frac{(\rho_L - \rho_G) g D_{part}}{\rho_G} \quad (6D)$$

Cada una de estas expresiones de velocidades de sedimentación consideran el efecto de una sola gota, por lo que es necesario determinar una velocidad de conjunto $((v_s)_{conj})$ que considere un sistema de gotas [85]. La velocidad de sedimentación de conjunto se expresa como:

$$(v_s)_{conj} = v_s (1 - H_L)^n \quad (7D)$$

Donde n esta en el rango de 4,65 a 2,39 para $0.1 \leq \text{Re} \leq 500$. De este modo, el tiempo de sedimentación puede estar expresado como:

$$t_s = \frac{D_{sed}}{(v_s)_{conj}} \quad (8D)$$

Siendo D_{sed} la distancia de sedimentación requerida.

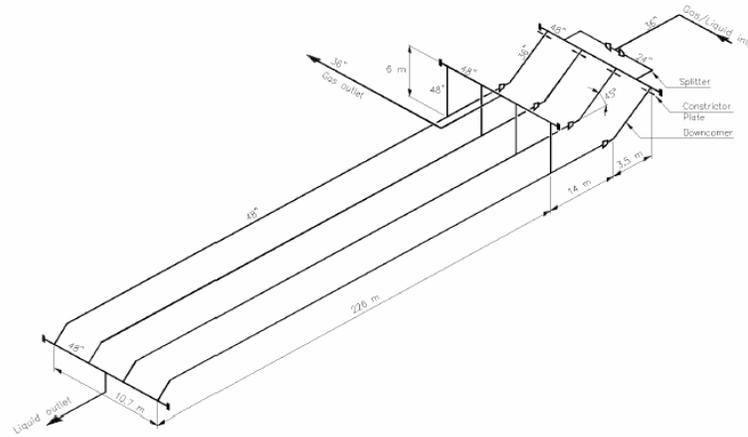


Fig. 11D. Atenuador de flujo tapón multitubos de ST. FERGUS [85].

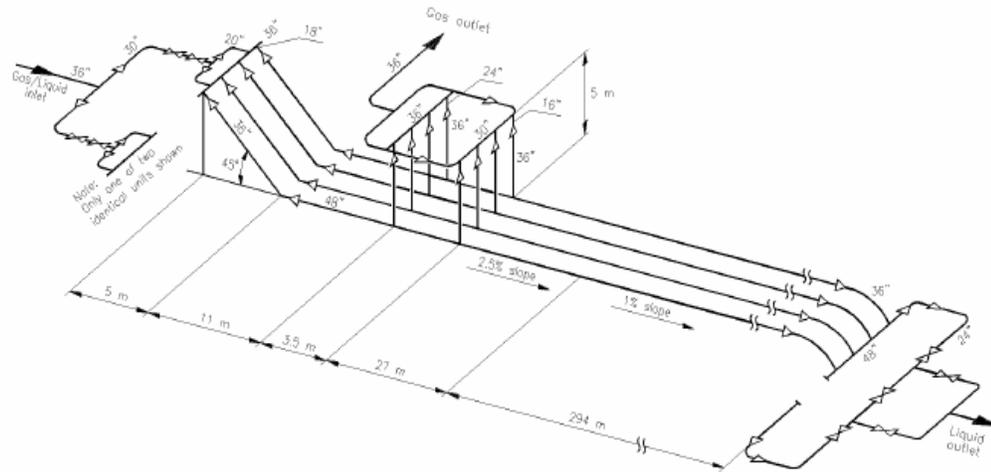


Fig. 12D. Atenuador de flujo tapón multitubos de BINTULU [85].

c) Sección de salida de gas.

Los componentes de esta sección son:

- boquillas de salida de gas
- cabezales de salida de gas
- salida de gas



Las boquillas de salida de gas son parte primordial en la separación de las fases dentro de la unidad, estos deben ser capaces de prevenir el arrastre de líquido cuando grandes volúmenes de flujo de líquido pasan por su base [85]. Es importante señalar que la relación en diámetro de las boquillas de salida de gas a el tubo primario del equipo debe ser de $2/3$ para evitar la turbulencia (ver figura 8D) [85]. Además, la boquilla de salida de gas debe tener una altura mínima que permita la sedimentación del líquido arrastrado por la corriente de gas en el tubo. Esta altura debe ser menor a 5 veces el diámetro [85].

Por otro lado, se debe mencionar que la capacidad de una junta en “T” con bifurcación vertical se ve amenazada cuando se incrementa el flujo de gas hacia la bifurcación (boquilla), para evitar esta disminución en la capacidad de flujo a manipular, es necesario colocar una segunda boquilla de salida de gas, localizada aguas abajo de la primera, la cual debería manejar aproximadamente un 20 o 30 % del flujo de gas en el tubo. Es de hacer notar que no pueden haber más de dos boquillas de salida de gas por tubo ya que se produce un exceso de inestabilidad en el flujo aguas abajo del equipo (ver figura 12D) [85].

Shell [85], describe que con respecto al cabezal de salida de gas, el diámetro no debe ser tan pequeño, esto para evitar altas caídas de presión en el sistema de salida de gas.

Asimismo, para disminuir aun mas la caída de presión, la distribución de presión en las boquillas de salida de gas debe ser lo mas balanceada posible, esto puede ser logrado distribuyendo las boquilla de salida de gas hacia los cabezales de manera uniforme tal como se muestra en la figura 13D, o colocando reducciones de diámetro en el tope del tubo de salida de gas (ver figura 14D) [85].

Finalmente, Shell [85] señala que con respecto al sistema ecualizador, este produce un efecto negativo sobre el funcionamiento del equipo, esto debido a que el



flujo de gas desde los tubos primarios hasta los secundarios a través del sistema equalizador (figura 7D) produce arrastre de líquido en los tubos secundarios. Por lo cual no debe ser usado.

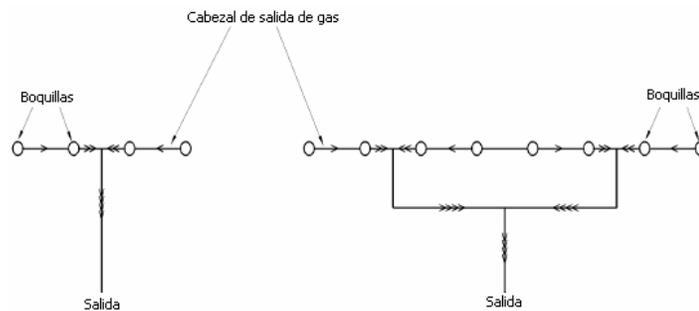


Fig. 13D. Configuraciones recomendadas para sistemas de salida de gas [85].

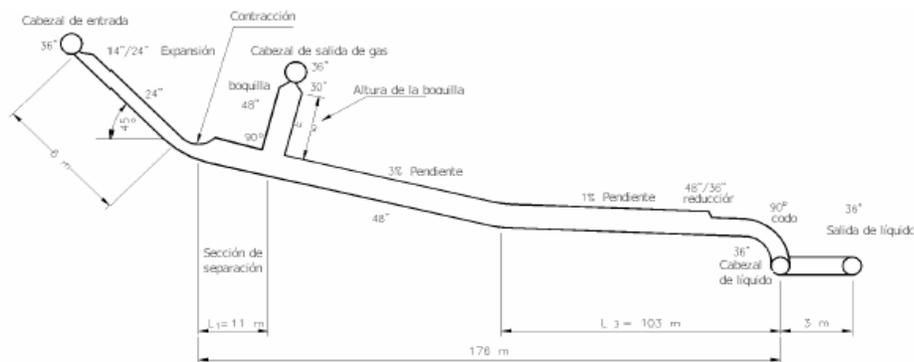


Fig. 14D. Corte longitudinal de un atenuador de flujo tapón multitubos para TROLL [85].

En lo que respecta a la decisión de cuantos tubos primarios y secundarios se deben usar en un atenuador de flujo tapón multitubos, Bos *et al.* [86], señalan que esta decisión dependerá de diversos factores, entre los que destacan: la tasa de flujo de gas en la tubería, la capacidad de almacenamiento de líquido requerido, longitud disponible para las tuberías, y el diámetro y la pendiente de las tuberías de almacenamiento.

Estos factores según ellos, determinan la máxima tasa de flujo tapón que los tubos primarios pueden manipular. Además, mientras menor sea la cantidad de tubos a elegir menor será la inestabilidad producida por las juntas en “T” [86].

APÉNDICE E.

**Relaciones geométricas propuestas para el diseño de un atenuador de flujo
tapón multitubos.**

APÉNDICE F.

Planos de fabricación del atenuador de flujo tapón multitubos a implementar en el circuito de flujo multifásico de PDVSA-Intevep.

-
- [1] Barberii, Efraín., 2001. “El pozo ilustrado”, Programa de Educación Petrolera. Caracas, 42-43.
- [2] Hussein, A., Joao, F., y Shawn, T., 2006. “La importancia del petróleo pesado”. Edmonton, Alberta. Canadá, 38-59.
- [3] Curtis, C., Kopper, R., 2002. “Yacimientos del petróleo pesado”. Oilfield Review.
- [4] Martínez, J., 2002. “Diseño conceptual de separadores”. Ingenieros consultores y Asociados, C.A. Segunda Edición. Maracaibo, Venezuela. 04 – 09.
- [5] Hadfield, D., Sinker, A., y Smyth, I., 2006. “Methods and apparatus for conditioning and degassing liquids and gases in suspension”. Patente N° GB 2,420,510^a. Cyclotech Limited. United Kingdom.
- [6] Sarica, C., Shoham, Ovadia., y Brill, J.P., 1990. “A New Approach for Finger Storage Slug Catcher Design”, OTC 6414.
- [7] Shoham, Ovadia., 2000. “Two-Phase Flow Modeling”. Department of Petroleum Engineering. University of Tulsa. TOMO 1.
- [8] Gómez, Victor., 2000. “Flujo Multifásico en Tuberías”. Centro de Formación de Petróleos de Venezuela y sus empresas filiales. CEPET. Venezuela.
- [9] Tarek, Ahmed., 2007. “Equations of State and PVT Analysis”. Applications for Improved Reservoir Modeling. Gulf Publishing Company, Texas
- [10] Danesh, Ali., 1998. “PVT and phase behavior of petroleum reservoir fluids”. Development in petroleum science 47. 385 pp.
- [11] Beggs, H.D., 1991. “Production Optimization Using NODALTM Analysis” OGCI Publications Oil & Gas Consultants International Inc. Tulsa.
- [12] Barnea, D., Shoham, O., y Taitel, Y., 1980. “Flow pattern characterization in two-phase flow by electrical conductance probe”. *Int. J. Multiphase Flow* 6, 387-397.
- [13] Mújica, L., Villarreal, J., Guerra, M., y Fuentes, C., “Predicción de las condiciones de flujo en estado estacionario para sistemas multifásicos de sistemas de producción de crudo y gas”. Corporación para la investigación de la corrosión. Piedecuesta. Colombia. www.Scirus.com
- [14] Laboratorio de Ingeniería Química. Facultad de química (UNAM). “Procesos de separación”. Practicas de laboratorio. www.Scirus.com

-
- [15] Ken, Arnold., y Stewart, Maurice., “Diseñando sistemas de producción de petróleo y gas”. Paragon Engineering Services.
- [16] Manzanilla, C., 2007. “Identificación de tecnologías de separación gas-líquido para crudos pesados”. Informe de pasantía. Universidad de Carabobo. Venezuela.
- [17] Gas Processors Suppliers Association (GPSA), Section 7. “Separators and filters”. Engineering Data Book. Editorial Contributors, 1-15.
- [18] Kenneth, E., y Ferguson, P., 1999. “Designing Tomorrow’s Compact Separation Train”. Paragon Engineering Services, Inc. SPE 56644.
- [19] González, José., y Casique, L., 1998. “Conceptualización de un separador dinámico de producción de alta eficiencia para crudos medianos y pesados”. Informe técnico INT- 05080. PDVSA. Intevep - Los Teques. Venezuela.
- [20] Ledesma, Gustavo., y González, José., 1999. “Análisis numérico de flujo bifásico en el separador dinámico”. Informe Técnico INT-06372. PDVSA. Intevep.
- [21] Sinker, Alastair., y Hess, Michael., 2007. “Auger gas-liquid separator”. Cyclotech Limited. UK.
- [22] Weingarten, J.S., Kolpack, M.M., y Mattison, S.A., 1997. “Development and Testing of a Compact Liquid-Gas Auger Partial Separator for Downhole or Surface Applications”. Arco Alaska Inc. Canadá. SPE 30637.
- [23] Sinker, Alastair., y Hess, Michael., 1997. “Applying the compact separation methodology to heavy oil separation”. Heavy Oil Field Development 29-30. Aberdeen, UK.
- [24] Philips, Richard., y Kuklinski, Robert., 2001. “Ultrasonic Gas Separator”. Patente N° US 6,210,470 B1. Secretary of the Navy, DC (US).
- [25] Margaris, Dionissios., 2006. “T-junction separation modeling in gas-liquid two-phase flow”. Chemical Engineering and Processing 46, 150-158.
- [26] Azzopardi, B.J., y Rea, S., 2000. “Phase Separation Using a Simple T-junction”. University of Nottingham. UK, SPE 63040.
- [27] Lozano, Juan., 2007 “Pipe separator and T-Junctions” MSc Thesis. School of engineering. Process systems engineering department. Cranfield University.
- [28] Genceli,H., Kuenhold, K.A., y Shoham, O., 1988. “Dynamic Simulation of Slug Catcher Behavior”. University of Tulsa. SPE 18235.

-
- [29] Vergara, Moises., Foucart, Nicolas., 2007. "Selection Slug Catcher Type". Repsol YPF. SPE 107293.
- [30] Rezzónico, R., y Carp, A., 2007. "Transient Analysis of Flowlines and Slug Catcher Level Control". Techint. Argentina. SPE 108181.
- [31] Ortega, Pedro., 2000. "Modelo para la predicción de caída de presión en flujo tapón para una tubería horizontal". Informe técnico INT- 08123, PDVSA. Intevep. Venezuela.
- [32] Vilchez, Nelson., 2008. "Estrategias creativas para el diseño mecánico". Escuela de Ingeniería Mecánica. Universidad de Carabobo. Venezuela.
- [33] Gunnerman, R., 2006. "Upgrading of petroleum by combined ultrasound and microwave treatments". Patente: N° US 20060180500. SulphCo, Inc. (US).
- [34] Bearden, R.G., y Schwieger, L.G., 1962. "System for removal of gases from liquids". Patente N° US 3,044,236. Phillips Petroleum Company. (US).
- [35] Miyoshi, M., Doty, D.R., Schmidt., 1988. "Slug – Catcher Design for Dynamic Slugging in Offshore Production Facility". JGC Corp. SPE 14124.
- [36] Peterson, L.E., y Sydney, Leonard., 1952. "Deaeration of viscous and plastic materials". Patente N° US 2,620,894. American Viscose Corporation. (US).
- [37] Towler, Brian., y Seth, Siddhartha., 2004. "Crude Oil Separator Device Using Ultrasonic Waves". Patente N° WO 033377 A1. University of Wyoming (US).
- [38] Peterson, S., y Brinhall, O., 1991. "Methods and apparatus for moving and separating materials exhibiting different physical properties". Patente N° 4,983,189. Technical Research Associates. (US).
- [39] Penrose, Justin., y Stopford, Phil., 2005. "Debottlenecking the Hannibal Slug Catcher". ANSYS CFX Technical Services. ANSYS Europe. www.ansys.com.
- [40] Ortega, Pedro., 2001. "Experimentos y validación de modelo para la predicción del gradiente de presión de flujo tapón en tuberías horizontales para un sistema bifásico altamente viscoso aceite (1200cP) / aire". PDVSA. Intevep. Informe técnico INT- 08879, Los Teques. Venezuela.
- [41] Colmenares, J., Ortega, P., Padrino, J., y Trallero, J. L., 2001. "Slug Flow Model for the Pressure Drop for High Viscosity Oils in a Horizontal Pipeline". PDVSA-Intevep. Venezuela. SPE 71111.

-
- [42] Barnea, D., y Taitel, Y., 1993. “Kelvin – Helmholtz Stability Criteria for Stratified Flow: Viscous Versus Non-Viscous (Inviscid) Approaches”. Tel-Aviv University, Israel. Int. J. Multiphase Flow. Vol. 19, N° 4, pp. 639-649.
- [43] Taitel. Yehuda., Dukler. A., 1976. “A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas – Liquid Flow”. AIChE J.,22, pp 47-55
- [44] Xiao, J., Shoham, O., Brill, J.P., 1990. “A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines”. 65th Annual Technical Conference and Exhibition of the Society of Petroleum Engineers, New Orleans. SPE 20631.
- [45] Barnea. Dvora., 1990.“On the effect of viscosity on stability of stratified gas – liquid Flow – application to flow pattern transition at various pipe inclinations”. Chemical Engineering Science, Vol 46. N° 8, pp 2123-2131.
- [46] Barnea, D., Taitel, Y., 1994. “Interfacial and structural stability of separated flow”. Tel-Aviv University, Israel. Int. J. Multiphase Flow, Vol. 20, pp. 387-414.
- [47] Pereira, Eduardo. “Algoritmo para predecir las transiciones de flujo gas – liquido en tubería horizontal”.PDVSA. Intevep. Los Teques. Venezuela. Informe técnico. INT-8783,2001.
- [48] Viles, J.C., 1993. “Predicting Liquid Re-Entrainment in Horizontal Separators”. Paragon Engineering Services. SPE 25474.
- [49] Vítolo, Josefina., Oteyza María., 1984. Caracterización de las bases lubricantes venezolanas. Departamento de Productos del Petróleo. INTEVEP, S.A.
- [50] McAllister, B.W., 2005. “Pipeline Rules of Thumb Handbook”. Gulf Professional Publishing. Elsevier.
- [51] Chain, N., Chain, R., 2000. “Preparación y Evaluación de Proyectos” . Cuarta Edición, Editorial McGraw-Hill, pp. 298-299.
- [52] Bagci. S., Al-Shareef. A., 2003. “Characterization of Slug Flow in Horizontal and Inclined Pipes”. SPE 80930.
- [53] Hill, T.J., Wood, D.G., 1994. “Slug Flow: Occurrence, Consequences, and Prediction”. BP Exploration Operating Co. Ltd, SPE 27960.
- [54] Hill, T.J; Wood, D.G., 1990. “A New Approach to the prediction of Slug Frequency”. SPE. New Orleans. SPE 20629.

-
- [55] Brill, James., Schmidt, Zelimir., 1981. "Analysis of Two – Phase Test in Large – Diameter Flow Lines in Prudhoe Bay Field". 54th Annual Technical Conference and Exhibition, SPE 8305.
- [56] Scott, Stuart., Shoham, Ovadia., Brill, James., 1989. "Prediction of Slug Length in Horizontal, Large-Diameter Pipes". U. of Tulsa. SPE 15103.
- [57] Burke, N., Kashou, S., 1996. "Slug – Sizing / Slug – Volume Prediction: State of the Art Review and Simulation", Texaco Group Inc, SPE 30902.
- [58] Scott, S., Kouba, G., 1990. "Advances in Slug Flow Characterization for Horizontal and Slightly Inclined Pipelines". Phillips Petroleum Co. SPE 20628.
- [59] Taitel, Yehuda., Sarica, Cem., Brill, J., 1999. "Slug flow modeling downward inclined pipe flow theoretical considerations". International Journal of Multiphase Flow 26, 833 - 844.
- [60] Watson, Malcolm., 1993. "Slug Translational Velocities". 6th International Conference on Multiphase Production, Cannes, France: 16-18 June 1993: 229-247.
- [61] Woods, B., Fan, Z., Hanratty, T., 2006. "Frequency and development of slugs in a horizontal pipe at large liquid flows". International Journal of Multiphase Flow 32, 902 – 925.
- [62] Zabarar, G., 2000. "Prediction of Slug Frequency for Gas/Liquid Flows". Shell E&P Technology Co. SPE 56462.
- [63] Gregory, G., Scott, D., 1978. "Correlation of liquid slug velocity and frequency in horizontal cocurrent gas-liquid slug flow". Int. J. Multiphase Flow. Vol. 4, pp. 33 – 39.
- [64] Hewitt, G., 1997. "Two-Phase gas-liquid slug flow in the transient and steady states". FED – Vol. 244, Proceedings of the ASME fluids Engineering Division.
- [65] Gomis, José., 2000. "Evaluación de campo de la problemática de flujo tapón en la línea de 24" del campo el Furrial". PDVSA. Intevep. Informe técnico INT- 07328, Los Teques, Venezuela.
- [66] Gutiérrez, Isidro., 1999. "Evaluación y diseño de sistema de recolección EF Jusepín en función del patrón de flujo, estudio Flujo Tapón". PDVSA. Intevep. Informe técnico INT- 06966, Los Teques. Venezuela.
- [67] Barnea, Dvora., Brauner, Neima., 1985. "Holdup of the liquid slug in two phase intermittent flow". Int. J. Of Multiphase Flow.

[68] Paglianti, A., Andreussi, P., Nydal, O., 1993. "The effect of fluid properties and geometry on void distribution in slug flow". 6th International Conference on Multiphase Production, Cannes, Francia, PP. 193-203.

[69] Gokcal, B., Wang, Q., Sarica, C., 2006. "Effects of High Oil Viscosity on Oil/Gas Flow Behavior in Horizontal Pipes". University of Tulsa, SPE 102727.

[70] Tallavó, F., Colmenares, J., Valbuena, R., 2001. "Caracterización de flujo intermitente mediante medición de vibraciones en tuberías". PDVSA. Intevep. Informe técnico INT-07483, Los Teques. Venezuela.

[71] Rivero, M., Laya, A., Ocando, D., "Experimental Study on the Stratified-Slug Transition for Gas-Viscous Liquids Flow in Horizontal Pipelines". Intevep, S.A, los Teques, Venezuela.

[72] Trallero, José., 2000. "Estudio de las transiciones en patrones de flujo bifásico aire - aceite en tubería horizontal". Informa Técnico INT-08125. PDVSA.Intevep.

[73] Wren, E., Azzopardi, B.J., 2004. "Affecting the phase split at a large diameter T-junction by using baffles". *Experimental Thermal and Fluid Science* 28, pp. 835-841.

[74] Azzopardi, B. J., Rea. S., 2000. "Phase Separation Using a Simple T-Junction". University of Nottingham. SPE 63040.

[75] Baker, G., Clark, W.W., Azzopardi, B.J. 2008. "Transient effects in gas-liquid phase separation at a pair of T-junctions" *Chemical Engineering Science* 63, pp. 968-976.

[76] Azzopardi, B. J., Smith, P. A., 1992. "Two – phase flow split at T – junctions: effect of side arm orientation and downstream geometry". *Int. J. Multiphase Flow*. Vol. 18, N°. 6, pp. 861-875.

[77] Kovalev, K., Seelen, M.G., Haandrikman, G., 2004. "Vessel – Less S3: advanced solution to slugging pipelines". Shell Global Solutions International B.V. SPE 88569.

[79] Seeger, W., Reimann, J., Müller, U., 1985. "Phase separation in a T-junction with a horizontal inlet". 2nd *International Conference on multi-phase flow. London, England*, pp. 19-21.

[80] Wren, E., Baker. G., Azzopardi. B. J., Jones. R., 2005. "Slug flow in small diameter pipes and T-junctions". *Experimental Thermal and Fluid Science* 29, pp. 893-899.

[81] Das, G., Das, P.K., Azzopardi, B. J. 2005. "The split of stratified gas- liquid flow at a small diameter T-junction". *International Journal of Multiphase Flow* 31, pp. 514-528.

[82] Shoham, O., Brill, P., Taitel, Y., 1987. "Two-phase flow splitting in a tee junction – experiment and modeling". *Chemical Engineering Science*. Vol.42. N° 11, pp. 2667-2676.

[83] Taitel, Yehuda., Pustylnik, Luzmila., Tshuva, Moshe., Barnea, Dvora., 2003. "Flow distribution of gas and liquid in parallel pipes". *International Journal of Multiphase Flow* 29, pp.1193-1202.

[84] Oranje, L., 1988. "Terminal Slugcatchers for two-phase flow and dense-phase flow gas pipelines". *Transactions of the ASME*. Vol. 110, pp. 224-229.

[85] Shell., 1998. "Design of multiple - pipe slug catchers". (Manual). DEP 31.40.10.12-Gen

[86] Bos, A., du Chatier, J.G., 1987. "Simulation of Gas/Liquid Flow in Slug Catcher". Koninklijke/Shell Laboratorium. SPE 13724