

**DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA SOFTWARE PARA EL DISEÑO DE
SLUG CATCHER**

**JOHN HENRY AVENDAÑO BARÓN
JUAN ALEJANDRO CAÑON CONTRERAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2017

**DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA SOFTWARE PARA EL DISEÑO DE
SLUG CATCHER**

**JOHN HENRY AVENDAÑO BARÓN
JUAN ALEJANDRO CAÑÓN CONTRERAS**

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el título de
Ingeniero de Petróleos.**

Director:

**MANUEL ENRIQUE CABARCAS SIMANCAS
Magíster en Ingeniería Química**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2017

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	17
1.1 SOLUCIÓN AL PROBLEMA.....	17
1.2 OBJETIVOS.....	18
1.2.1 Objetivo General	18
1.2.2 Objetivos Específicos.....	18
2. SOFTWARE EDUCATIVO.....	19
2.1 DEFINICIÓN DE SOFTWARE EDUCATIVO	19
2.2 HISTORIA DEL SOFTWARE EDUCATIVO	20
2.3 CARACTERÍSTICAS DEL SOFTWARE EDUCATIVO	22
2.4 TIPOS DE PROGRAMAS EDUCATIVOS.....	23
3. FUNDAMENTACION TEORICA.	27
3.1 TIPOS DE SLUG CATCHER.....	27
3.2 MECANISMOS DE SEPARACIÓN.....	28
3.3 PRINCIPALES FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE SEPARACIÓN DE GAS Y LÍQUIDO.....	29
3.4 PARAMETROS DE DIMENSIONAMIENTO EN SEPARADORES GAS- LÍQUIDO	34
3.5 CALCULO DE LAS PROPIEDADES PVT	39
3.5.1 Cálculo de la presión del punto de burbuja	40
3.5.2 Calculo de la relación gas- aceite, Rs.....	43
3.5.3 Calculo de la compresibilidad del aceite	45
3.5.4 Cálculo del factor volumétrico de formación del aceite	46
3.5.5 Cálculo del factor volumétrico de formación del gas	48

3.5.6 Densidad del aceite	48
3.5.7 Viscosidad de aceite muerto	49
3.5.8 Viscosidad del aceite vivo	50
3.5.9 Factor de compresibilidad del gas	52
3.5.10 Densidad del gas	54
3.5.11 Viscosidad del gas	54
3.6 FLUJO MULTIFASICO	58
3.6.1 Variables que intervienen en el flujo multifásico	58
3.6.2 Patrones de Flujo	65
4. CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO BACHE ANTES DEL SEPARADOR.....	72
4.1 TIPOS DE BACHE	73
4.2 DESCRIPCION DE LA FORMACION DEL BACHE.....	82
4.3 CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO BACHE.	85
4.4 DAÑOS QUE OCASIONA EL FLUJO BACHE.....	93
5. SLUG CATCHER.....	95
5.1 SLUG CATCHER DE MULTIPLE TUBERÍA O TIPO DEDO.....	96
5.1.1 Partes de un slug catcher de múltiple tubería.	98
5.1.2 Diferentes tipos de slug catcher de múltiple tubería en el mundo.....	99
5.1.3 Resumen de las lecciones aprendidas de la experiencia de campo y estudios modelo.	103
5.2 SLUG CATCHER TIPO RECIPIENTE	103
5.2.1 Dispositivos internos del slug catcher tipo recipiente.....	105
5.3 SLUG CATCHER TIPO RECIPIENTE VS SLUG CATCHER DE MULTIPLE TUBERÍA.	119
6. DISEÑO DEL SLUG CATCHER	121
6.1 DISEÑO DE UN SLUG CATCHER DE MULTIPLE TUBERIA.	122
6.1.1 Diámetro de las botellas.....	122
6.1.2 Diámetro del splitter	123
6.1.3 Determinación de la longitud en la sección de separación gas-liquido.	125
6.1.4 Determinación de la longitud de la sección intermedia	134

6.1.5 Determinación de la longitud en la sección de recepción del slug	137
6.1.6 Determinación del diámetro del gas riser	140
6.2 DISEÑO DE UN SLUG CATCHER TIPO RECIPIENTE	143
6.2.1 Definición de variables que intervienen en el diseño.	143
6.2.2 Diseño mecánico del slug catcher	148
6.2.3 Dimensionamiento del slug catcher tipo recipiente	161
6.2.4 Diseño partes internas del Slug Catcher tipo recipiente	165
7. MANUAL DEL SOFTWARE.....	173
8. VALIDACIÓN DEL SOFTWARE	177
8.1 VALIDACION DEL SLUG CATCHER TIPO DEDO.....	177
9. CONCLUSIONES	179
10. RECOMENDACIONES.....	181
BIBLIOGRAFÍA.....	182

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Relación del tamaño de las partículas de líquido vs. Porcentaje de partículas	30
Figura 2. Gráfica de temperatura de separación vs. Recuperación de líquidos Pf =400.....	33
Figura 3. Esquemático de las fuerzas actuando sobre la gota de líquido en la fase de gas.	35
Figura 4. Ecuaciones de velocidad terminal	39
Figura 5. Comportamiento del Rs.	43
Figura 6. Patrones de flujo para tubería horizontal.	66
Figura 7. Ondas en la superficie. El líquido sube a la pared del tubo para formar una media luna.	67
Figura 8. El líquido sube más arriba de la pared. Algo de líquido entra a la corriente de gas.	67
Figura 9. El líquido forma un anillo anular completo, siendo este más grueso en el fondo. Algo de líquido entra a la corriente de gas.....	68
Figura 10. Patrones de flujo en tubería vertical.....	70
Figura 11. Tapón Hidrodinámico.....	74
Figura 12. Tapón inducido por el Terreno.....	76
Figura 13. Tapón Severo.	78
Figura 14. Formación del Tapón.....	79
Figura 15. Producción del tapón.	79
Figura 16. Penetración de la Burbuja de gas.....	80
Figura 17. Purga de Gas.....	80
Figura 18. Tipos de Pigs.	82

Figura 19. Formación del Bache(a).....	83
Figura 20. Formación del Bache (b).....	83
Figura 21. Formación del Bache (c).....	84
Figura 22. Formación del Bache (d).....	85
Figura 23. Caracterización del Flujo Bache.	86
Figura 24. Diagrama típico de la ubicación del slug catcher en Facilidades de Superficie.....	96
Figura 25. Geometría del slug catcher Den Helder.....	97
Figura 26. Geometría del slug catcher St. Fergus.	101
Figura 27. Geometría del slug cártcher Eemshaven.....	102
Figura 28. Slug Catcher Tipo Recipiente	103
Figura 29. Dispositivos Internos de un Slug Catcher Tipo Recipiente.	105
Figura 30. Dispositivo de Entrada Tipo Aleta.....	107
Figura 31. Placa Perforada.	109
Figura 32. Eliminador de Niebla tipo Malla	111
Figura 33. Tipos de Malla.	112
Figura 34. Eliminador de Niebla Tipo Aleta.....	114
Figura 35. Perfiles Típicos.	115
Figura 36. Arreglo Simple.	116
Figura 37. Bolsillo Simple	116
Figura 38. Bolsillo Doble.	117
Figura 39. Botellas primarias de un slug catcher tipo dedo, vista isométrica.....	122
Figura 40. Botellas primarias de un slug catcher tipo dedo, vista lateral.	123
Figura 41. Splitter de un slug catcher tipo dedo, vista isométrica.	124
Figura 42. Splitter de un slug catcher tipo dedo, vista lateral.....	125
Figura 43. Sección de separación Gas-Líquido, vista isométrica.....	127
Figura 44. Sección de separación Gas-Líquido, vista lateral.	127
Figura 45. Valores del exponente n para usar en la ecuación 7.	132
Figura 46. Sección intermedia de las botellas primarias, vista isométrica.	135
Figura 47. Sección intermedia de las botellas primarias, vista lateral.....	135

Figura 48. Localización de la distancia del gas riser.....	137
Figura 49. Sección de recepción del slug, vista isométrica.....	138
Figura 50. Sección de recepción del slug, vista lateral.	138
Figura 51. Gas riser de un slug catcher tipo dedo, vista isométrica.....	141
Figura 52. Gas riser de un slug catcher tipo dedo, vista lateral.	141
Figura 53. Cuerpo Cilíndrico del Slug-Catcher.....	151
Figura 54. Cabezales Semi-Elipticos 2:1 del Slug-Catcher.....	154
Figura 55. Ventana principal de la aplicación.	173
Figura 56. Ventana de fundamentos teóricos	174
Figura 57. Ventana de selección del slug catcher.....	175
Figura 58. Ventana de diseño del slug catcher tipo dedo	175
Figura 59. Ventana de diseño del slug catcher tipo dedo	176

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Correlaciones de las Propiedades de los fluidos.	42
Tabla 2. Rango de Propiedades PVT según los Autores.	56
Tabla 3. Rango de Viscosidad definida por Autores.	57
Tabla 4. Valores sugeridos para la constante K (Souders & Brown).	145
Tabla 5. Tiempo de retención de líquido en Separador.	147
Tabla 6. Diámetros comerciales para boquillas (Peso estimado de las boquillas.	160
Tabla 7. Especificaciones para el diseño del slug catcher.....	178
Tabla 8. Comparación de los resultados del software con los resultados arrojados por la aplicación.....	178

RESUMEN

TITULO: DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA SOFTWARE PARA EL DISEÑO DE SLUG CATCHER

AUTOR: JOHN HENRY AVENDAÑO BARÓN**
JUAN ALEJANDRO CAÑÓN CONTRERAS

PALABRAS CLAVE: Software, slug Catcher, flujo bache, separar, almacenar.

DESCRIPCIÓN:

El presente trabajo consiste en el desarrollo de una herramienta software que genere un ambiente adecuado para el aprendizaje del diseño de un slug catcher de una forma secuencial, donde se encontrará con información relevante como imágenes, videos y gráficas en las diferentes etapas de la herramienta.

El software cuenta con el diseño de dos importantes tipos de slug catcher, el tipo recipiente cuya forma es muy similar a los separadores horizontales, aunque la relación diámetro/longitud es más elevada, poseen un mayor espacio para almacenar fluidos y se utiliza principalmente para espacios limitados, como plataformas off-shore; y el tipo dedo o de múltiple tubería que consiste en una serie de botellas paralelas inclinadas hacia abajo, que permiten la desintegración de baches líquidos y su posterior almacenamiento, el cual ha sido ampliamente utilizado en las facilidades de procesamiento de gas condensado y permiten una mayor flexibilidad en las posibilidades de diseño, para hacer frente a amplias series de situaciones de flujo y configuraciones geométricas.

Es de importancia primero caracterizar el tipo de patrón de flujo en la tubería, en este caso el software asume siempre el flujo bache, posteriormente realizar el proceso de selección del tipo slug catcher el cual depende de variables como las propiedades del bache y condiciones operacionales, por último, se procede a diseñar en cada sección del slug catcher su respectivo diámetro, longitud, y componentes internos si este lo requiere. Cabe resaltar que el software cuenta con una interfaz gráfica amigable con el usuario, facilitando su uso. Para este propósito se utilizó el entorno de desarrollo integrado (IDE, por sus siglas en inglés) para sistemas operativos Windows (Microsoft Visual Studio), utilizando el lenguaje de programación dirigido por eventos Visual Basic (VB).

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: M Sc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas, Magíster en Ingeniería Química

ABSTRACT

TITLE: DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA SOFTWARE PARA EL DISEÑO DE SLUG CATCHER.

AUTHOR: JOHN HENRY AVENDAÑO BARÓN **
JUAN ALEJANDRO CAÑON CONTRERAS

KEYWORDS: software, slug catcher, slug flow, separate, store.

DESCRIPTION:

The present work consists in the development of a software tool that generates a suitable environment for learning, allowing the user to design a slug catcher in a sequential way, where they find relevant information such as images, videos and graphics in the different stages of the tool.

The software has the design of two important types of slug catcher, the vessel type whose shape is very similar to the horizontal separator, although the diameter / length ratio is higher, have a larger space to store fluids and is mainly used for spaces such as off-shore platforms; The finger or multi-pipe type consists of a series of parallel downwardly inclined bottles, which allow the disintegration of liquid potholes and their subsequent storage, has been widely used in condensing gas processing facilities and allows greater flexibility in the possibilities of design, to deal with wide series of situations of flow and geometric configurations.

It is of first importance to characterize the type of flow pattern in the pipe, in this case the software always assumes the slug flow, later to carry out the process of selection of the type slug catcher which depends on variables such as the properties of the slug and operational conditions, Finally, the respective diameter, length, and internal components are designed to be designed in each section of the cathartic slug if required. It should be noted that the software has a user-friendly graphical interface, facilitating its use. For this purpose, the integrated development environment (IDE) was used for Windows operating systems (Microsoft Visual Studio), using the Visual Basic (VB) -based event programming language.

* Degree work

** Faculty of Physical-Chemical Engineering. School of Engineering of Petroleos. Director: M Sc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas, Master in Chemical Engineering

INTRODUCCIÓN

En un yacimiento siempre existirá la posibilidad de encontrar como mínimo dos fluidos donde sus propiedades varían con la presión y la temperatura. Las altas presiones ocasionan que la mayoría de los componentes más volátiles de hidrocarburos se encuentren disueltos dentro de las fracciones líquidas, que en otras condiciones de menor presión se encontrarían en estado gaseoso, por ende, durante la producción de un pozo las condiciones varían constantemente dependiendo de operaciones como el mantenimiento o la fase de desarrollo del pozo. Varios de los terminales receptores no solo reciben gas natural, por el contrario, las tuberías de gas se asocian a menudo con hidrocarburos condensados y agua condensada.

Esta característica bifásica se mantiene hasta el final de la tubería donde existe un tipo de flujo en cualquier tiempo dado. Sin embargo, como las condiciones de flujo cambian, el régimen de flujo puede cambiar de un tipo a otro, entre los que se encuentra el flujo bache. Muchos de los instrumentos y equipos utilizados para medir y manejar la producción de hidrocarburos, están diseñados para trabajar con un solo tipo de fluido, lo cual previamente debe existir un sistema de separación. Estos equipos de separación están diseñados para recibir una tasa promedio de líquido y gas, pero su eficiencia se ve afectada por la llegada irregular de tasas de gran volumen. Es por esto que, se necesita un volumen de tapón “Slug Surge Volume” para convertir los slugs o baches de aceite y agua a una tasa de líquido constante. Este volumen de tapón es proporcionado por el slug catcher.

El presente trabajo consiste en el desarrollo de un software que permita diseñar los slug catchers tipo recipiente y de múltiple tubería. Es de importancia caracterizar el tipo de patrón de flujo en la tubería, en este caso la herramienta software asume siempre el flujo bache a la entrada del slug catcher,

posteriormente realizar el proceso de selección del tipo slug catcher el cual depende de variables como el tipo bache, propiedades de este (tamaño y frecuencia) y condiciones operacionales. Una vez caracterizado se procede a diseñar cada sección del slug cácher. El software está dirigido principalmente a los estudiantes de la escuela de ingeniería de petróleos y cabe resaltar que cuenta con una interfaz gráfica amigable con el usuario, facilitando su uso.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En áreas como la educación, la tecnología ha obligado a los profesores a utilizar nuevas estrategias didácticas que incluyan el uso de dispositivos electrónicos y software específico para apoyar las actividades que se llevan a cabo en el aula. En ese sentido, el proyecto surge de la idea y deseo de brindar a los estudiantes del programa académico de ingeniería de petróleos una herramienta software didáctica, que permita realizar el diseño de un separador de flujo bifásico “Slug Catcher”, y de esta manera se refuercen las competencias que se espera adquieran los estudiantes y soporte la labor del docente en el aula de clase.

1.1 SOLUCIÓN AL PROBLEMA

Se consideró de gran ayuda para la academia desarrollar un software de fácil acceso y de interfaz amigable con el usuario, con capacidad de determinar en cada sección del separador su respectivo diámetro, longitud, y sus componentes internos si este lo requiere, basado en correlaciones encontradas en la literatura. Para este propósito se utilizó el entorno de desarrollo integrado (IDE, por sus siglas en inglés) para sistemas operativos Windows (Microsoft Visual Studio), utilizando el lenguaje de programación dirigido por eventos Visual Basic (VB). Otro rasgo, es que la interfaz contiene imágenes que se realizaron con la ayuda del software Autodesk Inventor que es un paquete de modelado paramétrico de sólidos en 3D producido por la empresa de software Autodesk[1].

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo General. Desarrollar una herramienta software para el diseño de separadores Slug Catcher, como recurso didáctico en ambientes académicos.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Realizar un estado del arte de los fenómenos fisicoquímicos y termodinámicos involucrados en el proceso de separación que ocurre en un Slug Catcher.
- Identificar los modelos matemáticos y correlaciones que hacen parte del diseño de los diferentes tipos de Slug Catcher disponibles en la industria.
- Diseñar el algoritmo e interfaz gráfica del software de tal forma que permita una interacción didáctica y amigable con el usuario.
- Desarrollar el software de diseño y validar el desempeño global de la herramienta mediante datos reportados en la literatura.

2. SOFTWARE EDUCATIVO

2.1 DEFINICIÓN DE SOFTWARE EDUCATIVO

Software educativo, programas educativos y programas didácticos son sinónimos utilizados de igual forma para denominar una de las herramientas más utilizadas para el aprendizaje humano, término empleado con frecuencia por los docentes especialistas en educación y productores de software. La asignación del término educativo a los programas para computadora, se debe a que estos son elaborados con un solo propósito y con características propias que determinan su carácter educacional.¹

Esto quiere decir que los programas didácticos determinan la estructura de la técnica pedagógica, la cual cumple con el objetivo de brindar la enseñanza por medio del software educativo, el cual se compone de reglas y datos que aprueban la ejecución de diversas tareas en un ordenador. Investigadores de esta nueva disciplina, definen como “cualquier programa computacional que cuyas características estructurales y funcionales le permiten servir de apoyo a la enseñanza, el aprendizaje y la administración educacional”.

Dicha definición caracteriza a todos los programas didácticos basados en enseñanza, desde modelos conductistas, programas de Enseñanza Asistida por Ordenador (EIAO), hasta los programas de Enseñanza Inteligente por Ordenador (EIAO), los cuales utiliza técnicas en el campo de Inteligencia Artificial.

¹ ASAHAN, P. Software educativo [en línea]. Disponible en: https://www.tes.com/lessons/1_dbuUnSXL9FQ/software-educativo. [citado el 08 de enero de 2017]

Cabe resaltar, que del software educativo se excluyen todos aquellos programas empresariales también utilizados en las universidades y colegios, como lo son: los procesadores de texto, hojas de cálculo, gestores de bases de datos o editores gráficos, que, aunque son didácticos no han sido elaborados específicamente con esta finalidad.

El Software Educativo por su rol que cumple en el proceso de aprendizaje, es considerado como parte del material educativo, enmarcándose como Material Educativo Computarizado (MEC).

2.2 HISTORIA DEL SOFTWARE EDUCATIVO

En los años 60 nacieron las primeras ideas de usar el software educativo como medio de aprendizaje, el cual tiene como objetivo brindar a los estudiantes el conocimiento, la instrucción y la oportunidad de dominio en las actividades pertenecientes de los programas. Con los cuales interactúan al mismo tiempo, por ende obtuvo una mayor aceptación cuando comenzaron a salir las primeras microcomputadoras.

Los primeros usos fueron para desempeñar las mismas y más tradicionales tareas del profesor: explicar unos contenidos, formular preguntas sobre los mismos y comprobar los resultados; el interés de estas aplicaciones surgía ante la posibilidad de una instrucción individualizada, fundamentalmente de tipo tutorial.²

² GÁMEZ GIMÉNEZ, José Luis y HERNÁNDEZ RUEDAS, Leidis. Los simuladores virtuales como estrategia metodológica para la enseñanza de la química experimental. Valledupar Cesar. Universidad Popular del Cesar. Facultad de ciencias básicas de la educación. 2011. Pág. 9.

Estos programas se estructuraron en tres planteamientos distintos, el primero hace referencia al educando, el cual construye el conocimiento en vez de descubrirlo, es una forma constructiva del aprendizaje o la enseñanza, la cual se conoce más como “lenguaje del aprendizaje” según el psicólogo BRUNER SEYMOUR Jerome. Adicional a esto, para una conceptualización más profunda y teórica, al igual que otros programas informáticos, se conoce como el módulo que gestiona la comunicación con el usuario (sistema input/output), el módulo que contiene debidamente organizados los contenidos informativos del programa (bases de datos) y el módulo que gestiona las actuaciones del ordenador y sus respuestas a las acciones de los usuarios (motor)³.

Su innovación procede con diversas maneras de comunicación llamados micro-mundos, por eso es que se han creado distintos software con múltiples finalidades en su uso, nacientes de teorías tanto cognitivas como constructivas según (Gallego. M. 1997). En consecuencia, la creación de herramientas para la innovación del producto software didáctico o educativo, por el lenguaje del logo desarrollado en el Instituto Tecnológico de Massachusetts, dio oportunidad de experiencias a distintas escuelas y universidades, encaminando los lenguajes visuales con la aparición de los recursos multimedia.

Después de que las herramientas multimedia tomaran reconocimiento en la sociedad, gracias a su utilidad, evolucionando y aportando conceptos de programación estructurada como lo fue el pascal que aparece en 1970 creado por Niklaus Wirth o el C, creado en 1972 por Denis Ritchie y ADA; se incorporaron rápidamente en el ambiente del aprendizaje ya que se consideró como ayuda para el pensamiento y desarrollo en habilidades cognitivas.

³ MÁRQUEZ, Pere. El software educativo. Trabajo de grado. Barcelona. Universidad Autónoma de Barcelona. Pág. 2.

2.3 CARACTERÍSTICAS DEL SOFTWARE EDUCATIVO

El software educativo cumple con ciertas características para diferenciar su entorno de trabajo y circunstancias de los alumnos ya que contiene un análisis más profundo del proceso de aprendizaje. Siendo estas las principales características:

✓ **Características principales:**

a. Apoyo educativo.

El software educativo apoya la labor del docente en el proceso de aprendizaje de los estudiantes ya que es una de las funciones más importantes.

b. Uso del ordenador.

El uso del computador, es el soporte más importante ya que ha sido elaborados para ser empleados por estos dispositivos, puesto que contienen elementos metodológicos, cuyos orientan las tareas y actividades que en estos se incorporan, generando ambientes didácticos e interactivos con los estudiantes.

c. Facilidad de uso.

Ya que los estudiantes tienen mínimos conocimientos de la informática, estos programas deben ser de condición básica para su empleo, no obstante, cada programa tiene reglas para su función, los cuales los estudiantes deberán saber.

d. Software didáctico.

Son programas interactivos, de motivación para el alumno los cuales poseen sistemas de retroalimentación y de intercambio entre el estudiante y el ordenador.

- e. Individualiza el trabajo de los estudiantes ya que contienen un ritmo de actividades personalizadas, desarrollando el trabajo según la comodidad del alumno.

2.4 TIPOS DE PROGRAMAS EDUCATIVOS

Estos programas educativos se pueden clasificar de distintas formas, en empleo a distintos juicios: el tipo de información y datos que transmiten, el control que posee el software o programa sobre las tareas del alumno, la forma en cómo se brinda la información y las clases de aprendizajes que desarrollan.

a. Según estructura

- **Los programas tutoriales:** son aquellos que dirigen y apoyan en cierto grado las actividades de los usuarios, esta aplicación se realiza a través de trabajos ya pensados, los estudiantes ponen en práctica determinados talentos, aprenden conocimientos y aún más habilidades. Cuando se limitan a brindar actividades sin sugerencias conceptuales, se denomina programas **tutoriales de ejercitación**, como lo son los programas de adiestramiento psicomotor, relacionadas con las tareas con el dibujo, la escritura y otras habilidades psicomotrices.

Estos programas conductistas de aprendizaje, facilitan la realización de actividades, comparando las respuestas de los usuarios con las correctas, así en algunos casos una evolución negativa ocasiona una opción de ejercicios de repaso. Se distinguen cuatro categorías:

- **Programas lineales:** presentan al usuario una serie de información o actividades con independencia de corrección o no. Basados en el aprendizaje programado, el cual transforma al ordenador en un modelo de tutor de habilidades, a pesar que resulta un programa largo de recorrer.
 - **Programas ramificados:** modelos conductistas, los cuales continúan con actividades pedagógicas según el juicio del computador sobre las respuestas de los usuarios, para profundizar distintos temas. Brinda una mayor información, interactuando con más opciones y de la misma forma con más exigencia.
 - **Entornos tutoriales:** modelos pedagógicos cognitivistas, los cuales brindan a los alumnos herramientas de búsqueda que utilizan en libertad para realizar respuestas a preguntas del programa. Este se caracteriza con el caso de resolución de problemas “problem solving”, donde el usuario obtiene la información necesaria para la resolución, aplicando leyes y soluciones. Además, que el programa comprueba la corrección, también tiene en cuenta el proceso.
 - **Sistemas tutoriales expertos:** son aquellos programas donde los sistemas tutoriales inteligentes contribuyen con la Inteligencia Artificial, brinda una interacción de software-persona, guiando y enseñando al estudiante como lo haría un tutor, analizan su forma de aprendizaje y de paso sus errores proporcionando el ejercicio o actividad más conveniente para el usuario.
- **Bases de datos:** proporcionan datos organizados, en entornos estáticos con criterios específicos y facilitan su investigación y consulta selectiva. Se pueden hacer en múltiples tareas como: analizar y relacionar datos, solución de problemas, comprobar hipótesis.

La base de datos contiene una estructura jerárquica. (Si existen unos elementos subordinantes de los que dependen otros subordinados, como los organigramas), relacional (si están organizadas mediante unas fichas o registros con una misma estructura y rango) o documental (si utiliza descriptores y su finalidad es

almacenar grandes volúmenes de información documental: revistas, periódicos, etc.).⁴ Se pueden distinguir dos tipos:

- **Bases de datos convencionales.** Contienen la información almacenada en ficheros o gráficos, los cuales el estudiante recorre para adoptar información.
 - **Bases de datos tipo sistema experto.** Cuando el estudiante quiere determinadas respuestas, este programa lo asesora, además que es especializado ya que selecciona toda la información de algún tema en específico.
- **Simuladores:** Contienen un modelo dinámico, donde se enseña gráficos o animaciones interactivas las cuales facilitan la indagación a los estudiantes, que son capaces de realizar aprendizajes inductivos o deductivos, mediante la vigilancia y manejo de la estructura subyacente. De esta manera pueden descubrir los elementos del modelo, sus interrelaciones, y pueden tomar decisiones y adquirir experiencia directa delante de unas situaciones que frecuentemente resultarían difícilmente accesibles a la realidad.
- **Constructores:** facilitan al estudiante a construir elementos complejos, así potencializan el aprendizaje, y de acuerdo con las teorías cognitivas facilitan al alumno la imaginación para la construcción de su propio aprendizaje, en el cual brota la apreciación del diseño de programas cuando se ejecuta la importancia de sus ideas.
- **Programas herramienta:** Se facilitan algunos trabajos de información como: escribir, organizar, calcular, dibujar, transmitir o captar datos. Los más utilizados son los programas de uso general los cuales son utilizados en el campo laboral, por tanto, estos quedan por fuera de lo que es el software educativo.

⁴ Ibid. Pág. 7.

b. Según el enfoque educativo y función que cumple

Predomina del enfoque educativo: software algorítmico y heurístico.

El algorítmico, aquel que transmite conocimiento, y su organización contiene tareas planificadas para que encaminen al alumno desde su base hasta su meta. Así se da la expectativa de que este asuma al máximo lo que se le transmite.

El heurístico, es aquel que fomenta el conocimiento experiencial. El software que se proyecta y planifica para la exposición del usuario. Se espera que el alumno obtenga conocimiento a través de su trabajo y reflexión, creando su propia experiencia los cuales son comprobados por el mismo software.

3. FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA

3.1 TIPOS DE SLUG CATCHER

El slug catcher es un dispositivo que se instala al final de una tubería multi-fase con el fin de separar las fases y proporcionar almacenamiento temporal para el líquido. Los slug catcher se pueden clasificar en tres categorías⁵.

- Slug catcher tipo recipiente: puede tener una geometría similar a la de un recipiente knock-out. La configuración del slug catcher tipo vasija es conveniente en el caso de tener un área limitada para su instalación (por ejemplo, plataforma off-shore). La principal desventaja de este tipo de slug catcher es un menor volumen de almacenamiento, generalmente inferior a $100 m^3$.
- Slug catcher parking-loop: en este tipo de slug catcher las secciones de separación y almacenamiento están separadas. El parking-loop está compuesto de un separador conectado por medio de un tubo a la salida de líquido. En condiciones de operación normales, el gas y el líquido que entran se separan en el recipiente. Cuando llega un bache las dos partes del slug catcher entran en contacto para que la ola de líquido pueda ser almacenado en los dedos y pueda ser tratada con un tiempo de residencia más largo. La principal desventaja de este tipo de slug catcher es la alta dependencia de procedimientos operacionales estrictos. Este tipo de configuración es adecuado solo para tapones de líquido generados por marranos ya que los tapones generados hidrodinámicamente no son fáciles de predecir y no puede ser posible activar el procedimiento operativo requerido en el tiempo.

⁵ SHELL, Design and engineering practice, “Design of multiple-pipe slug catchers”. 2009

- Slug catcher de múltiple tubería: también es conocido como slug catcher tipo dedo. Este tipo de slug catcher está compuesto de una serie de tubos (generalmente inclinados) conectados a un manifold llamado splitter. El splitter está conectado a la corriente de entrada. Este tipo de configuración tiene una mayor flexibilidad de diseño. El slug catcher tipo dedo también es fácil de operar ya que no se requieren controles de flujo, pero este tipo de separador tiene altas dimensiones debido a la longitud de los dedos.

En este trabajo de grado se consideró diseñar los slug catchers tipo recipiente y de múltiple tubería ya que son los de mayor uso en la industria. De cada uno de estos se hablara con más detalle en los siguientes capítulos.

3.2 MECANISMOS DE SEPARACIÓN

Un slug catcher puede operar bajo dos condiciones de flujo diferentes, la corriente de alimentación dominada por el gas o dominada por el líquido. Los slug catchers funcionan normalmente con una corriente de alimentación dominada por el gas. Bajo esta condición de flujo el gas transporta gotas de líquido de diferente tamaño y las separa del flujo de gas para almacenarla en los dedos. En la segunda condición donde el flujo es dominado por el líquido, ocurre cuando llega un bache de líquido. En este caso, el slug catcher estratificara el líquido dentro de los dedos. De esta manera el bache no se propagará más allá y no bloquea la salida del gas por los risers.

La separación en un slug catcher puede ocurrir de varias maneras⁶:

- Estratificación: la estratificación consiste en separar la fase gaseosa y liquida por gravedad, es decir decantando el líquido más pesado. Este proceso se

⁶ Ibid.

produce especialmente con una velocidad reducida que se obtiene aumentando el área de paso, es decir el número de tubos. De este modo se inhibe la propagación del bache. Para facilitar el proceso, los dedos están inclinados hacia abajo.

- Sedimentación de las partículas: la sedimentación de las partículas ocurre en las botellas primarias. Aquí, la velocidad es reducida y el largo tiempo de residencia facilitan la separación de las gotas por gravedad.
- Sedimentación turbulenta: la sedimentación de la gota por gravedad es eficiente para partículas de gran tamaño, en cambio el peso ligero de las gotas más pequeñas lo dificulta. El efecto de turbulencia, generado por el cambio repentino de dirección (en el splitter y el inlet header), puede tener una influencia positiva en la separación de las gotas más pequeñas. Las fluctuaciones turbulentas tienden a hacer que las gotas más pequeñas choquen contra las paredes del slug catcher o contra otras gotas.

3.3 PRINCIPALES FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE SEPARACIÓN DE GAS Y LÍQUIDO

A continuación, se describen, en orden de importancia, los principales factores que afectan la eficiencia de la separación de gas y líquido⁷.

Tamaño de las partículas de líquido

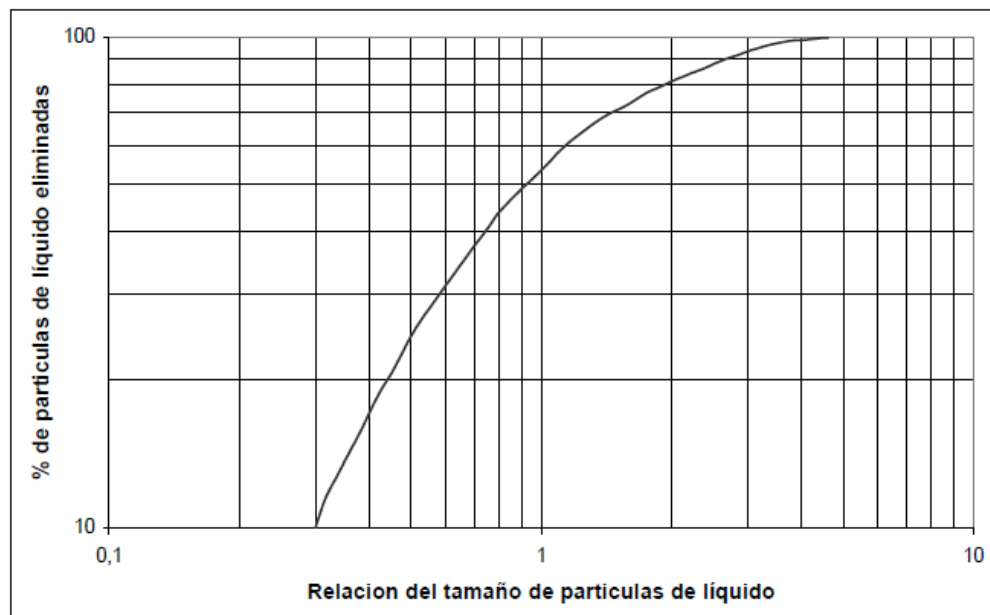
El tamaño de las partículas suspendidas en el flujo de gas, es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento en la separación por gravedad.

⁷ GÓMEZ, Juan Ángel. Apuntes de Manejo de la Producción de Superficie. México D.F.: Universidad Autónoma de México.

La velocidad promedio del gas en la sección de separación, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que el diámetro base deben ser eliminadas. En realidad, lo que sucede es que se separan partículas más pequeñas que el diámetro base, mientras que algunas más grandes en diámetro no se separan. Lo anterior es debido a la turbulencia del flujo, y a que algunas de las partículas de líquido tienen una velocidad inicial mayor que la velocidad promedio del flujo de gas.

El tamaño de las partículas de líquido que se forman en el flujo de líquido y gas, cuando no hay agitaciones violentas, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia con los separadores.

Figura 1. Relación del tamaño de las partículas de líquido vs. Porcentaje de partículas



Fuente: Apuntes de Manejo de la Producción de Superficie. M.sc Juan Ángel Gómez, Universidad Nacional Autónoma de México.

La distribución del tamaño de las partículas de líquido y el volumen de líquido que entra al separador

Estos aspectos están íntimamente ligados en la eficiencia de la separación. Para ilustrarlo se pueden analizar las siguientes situaciones:

Considérese que un separador se instala, para separar un volumen de líquido de 2000 galones por cada millón de pie cúbico de gas. De este volumen de líquido, 0.5 galones están formados por partículas menores de 10 micras. Si el separador tiene una eficiencia de 80% para separar partículas menores de 10 micras, entonces su eficiencia total será de casi 100%. Sin embargo, si este mismo separador se utiliza en una corriente de gas, donde el contenido de líquido es de 20 galones por millón de pie cúbico, todo formado por partículas menores de 10 micras, la eficiencia total de separación será de 80% y habrá un arrastre de líquido en el flujo de gas de 4 galones por millón de pie cúbico de gas. Así aunque el separador funcionara bien, no sería el adecuado.

De lo anterior se concluye que, en la selección del equipo de separación para un determinado problema, se deben considerar como aspectos importantes, la distribución del tamaño de las partículas y el volumen de líquido que se va a separar.

Velocidad del gas

Generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquidos mayores de 100 micras, se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla.

Cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un cierto valor establecido en su diseño, aunque se incremente el volumen de gas manejado no se separan totalmente las partículas de líquido mayores de 100

micras en la sección de separación secundaria. Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, como consecuencia, que haya arrastres repentinos de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

Presión de separación

Es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos. Siempre existe una presión óptima de separación para cada situación en particular.

En ocasiones al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico del incremento de volumen de líquidos, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas.

La capacidad de los separadores también es afectada por la presión de separación. Al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

Temperatura de separación

En cuanto a la recuperación de líquidos, la temperatura de separación interviene de la siguiente forma: a medida que disminuye la temperatura de separación, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador.

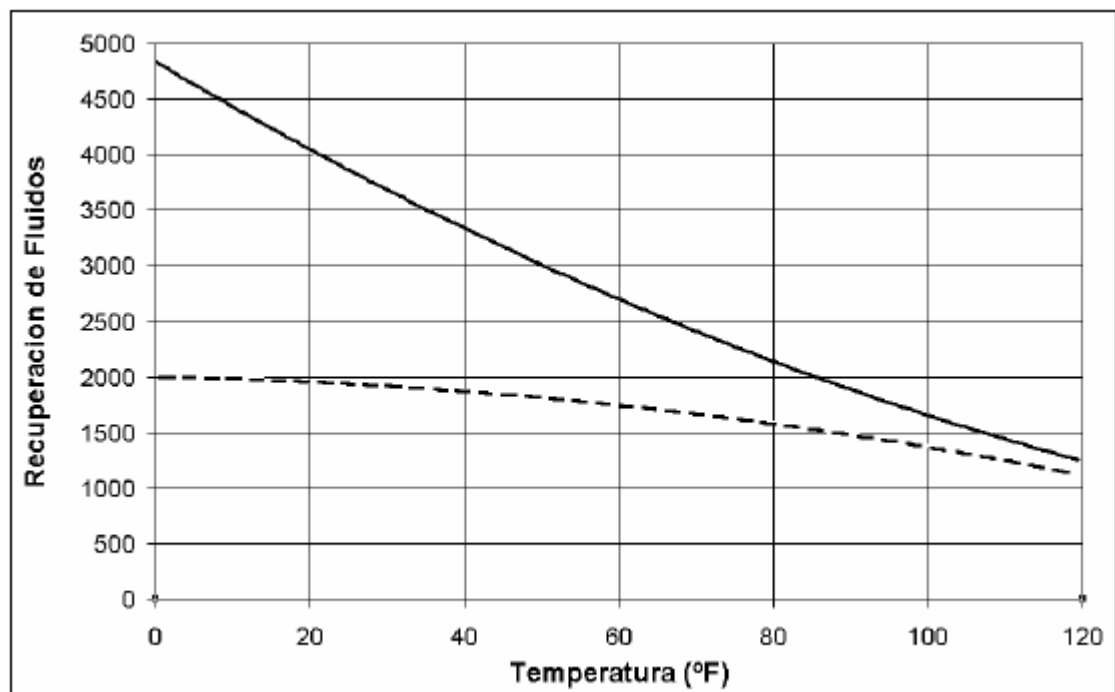
Otros aspectos que hay que considerar para utilizar baja temperatura de separación, son los siguientes:

- a) La separación a baja temperatura necesita equipo adicional de enfriamiento.
 - b) Se presentan otros problemas de operación, tal como la formación de hidratos.
- En consecuencia, para obtener la temperatura óptima de separación, desde el

punto de vista de recuperación de líquidos es necesario considerar todos los aspectos mencionados.

La temperatura afecta la capacidad del separador al variar los volúmenes de fluido y sus densidades. El efecto neto de un aumento en la temperatura de separación es la disminución de capacidad en la separación de gas.

Figura 2. Gráfica de temperatura de separación vs. Recuperación de líquidos
Pf =400



Fuente: Apuntes de Manejo de la Producción de Superficie. M.sc Juan Ángel Gómez, Universidad Nacional Autónoma de México.

Densidades del líquido y del gas

Las densidades del líquido y el gas, afectan la capacidad de manejo de gas de los separadores. La capacidad de manejo de gas de un separador, es directamente

proporcional a la diferencia de densidades del líquido y del gas e inversamente proporcional a la densidad del gas.

Viscosidad del gas

El efecto de la viscosidad del gas en la separación, se puede observar de las fórmulas para determinar la velocidad del asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas se utiliza en el parámetro NRE, con el cual se determina el valor del coeficiente de arrastre. De la ley de Stokes, utilizada para determinar la velocidad de asentamiento de partículas de cierto diámetro, se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

3.4 PARÁMETROS DE DIMENSIONAMIENTO EN SEPARADORES GAS-LÍQUIDO

Existen varios métodos para dimensionar los separadores gas-líquido: 1. Método de asentamiento de la gota de líquido, 2. Aplicación Souders-Brown. Históricamente la ecuación Souders-Brown ha sido empleada debido a que es capaz de proveer resultados razonables, es fácil de aplicar, pero arroja inconvenientes en la identificación del rendimiento del separador. El método Souders – Brown es limitado porque se basa en un tamaño ponderado de la gota, pero no puede cuantificar la cantidad de las gotas despojadas de la sección de gravedad del gas⁸.

⁸ Parámetros de dimensionamiento separadores gas-liquido [en línea]. Disponible en: <http://www.jmcampbell.com/tip-of-the-month/spanish/?p=1487> [citado el 10 de febrero de 2017]

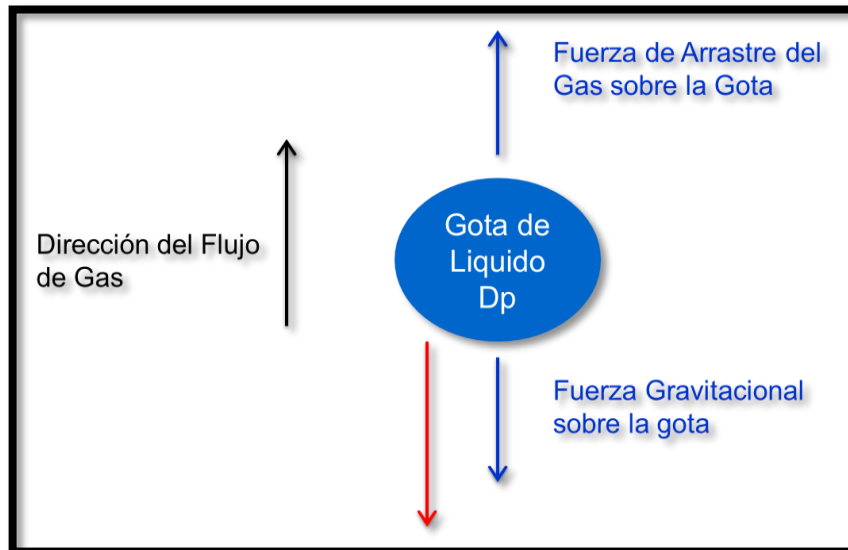
El método Souders – Brown

Si consideramos una gota esférica de líquido con diámetro D_p , en la fase de gas, dos fuerzas, indicadas por la Figura 3 actúan sobre ella. La fuerza de arrastre, F_D , se ejerce por el flujo de gas, y la fuerza de gravedad, F_G , se imparte por el peso de la gota. La fuerza de arrastre imparte flujo inducido sobre la gota del líquido, mientras que la fuerza de gravedad actúa para asentarla e impartir su separación de la fase de gas.

Asumiendo flujo tapón, sin remolinos, ni perturbaciones, una gota única e ignorando el impacto de choque final, en el equilibrio (velocidad terminal caída libre), estas dos fuerzas se igualan.

$$F_D = F_G \quad (1)$$

Figura 3. Esquemático de las fuerzas actuando sobre la gota de líquido en la fase de gas.



Fuente: Campbell, J.M., Gas Conditioning and Processing, Volume 2: The Equipment Modules, 9th Edition, 2nd Printing, Editors Hubbard, R. and Snow–McGregor, K., Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma, 2014.

La fuerza de arrastre se expresa como:

$$F_D = \frac{\pi C_d D_p^2 \rho_L v^2}{8 g_c} \quad (2)$$

La fuerza de gravedad se define como:

$$F_G = \frac{\pi g D_p^3 (\rho_L - \rho_g)}{6 g_c} \quad (3)$$

Sustitución y combinación de las ecuaciones 2 y 3 con la 1, permite la obtención de la expresión para la velocidad terminal:

$$v_t = \left(\frac{4 g D_p}{3 C_d} \right)^{0.5} \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \quad (4)$$

Para las aplicaciones prácticas, el primer término de la derecha se reemplaza por K_s .

De manera que se obtiene la velocidad máxima del gas, la cual impide el arrastre del líquido:

$$v_{\max} = K_S \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad (5)$$

La Ecuación 5 se denomina ecuación de Souders-Brown y K_S se identifica como el parámetro de diseño.

Una vez determinada la velocidad máxima, V_{\max} , a través de la unidad, es posible calcular el diámetro mínimo del receptor.

$$v_{\max} = \frac{Q_g}{A} \quad (6)$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4q_a}{\pi F_g v_{\max}}} \quad (7)$$

El parámetro de diseño, K_S , en la ecuación Souders-Brown es una constante empírica y factor clave en el dimensionamiento de los separadores gas – líquido, así como en la selección de los extractores de neblina, y sus diámetros. Su valor depende de varios factores, incluyendo:

- Presión
- Propiedades de los fluidos

- Geometría de Separador
 - Longitud del recipiente, y nivel del líquido (separadores horizontales)
- Consistencia del gasto
- Elemento de entrada del recipiente, su diseño y rendimiento
- Cantidades Relativas del gas y líquido
- De mayor importancia – tipo de extractor de neblina y su diseño (por ejemplo empaque de malla, empaque de rejilla, multi-ciclón)

Existen varias fuentes en donde uno puede informarse sobre el valor de los Ks referente a distintas aplicaciones.

EL método de asentamiento de la gota de líquido

El coeficiente de arrastre, C_D , está en función de numero de Reynolds, $Re=(D_P V \rho_G)/\mu_G$. Para la ley de Stokes, $Re < 2$.

$$C_D = 24 / Re = \frac{24 \mu_G}{D_P V \rho_G} \quad (8)$$

Al remplazar la ecuación 8 en la ecuación 4 obtenemos la velocidad terminal de la fase de gas basado en la ley de Stokes.

$$V_T = \frac{g D_P^2 (\rho_L - \rho_G)}{18 \mu_G} \quad (9)$$

En forma similar, la velocidad terminal para otros regímenes de flujo, tales como la ley Intermedia, y la ley de Newton pueden se derivadas en sus expresiones correspondientes para cada coeficiente de arrastre.

Figura 4. Ecuaciones de velocidad terminal

Ley de Asentamiento	Número de Reynolds (Re)	Ecuación de Velocidad Terminal
Ley de Stokes (Flujo Laminar)	<2	$v_t = \frac{gD_p^2(\rho_L - \rho_g)}{18\mu_g}$
Ley Intermedia	2 - 500	$v_t = \frac{0.1529g^{0.714}D_p^{1.142}(\rho_L - \rho_g)^{0.714}}{\rho_g^{0.286}\mu_g^{0.428}}$
Ley de Newton (Flujo Turbulento)	500 - 200,000	$v_{\max} = K_S \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}}$

Fuente: Mark Bothamley (John Cambell/PetroSkill)

3.5 CALCULO DE LAS PROPIEDADES PVT

El cálculo de las reservas en un yacimiento de petróleo o la determinación de su rendimiento y economía, requiere de un buen conocimiento de las propiedades físicas del fluido. La presión de burbuja, GOR, Factor Volumétrico de formación y la compresibilidad son de vital importancia en el balance de materiales. El cálculo, de la viscosidad juega un papel importante en la interpretación de la prueba de producción y en el análisis del problema. Idealmente, estas propiedades se determinan a partir de estudios de laboratorio sobre muestras recogidas del fondo del pozo o de la superficie. Sin embargo, estos datos experimentales no siempre están disponibles debido a una o más de estas razones:

- Las muestras recogidas no son fiables.
- No se han tomado muestras debido al ahorro de costos.

- Los análisis PVT no están disponibles cuando se necesitan datos, esta situación ocurre a menudo en la interpretación de la prueba de producción en pozos de exploración.

En tales casos las propiedades PVT deben determinarse usando correlaciones derivadas empíricas. Obviamente, la exactitud de tales correlaciones es crítica para los cálculos mencionados anteriormente⁹.

Las mejores correlaciones tanto para cada clase como para toda la gama de gravedad API se han evaluado para cada propiedad de aceite. La fiabilidad de las correlaciones se ha evaluado frente a un conjunto de 195 muestras de crudo recogidas en la Cuenca Mediterránea, el Golfo Pérsico y el Mar del Norte. Se han recogido e investigado unos 3700 puntos de datos medidos¹⁰.

Las formas funcionales de las correlaciones que dieron los mejores resultados para cada propiedad de aceite se han utilizado para encontrar una mejor correlación con errores medianos reducidos en 5-10%. En particular, para los aceites extra-pesados, ya que no hay correlaciones disponibles en la literatura, se ha realizado una investigación especial y se proponen nuevas ecuaciones.

3.5.1 Cálculo de la presión del punto de burbuja. La presión de punto de burbuja es la presión a la que se disuelve la última burbuja de gas Fase líquida o la presión a la que sale la primera burbuja de gas de la solución.

⁹ GHETTO, Giambattista; PAONE, Francesco; VILLA, Marco. Reliability Analysis on PVT Correlations, paper SPE 28904, 1994.

¹⁰ Ibid. Pág. 375.

Por lo tanto, la presión del punto de burbuja puede ser resuelta a partir de la ecuación de la relación gas-aceite en solución sustituyendo Rs por gas disuelto en condiciones de punto de burbuja Rsb^{11} :

➤ **Correlación de Standing para aceite extra pesado:**

$$Pb = 18 \left(\frac{Rsb}{\gamma_G} \right)^{0,83} \left[\frac{10^{0,00091(T)}}{10^{0,0125(API)}} \right]$$

➤ **Correlación de Standing modificada para aceite Pesado:**

$$Pb = 15,7286 \left(\frac{Rsb}{\gamma_G} \right)^{0,7885} \left[\frac{10^{0,0020(T)}}{10^{0,0142(API)}} \right]$$

➤ **Correlación de Standing modificada para aceite liviano:**

$$Pb = 31.7648 \left(\frac{Rsb}{\gamma_G} \right)^{0,7857} \left[\frac{10^{0,0009(T)}}{10^{0,0148(API)}} \right]$$

➤ **Correlación de Kartootmodjo's modificada para aceite medio:**

$$Pb = \left(\frac{Rsb}{0,09902 * (\gamma_{Gcorr})^{0,2181} * 10^{(7,2153*API)/(T+460)}} \right)^{0,9997}$$

$$\gamma_{Gcorr} = \gamma_G * \left(1 + 0,1595 * API^{0,4078} * Tsep^{-0,2466} * \text{Log} \left(\frac{Psep}{114.7} \right) \right)$$

¹¹ CRUZ G, Diego J. Computer application for separators design. Trabajo de grado. Madrid. Universidad Politécnica de Madrid. Departamento de Energía y Combustibles, 2015.

Donde:

P_b: Presión de burbuja, Psia

R_{sb}: Gas disuelto a condiciones de punto de burbuja, scf/stb

γ_G: Gravedad específica del gas

T: Temperatura Inicial (In-situ), °F

API: Gravedad API, °API

γ_{Gcorr}: Gravedad específica del gas a condiciones de Separador

T_{sep}: Temperatura a condiciones de Separador, °F.

P_{sep}: Presión a condiciones de Separador, Psia.

Tabla 1. Correlaciones de las Propiedades de los fluidos.

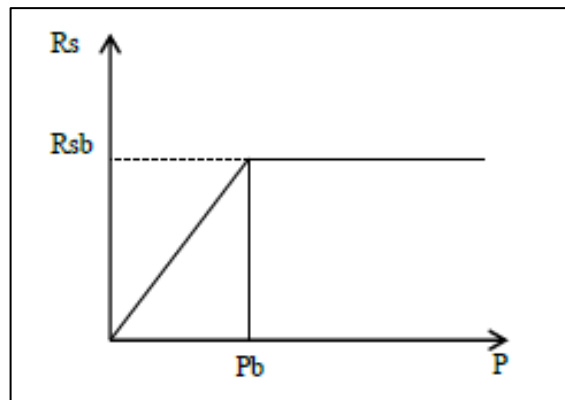
Correlaciones de las Propiedades de los Fluidos

Presión del Punto de Burbuja	Standing, Lasater, Glaso, Kartoatmodjo, Al-Marhoun
Relación Gas - Aceite, R_s	Standing, Vasquez - Beggs, Kartoatmodjo, Rollins - McCain - Creeger
Factor Volumétrico de Formación	Standing, Vasquez - Beggs, Glaso, Kartoatmodjo
Compresibilidad	Vasquez - Beggs, Kartoatmodjo, Labedi, Petrosky - Farshad
Viscosidad del aceite muerto	Slotte, Beggs - Robinson, Glaso, Kartoatmodjo, Egbogah - Jack Labedi
Viscosidad de Aceite Saturado	Chew - Connally, Begg - Robinson, Kartoatmodjo, Labedi
Viscosidad de aceite Subsaturado	Vasquez - Beggs, Kartoatmodjo, Majeed - Kattan - Salan, Labedi

Fuente: GHETTO, Giambattista; PAONE, Francesco; VILLA, Marco. Reliability Analysis on PVT Correlations, paper SPE 28904, 1994.

3.5.2 Calculo de la relación gas- aceite, Rs. La relación gas-aceite, Rs, representa la cantidad de gas que se disuelve en la fase líquida a una presión y temperatura determinadas. Tenga en cuenta que la cantidad se expresa en términos de scf / stb, y debe convertirse correctamente en condiciones in situ. Además, uno debe darse cuenta de que este gas disuelto es ahora parte de la fase líquida. Como se muestra esquemáticamente en la Figura #, la relación gas-aceite en solución es cero en condiciones de presión atmosférica; Aumenta con la presión y alcanza su valor máximo a la presión del punto de burbuja y permanece constante para presiones por encima de la presión del punto de burbuja¹².

Figura 5. Comportamiento del Rs



Fuente: CRUZ G, Diego J. Computer application for separators design. Trabajo de grado. Madrid. Universidad Politécnica de Madrid. Departamento de Energía y Combustibles, 2015.

➤ **Correlación de Standing modificada para aceite Extra pesado:**

$$Rs = \gamma_G * \left(\frac{p}{10.7025} * 10^{(0,0169API - 0,00156T)} \right)^{1,1128}$$

¹² Ibid

- **Correlación de Vásquez – Beggs modificada para aceite pesado:**

$$Rs = \frac{\gamma_{Gcorr} * P^{1,2057}}{56,434} * 10^{(10,9267API/(T+460))}$$

$$\gamma_{Gcorr} = \gamma_G * \left(1 + 0,5912 * API * Tsep * \text{Log} \left(\frac{Psep}{114,7} \right) * 10^{-4} \right)$$

- **Correlación de Kartootmodjo's modificada para aceite medio:**

$$Rs = 0,10084 * \gamma_{Gcorr}^{0,2556} * P^{0,9868} * 10^{(7,45476API/(T+460))}$$

$$\gamma_{Gcorr} = \gamma_G * \left(1 + 0,1595 * API^{0,4078} * Tsep^{-0,2466} * \text{Log} \left(\frac{Psep}{114,7} \right) \right)$$

- **Correlación de Standing modificada para aceite liviano:**

$$Rs = 0,01347 * \gamma_{Gcorr}^{0,3873} * P^{1,1715} * 10^{(12,7536API/(T+460))}$$

$$\gamma_{Gcorr} = \gamma_G * \left(1 + 0,1595 * API^{0,4078} * Tsep^{-0,2466} * \text{Log} \left(\frac{Psep}{114,7} \right) \right)$$

Donde:

P: Presión Inicial (In-situ), Psia

T: Temperatura Inicial (In-situ), °F

Pb: Presión de burbuja, Psia

Rs: Relación gas – aceite, scf/stb.

γ_G : Gravedad especifica del gas.

API: Gravedad API, °API

γ_{Gcorr} : Gravedad específica del gas a condiciones de Separador.

Tsep: Temperatura a condiciones de Separador, °F

Psep: Presión a condiciones de Separador, Psia

3.5.3 Calculo de la compresibilidad del aceite. La compresibilidad isotérmica es el cambio de volumen de un sistema a medida que la presión cambia mientras la temperatura permanece constante.

➤ **Correlación de Vásquez – Beggs modificada para aceite Extra pesado:**

$$C_o = \frac{-889.6 + 3,1374R_s + 20T - 627.3 * \gamma_{Gcorr} - 81,4476API}{P * 10^5}$$

➤ **Correlación de Vásquez – Beggs modificada para aceite pesado:**

$$C_o = \frac{-2841.8 + 2,9646R_s + 25,5439T - 1230.5 * \gamma_{Gcorr} - 41,91API}{P * 10^5}$$

$$\gamma_{Gcorr} = \gamma_G * \left(1 + 0,5912 * API * Tsep * \text{Log} \left(\frac{Psep}{114.7} \right) * 10^{-4} \right)$$

➤ **Correlación de Vásquez – Beggs modificada para aceite medio:**

$$C_o = \frac{-705.288 + 2,2246R_s + 26,0644T - 2080.823 * \gamma_{Gcorr} - 9,6807API}{P * 10^5}$$

$$\gamma_{Gcorr} = \gamma_G * \left(1 + 0,5912 * API * Tsep * \text{Log} \left(\frac{Psep}{114.7} \right) * 10^{-4} \right)$$

➤ **Correlación de labedi's modificada para aceite liviano:**

$$Co = (10^{-6,1646} * Bo^{1,8789} * API^{0,3646} * T^{0,1966}) - \left(1 - \frac{Pb}{P}\right) \\ * (10^{-8,98} * Bo^{3,9392} * T^{1,349})$$

Donde:

Co: Compresibilidad del aceite

P: Presión Inicial (In-situ), Psia

Pb: Presión de burbuja, Psia

Rs: Relación gas – aceite, scf/stb.

γ_G: Gravedad específica del gas.

T: Temperatura Inicial (In-situ), °F

API: Gravedad API, °API

γ_{Gcorr}: Gravedad específica del gas a condiciones de Separador

T_{sep}: Temperatura a condiciones de Separador, °F

P_{sep}: Presión a condiciones de Separador, Psia

Bo: Factor volumétrico de formación del aceite, bbl /stb.

3.5.4 Cálculo del factor volumétrico de formación del aceite. El factor volumétrico de formación del aceite se define como la relación entre el volumen de aceite in situ y las condiciones estándar de volumen de aceite.

Las correlaciones que estiman esta propiedad parecen ser generalmente válidas ya que el análisis del rango condujo a una disminución del error promedio menor que el punto porcentual. Se utilizará la correlación de Kartoatmodjo por debajo de la presión del punto de burbuja.

$$Bob = 0,98496 + 0,0001 * f^{1.5}$$

$$f = R_s^{0,755} * \gamma_{Gcorr}^{0,25} * \gamma_{Go}^{-1.5} + 0,45T$$

$$\gamma_{Gcorr} = \gamma_G * \left(1 + 0,1595 * API^{0,4078} * T_{sep}^{-0,2466} * \text{Log} \left(\frac{P_{sep}}{114.7} \right) \right)$$

$$\gamma_{Go} = \frac{141.5}{131.5 + API}$$

Por encima de la presión del punto de burbuja:

$$B_o = B_{ob} * e^{C_o * (P_b - P)}$$

Donde:

B_o: Factor volumétrico de formación del aceite, bbl/stb

B_{ob}: Factor volumétrico de formación del aceite en el punto de burbuja, bbl/stb

C_o: Compresibilidad del aceite

P: Presión Inicial (In-situ), Psia

P_b: Presión de burbuja, Psia

R_s: Relación gas – aceite, scf/stb.

γ_G: Gravedad específica del gas.

γ_{Go}: Gravedad específica del aceite.

T: Temperatura Inicial (In-situ), °F

API: Gravedad API, °API

γ_{Gcorr}: Gravedad específica del gas a condiciones de Separador

T_{sep}: Temperatura a condiciones de Separador, °F

P_{sep}: Presión a condiciones de Separador, Psia

3.5.5 Cálculo del factor volumétrico de formación del gas. El factor volumétrico de formación de gas se utiliza para relacionar el volumen de gas, medido en condiciones del depósito, al volumen del gas medido en condiciones estándar.

Esta propiedad de gas se define entonces como el volumen real ocupado por una cierta cantidad de gas a una presión y temperatura especificadas, dividido por el volumen ocupado por la misma cantidad de gas en condiciones estándar. En una forma de ecuación, se expresa como:

$$Bg = 0,0283 * \frac{z * T}{p}$$

Donde:

Bg: Factor volumétrico del gas, ft³/scf

Z: Factor de compresibilidad

P: Presión Inicial (In-situ), Psia

T: Temperatura Inicial (In-situ), °R

3.5.6 Densidad del aceite. La predicción de la densidad del aceite vivo, a la presión y temperatura in situ, está determinado por un balance general de masa en el gas y en las fases líquidas, con de 1 stb. Por debajo de la presión del punto de burbuja:

$$DenOb = \frac{\gamma_o(62.4) + \frac{\gamma_{GD}(0,0764)Rs}{5,614}}{B_o}$$

$$\gamma_{GD} = \frac{12,5 + API}{50} - 3,5715 * 10^{-6} * API * Rs$$

Por encima de la presión del punto de burbuja, la densidad del aceite se puede calcular de una manera similar al factor volumétrico de formación de aceite:

$$DenO = DenOb * e^{Co*(Pb-P)}$$

Donde:

DenO: Densidad del aceite, lb/ft³

DenOb: Densidad del aceite en el punto de burbuja, lb/ft³

Bo: Factor volumétrico de formación del aceite, bbl/stb

Co: Compresibilidad del aceite.

P: Presión Inicial (In-situ), Psia

Pb: Presión de burbuja, Psia

Rs: Relación gas – aceite, scf/stb.

γ_{GO}: Gravedad específica del aceite

γ_{GD}: Gravedad específica del Gas disuelto

API: Gravedad API, °API

3.5.7 Viscosidad de aceite muerto. La viscosidad del aceite muerto es aquella en la que todo el gas está en la fase de vapor y el aceite está "muerto".

➤ **Correlación de Egbogah – Jack’s modificada para aceite Extra pesado:**

$$VisOD = (10^{1,90296-0,012619API-0,1748Log(T)}) - 1$$

➤ **Correlación de Egbogah – Jack’s modificada para Aceite pesado:**

$$VisOD = (10^{2,06492-0,0179API-0,70226Log(T)}) - 1$$

- **Correlación Kartoatmodjo's modificada para aceite medio:**

$$VisOD = 220,15 * 10^9 * T^{-3,5560} * [Log(API)]^{12,5428 * Log(T) - 45,787}$$

- **Correlación de Egbogah – Jack's modificada para aceite liviano:**

$$VisOD = (10^{1,67083 - 0,017628API - 0,61304Log(T)}) - 1$$

Donde:

VisOD: Viscosidad del aceite muerto, cp

T: Temperatura Inicial (In-situ), °F

API: Gravedad API, °API

3.5.8 Viscosidad del aceite vivo. La viscosidad de aceite vivo proporciona una medida de la resistencia interna de un fluido al flujo.

La viscosidad del aceite saturado de gas se encuentra en función de la viscosidad del aceite muerto y del GOR. La viscosidad del aceite no saturado se determina en función de la viscosidad del aceite saturado de gas y de la presión por encima de la presión del punto de burbuja ($P > P_b$)¹³.

Viscosidad de Aceite saturado $P < P_b$

- **Correlación de Kartoatmodjo's modificada para aceite Extra pesado:**

$$VisOL = 2,3945 + 0,8927f + 0,001567f^2$$

$$f = (-0,0335 + 1,0785 * 10^{-0,000845 * Rs}) * VisOD^{0,5798 + 0,3432y}$$

¹³ Ibid.

$$y = 10^{-0,00081Rs}$$

- **Correlación de Kartoatmodjo's modificada para aceite pesado:**

$$VisOL = -0,6311 + 1,078f + 0,003653f^2$$

$$f = (0,2478 + 0,6114 * 10^{-0,000845*Rs}) * VisOD^{0,4731+0,5158y}$$

$$y = 10^{-0,00081Rs}$$

- **Correlación de Kartoatmodjo's modificada para aceite mediano:**

$$VisOL = 0,0132 + 0,9821f + 0,005215f^2$$

$$f = (0,2038 + 0,8591 * 10^{-0,000845*Rs}) * VisOD^{0,3855+0,5664y}$$

$$y = 10^{-0,00081Rs}$$

- **Correlación de Labedi's modificada para aceite Liviano:**

$$VisOL = [25,1921 * (Rs + 100)^{-0,6487}] * VisOD^{[2,7516*(Rs+150)^{-0,2135}]}$$

Viscosidad de Aceite Subsaturado P > Pb:

- **Correlación de Labedi's modificada para aceite Extra pesado:**

$$Vis OL = VisOLs * \left[\left(1 - \frac{P}{Pb} \right) * \left(\frac{10^{-2,19} * VisOD^{1,055} * Pb^{0,3132}}{10^{0,0099API}} \right) \right]$$

➤ **Correlación de Labedi's modificada para aceite pesado:**

$$VisOL = 0,9886 * VisOLs + 0,002763 * (P - Pb) \\ * (-0,01153 * VisOLs^{1,7933} + 0,0316 * VisOLs^{1,5939})$$

➤ **Correlación de Labedi's modificada para aceite mediano:**

$$Vis OL = VisOLs * \left[\left(1 - \frac{P}{Pb} \right) * \left(\frac{10^{-3,8055} * VisOD^{1,4131} * Pb^{0,6957}}{10^{0,00288API}} \right) \right]$$

Donde:

VisOD: Viscosidad del aceite muerto, cp

VisOL: Viscosidad del aceite vivo, cp

VisOLs: Viscosidad de aceite saturado vivo, cp

P: Presión Inicial (In-situ), Psia

Pb: Presión de burbuja, Psia

3.5.9 Factor de compresibilidad del gas. Los estudios de los factores de compresibilidad del gas para los gases naturales de diversas composiciones han demostrado que los factores de compresibilidad pueden generalizarse con suficiente precisión para la mayoría de los propósitos de ingeniería cuando se expresan en las siguientes propiedades sin dimensiones: Presión pseudo-reducida y temperatura pseudo-reducida¹⁴.

$$Tr = T^*/Tc$$

$$Pr = P/Pc$$

$$Pc = 756.8 - 131\gamma_G - 3.6\gamma_G^2$$

$$Tc = 169.2 + 349\gamma_G - 74\gamma_G^2$$

¹⁴ Ibid.

Donde:

Tr: Temperatura Pseudo- Reducida

Pr: Presión Pseudo- Reducida

P: Presión(In-situ), Psia

T*: Temperatura (In-situ), °R

Pc: Presión Pseudo- Critica

Tc: Temperatura Pseudo – Critica

Yg: Gravedad especifica del gas.

El factor Z será calculado por el método de Hall-Yarborough. Hall y Yarborough (1973) presentaron una ecuación de estado que representa con precisión la gráfica del factor z de Standing y Katz. La expresión propuesta se basa en la ecuación de estado de Starling-Carnahan. Los coeficientes de la correlación se determinaron ajustándolos a los datos tomados de la gráfica del factor z de Standing y Katz.

$$Z = \frac{0.06125 * Pr * t * \exp(-1.2(1 - t)^2)}{y}$$

$$\text{Donde : } t = \frac{1}{T_r}$$

$$f(y) = a + b + c + d = 0$$

$$a = -0.06125 * Pr * t * \exp(-1.2(1 - t)^2)$$

$$b = \left(((-y + 1)y + 1)y + 1 \right) * y / (1 - y)^3$$

$$c = -((4.58t - 9.76) * t + 14.76t * y^2)$$

$$d = ((42.4t - 242.2) * t + 90.7) * t * y^{2.18+2.82t}$$

3.5.10 Densidad del gas. La densidad de gas se define como la masa por unidad de volumen. Considerando el peso molecular del gas como producto de gravedad específica y peso molecular del aire:

$$DenG = 2.7 * \frac{p * \gamma_g}{z * T^*}$$

Donde:

DenG: Densidad del Gas, lb/ft³

Z: Factor de compresibilidad

P: Presión Inicial (In-situ), Psia

T*: Temperatura (In-situ), °R

3.5.11 Viscosidad del gas. La viscosidad de un gas natural, se espera que aumente con la presión y la temperatura. Generalmente son varios órdenes de magnitud más pequeño que el de aceite o agua. El gas es mucho más móvil en el depósito que el aceite o el agua.

La correlación más comúnmente utilizada para calcular la viscosidad del gas es Lee et al. (1966).

$$M = \gamma_g * 28.97$$

$$X = 3.448 + 0.01009 * M + \frac{986.4}{T^*}$$

$$K = \frac{(9.379 + 0.01607M)T^{1.5}}{209.2 + 19.26M + T^*}$$

$$y = 2.447 - 0.2224X$$

$$VisG = 10^{-4} * K * exp(X * DenG^Y)$$

Donde:

DenG: Densidad del Gas, lb/ft³

VisG: Viscosidad del Gas, cp

γ_G: Gravedad específica del gas.

Z: Factor de compresibilidad.

P: Presión Inicial (In-situ), Psia

T*: Temperatura Inicial (In-situ), °R

Tabla 2. Rango de Propiedades PVT según los Autores

RANGO DEFINIDO POR LOS AUTORES PARA LA PRESION DEL PUNTO DE BURBUJA, Rs, FACTOR VOLUMETRICO DE FORMACION Y COMPRESIBILIDAD									
	Standing	Lasater	Glaso	Kartoatmodjo	Vásquez - Beggs	Al - Marhoun	Rollins - McCain- Creeger	Petrosky - Farshad	Labedi
Gravedad °API	16.5 a 63.8	17.9 a 51.1	22.3 a 48.1	14.4 a 58.95	15.3 a 59.5	19.4 a 44.6	18 a 53.5	16.3 a 45	32.2 a 48
Presión del punto de Burbuja (psia)	130 a 7000	48 a 5780	165 a 7142	0 a 6040	15 a 6055	130 a 3573	-	1574 a 6523	520 a 6358
Temperatura del Yacimiento(°F)	100 a 258	82 a 272	80 a 280	75 a 320	170	74 a 240	-	114 a 288	128 a 306
Bo a punto de burbuja (bbl/STB)	1.024 a 2.15	-	1.025 a 2.588	1.022 a 2.747	1.028 a 2.226	1.032 a 1.997	-	1.1178 a 1.6229	1.088 a 2.92
GOR solución (scf / STB)	20 a 1425	3 a 2905	90 a 2637	0 a 2890	0 a 2199	26 a 1602	-	217 a 1406	-
Gravedad del gas en Separador	-	-	-	0.4824 a 1.668	0.511 a 1.351	-	0,579 a 1.124	-	-
Gravedad total del gas en superficie	0,59 a 0.95	0.574 a 1.223	0.65 a 1.276	-	-	0.752 a 1.367	-	0.5781 a 0.8519	-
Presión del separador (psia)	265 a 465	15 a 605	415	100	60 a 565	-	29,7 a 314.7	-	34.7 a 789.7
Temperatura del Separador (°F)	100	34 a 106	125	38 a 294	76 a 150	-	60 a 150	-	60 a 220
Presión del Yacimiento (Psia)	-	-	-	10 a 6000	141 a 9515	20 a 3573	-	1700 a 10692	-
GOR Stock tank (scf / STB)	-	-	-	-	-	-	4 a 220	-	-
GOR en el Separador (scf / STB)	-	-	-	-	-	-	12 a 1742	-	-

Fuente: GHETTO, Giambattista; PAONE, Francesco; VILLA, Marco. Reliability Analysis on PVT Correlations, paper SPE 28904,1994.

Tabla 3. Rango de Viscosidad definida por Autores

RANGO DEFINIDO POR LOS AUTORES PARA LA VISCOSIDAD								
	Beggs- Robinson	Glaso	Kartoatmodjo	Egbogah - Jack	Labedi	Chew - Connally	Vasquez - Beggs	Majeed - Kattan - Salman
Gravedad °API	16 a 58	20.1 a 48.1	14.4 a 58.95	5 a 58	32.2 a 48	-	15.3 a 59.5	15 a 51
Temperatura de Yacimiento (°F)	70 a 295	50 a 300	80 a 320	59 a 176	100 a 306	72 a 292	-	-
Presión de Yacimiento (psia)	15 a 5265	-	15 a 7171	-	-	-	141 a 9515	711 a 7112
GOR solución (scf / STB)	20 a 2070	-	1 a 2044	-	-	51 a 3544	9.3 a 2199	60 a 1334
Presión de Punto de Burbuja (psia)	-	-	-	-	60 a 6358	132 a 5645		498 a 4864
Viscosidad del aceite muerto (cp)	-	0.616 a 39.1	0.5062 a 682	-	0.66 a 4.79	0.38 a 50		-
Viscosidad de aceite saturado (cp)	-	-	0.096 a 586	-	0.115 a 3.72	-	0.117 a 148	0.093 a 20.5

Fuente: GHETTO, Giambattista; PAONE, Francesco; VILLA, Marco. Reliability Analysis on PVT Correlations, paper SPE 28904,1994

3.6 FLUJO MULTIFASICO

Flujo multifásico es lo más común de encontrar en las líneas de flujo. El flujo de una sola fase es raro encontrarlo en la industria del petróleo debido a que las altas presiones en el yacimiento provocan que una porción de la capa de gas se disuelva en el aceite o el agua se disuelva en el gas. Como la presión es reducida debido a la producción, el gas se libera de la solución; similarmente, el agua se libera de la solución en forma de gotas. Flujo simultaneo de materiales en estados diferentes, tales como líquido, sólido o gas que se producen al mismo tiempo en la misma mezcla, se clasifica como flujo multifásico. Por otro lado, flujo simultaneo de materiales de diferentes propiedades químicas que pertenecen a el mismo estado o fase tal como gotas de aceite en agua también se considera como flujo multifásico (Baker, 2005). En cuanto a la nomenclatura de las fases, la fase continua es considerada primaria mientras que la segunda fase es considerada secundaria debido a que está dispersa en la primera.

Una mezcla de gas-líquido se define como un flujo en dos fases, las variaciones en las producciones de gas y líquido puede hacer que cambie considerablemente el flujo a varios patrones. Los factores que influyen son la desviación del pozo, la proporción de cada fase, la diferencia de densidades, la tensión superficial, la viscosidad y la velocidad de cada fase.

3.6.1 Variables que intervienen en el flujo multifásico. En flujo multifásico el gradiente de pérdidas de presión por fricción incrementa para la misma masa que si estuviera en flujo monofásico, el flujo puede desarrollar una naturaleza vibrante, los fluidos se pueden separar por la diferencia en densidades y el flujo de cada fase viaja a diferentes velocidades en la tubería.

Una interfase rugosa puede existir entre las fases. Propiedades como la densidad, velocidad y viscosidad, las cuales son relativamente simples para fluidos individuales, en flujo multifásico son muy difíciles de calcular.

El cálculo de los gradientes de presión requiere valores de condiciones de flujo tales como velocidad y propiedades del fluido como densidad, viscosidad, y en algunos casos, tensión superficial, cuando esas variables son calculadas para flujo multifásico, ciertas reglas de mezcla y definiciones únicas son encontradas¹⁵.

- **Hold Up del líquido**

Se define como la relación entre el volumen de líquido que ocupa un segmento de tubería y el volumen del segmento de tubería:

$$H_L = \frac{\text{volumen de líquido en un segmento de la tubería}}{\text{volumen de segmento de tubería}} = \frac{A_L}{A_P}$$

Donde:

H_L = Hold Up de líquido, adimensional

A_L = Área transversal ocupada por el líquido, in^2

A_P = Área transversal de la tubería, in^2

De lo anterior se tiene que su valor varía entre cero y uno (0-1), cero para flujo de gas y uno para flujo de líquido.

¹⁵ BEDOYA R., Sandra V., FONTECHA C., Diana C. Desarrollo de una herramienta computacional con correlaciones de flujo multifásico aplicando el factor de ajuste para la viscosidad de crudos pesados. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2010. Pág. 6.

La importancia de este factor radica en la determinación de propiedades de las mezclas como la densidad, velocidad real del gas y del líquido, viscosidad efectiva y transferencia de calor.

Este parámetro es función de propiedades del gas y del líquido, patrones de flujo, diámetro e inclinación de la tubería¹⁶.

- **Hold Up del líquido sin deslizamiento**

Es definido como la relación entre el volumen de líquidos en un segmento de la tubería el cual podría existir si el gas y el líquido viajaran a la misma velocidad (sin deslizamiento) dividido por el volumen del segmento de la tubería, puede ser calculado directamente de las tasas de flujo de gas y líquido¹⁷:

$$\lambda = \frac{q_L}{q_L + q_G}$$

Donde:

λ = Hold Up de líquido sin deslizamiento, adimensional

q_L, q_G = Caudal de líquido y gas, respectivamente, *bl/d, SCF/d*

- **Densidad**

La densidad de una mezcla multifase fluyendo es muy difícil de evaluar, debido a la separación gravitacional de las fases y el deslizamiento entre las fases. Esta

¹⁶ GUILARTE P., María G., LISCANO C., VICEYNI. Determinación de gradientes de presión para el estudio del comportamiento de una línea de flujo multifásico mediante el empleo de correlaciones en tuberías horizontales e inclinadas. Trabajo de grado. Barcelona. Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Ingeniería Química, 2011. Pág. 12.

¹⁷ AZÓCAR M., Julián A, GONZÁLEZ M., Marvilec. Desarrollo de un programa en matlab para el análisis de flujo multifásico horizontal en los pozos del campo UDO. Trabajo de grado. Puerto la Cruz. Núcleo de Anzoátegui. Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Química, 2007. Pág. 26.

puede ser calculada de las densidades del agua y del aceite y de las tasas de flujo si se asume que no hay deslizamiento entre las fases¹⁸.

La densidad del aceite es calculada así:

$$\rho_o = \frac{350\gamma_o + 0,0764\gamma_g R_s}{5,6146B_o}$$

Donde:

ρ_o = Densidad del aceite, lb/ft^3

γ_o, γ_g = Gravedad específica del aceite y del gas, respectivamente, adimensional

R_s = Relación gas-aceite en solución, SCF/STB

B_o = Factor volumétrico de formación del aceite, $resbl/STB$

La densidad del gas es calculada así:

$$\rho_g = \frac{0,0764\gamma_g(P+14,7)520}{14,7(T+460)Z}$$

Donde:

ρ_g = Densidad del gas, lb/ft^3

P = Presión, psi

T = Temperatura, $^{\circ}F$

Z = Factor de compresibilidad del gas, adimensional

La densidad del agua es calculada así:

¹⁸ BEDOYA R., FONTECHA C. Op. Cit. Pág. 7 y 8.

$$\rho_w = \frac{350\gamma_w}{5,6146B_w}$$

Donde:

ρ_w = Densidad del agua, lb/ft^3

γ_w = Gravedad específica del agua, adimensional

B_w = Factor volumétrico de formación del agua, $resbl/STB$

La densidad del líquido es:

$$\rho_L = \rho_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \rho_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right)$$

$$WOR = \frac{Wcut}{1-Wcut}$$

Donde:

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft^3

WOR = Relación agua-aceite, adimensional

$Wcut$ = Corte de agua, adimensional

Y finalmente la densidad de la mezcla es calculada así:

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

Donde:

ρ_m = Densidad de la mezcla, lb/ft^3

- **Velocidad superficial**

La velocidad superficial de una fase del fluido es definida como la velocidad que la fase exhibiría si fluyera solo a través del total de la sección transversal de la tubería¹⁹.

$$V_{SL} = \frac{q_L}{A_P} \qquad V_{SG} = \frac{q_G}{A_P}$$

V_{SL}, V_{SG} = Velocidad superficial del líquido y del gas, respectivamente, ft/s

- **Velocidad real**

Las velocidades superficiales no son las velocidades reales de cada fase, debido a que cada fase ocupa una sección de la tubería, es por esto que la velocidad real de las fases gas y líquido está definida de la siguiente manera:

$$V_L = \frac{V_{SL}}{H_L} \qquad V_G = \frac{V_{SG}}{1-H_L}$$

Donde:

V_L, V_G = Velocidad de líquido y gas, respectivamente, ft/s

- **Velocidad de deslizamiento**

Las velocidades reales de cada fase generalmente son diferentes, por lo tanto, la velocidad relativa entre las dos fases se denomina velocidad de deslizamiento.

¹⁹ Ibid.

$$V_S = V_G - V_L$$

Donde:

V_s = Velocidad de deslizamiento, *ft/s*

- **Velocidad de la mezcla**

Es la sumatoria de las velocidades superficiales de las dos fases:

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

Donde:

V_m = Velocidad de la mezcla, *ft/s*

- **Tensión superficial**

Es la tendencia de un líquido a ofrecer la mínima superficie libre, es decir la superficie líquida en contacto con un gas tiende a contraerse. Es una medida del inequilibrio en las fuerzas moleculares interfaciales para dos fases en contacto. En el flujo multifásico en tuberías el valor de tensión superficial líquido-líquido, son usados para determinar los patrones de flujo.

$$\sigma_L = \sigma_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right)$$

Donde:

σ_L , σ_o , σ_w = Tensión superficial del líquido, aceite y gas, respectivamente, *dinas/cm*

- **Viscosidad**

La viscosidad de la mezcla ha sido utilizada para determinar tanto el número de Reynolds como otros números adimensionales empleados como parámetros en correlaciones²⁰.

$$\mu_L = \mu_O \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \mu_W \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right)$$

$$\mu_m = \mu_L \lambda_L + \mu_G (1 - \lambda_L)$$

Donde:

$\mu_L, \mu_o, \mu_w, \mu_G$ = Viscosidad del líquido, aceite, agua y gas, respectivamente, cP

μ_m = Viscosidad de la mezcla, cp

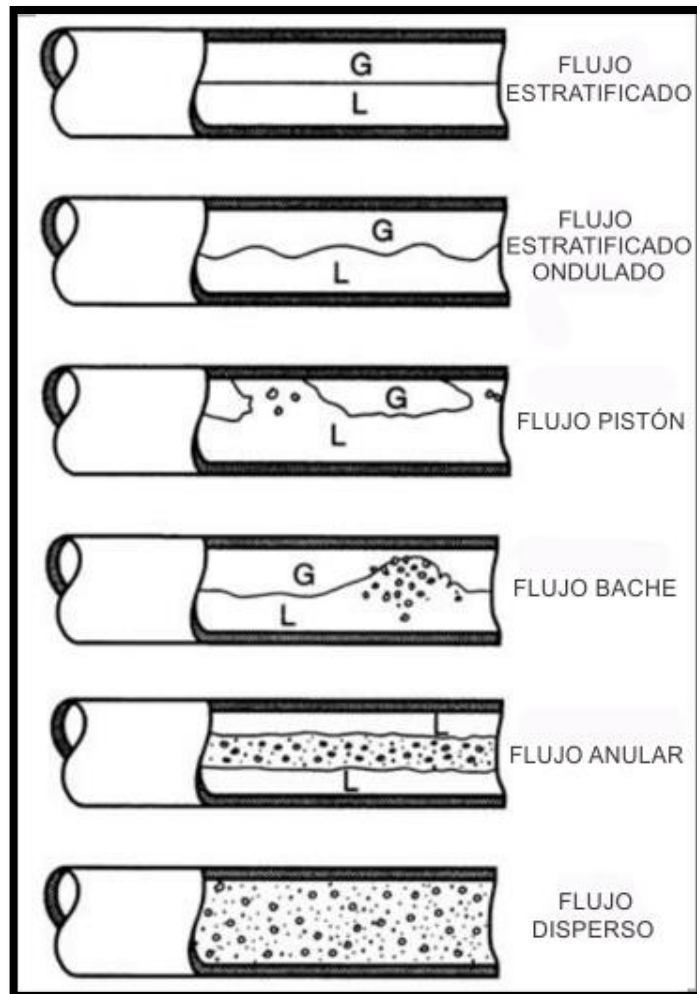
3.6.2 Patrones de Flujo

Patrones de flujo en tubería Horizontal.

Cuando el líquido y el gas fluyen al mismo tiempo por una tubería, pueden distribuirse en cualquiera de una serie de patrones de flujo dependiendo de sus respectivas tasas de flujo, propiedades físicas, tamaño de la tubería e inclinación. La figura 7 muestra los patrones de flujo principales, o regímenes de flujo, que ocurren en tuberías horizontales o ligeramente inclinadas.

²⁰ GUILARTE P., LISCANO C., VICEYNI. Op. Cit. Pág. 16.

Figura 6. Patrones de flujo para tubería horizontal.



Fuente: BP. Multiphase Design Manual: Flow regimes. 1994. Pág. 14

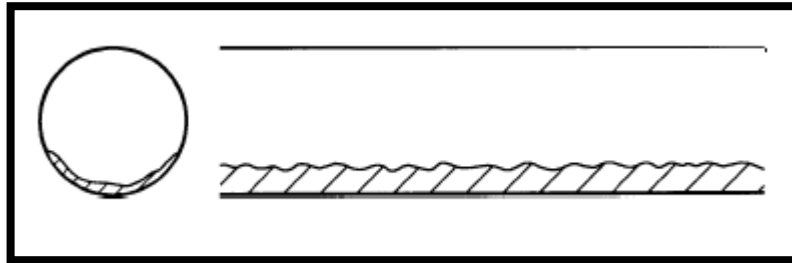
Flujo Estratificado.

A caudales bajos de gas y líquido las fases se segregan con el líquido que fluye en el fondo, y el gas que fluye a través de la parte superior del tubo. La interfaz entre las fases es suave. Este tipo de flujo rara vez ocurre en el campo.

Flujo Estratificado Ondulado.

A medida que aumenta la velocidad del gas, ondas se forman en la superficie del líquido. El líquido en parte trepa a la pared del tubo para formar una media luna.

Figura 7. Ondas en la superficie. El líquido sube a la pared del tubo para formar una media luna.

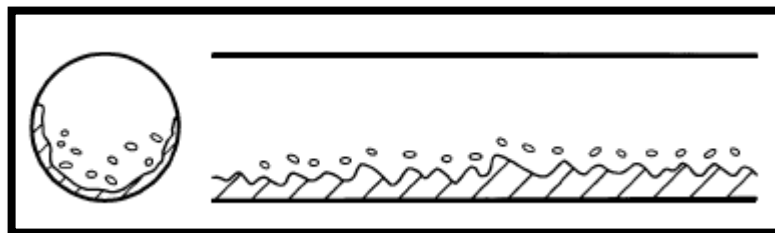


Fuente: BP. Multiphase Design Manual: Flow regimes. 1994. Pág. 14

Este tipo de flujo es común en los sistemas de gas-condensado.

La altura de la onda, y el nivel al cual la película líquida sube a la superficie de la tubería, aumentan a medida que aumenta la velocidad del gas. También se desprende algo de líquido de las ondas para formar gotas que se desplazan cierta distancia en la corriente de gas antes de ser depositadas de nuevo en la corriente de líquido.

Figura 8. El líquido sube más arriba de la pared. Algo de líquido entra a la corriente de gas.

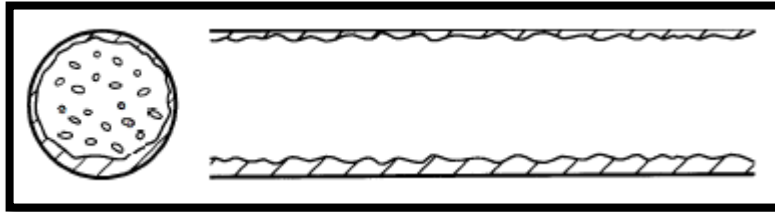


Fuente: BP. Multiphase Design Manual: Flow regimes. 1994. Pág. 14

Flujo Anular.

A medida que aumenta la velocidad del gas, llega un punto en el que la película líquida forma un anillo anular completo alrededor de la superficie del tubo. La película líquida es más gruesa en el fondo de la tubería. Algo de líquido es arrastrado como niebla en la corriente de gas.

Figura 9. El líquido forma un anillo anular completo, siendo este más grueso en el fondo. Algo de líquido entra a la corriente de gas.



Fuente: BP. Multiphase Design Manual: Flow regimes. 1994. Pág. 15

El inicio del flujo anular marca la transición a una condición en la que la pared del tubo está completamente mojada. Esta transición hacia flujo anular tiene por lo tanto implicaciones para la inhibición de la corrosión.

Flujo Pistón.

Se produce a velocidades de gas bajas y moderadas de líquido y se caracteriza por burbujas de gas distribuidas en un líquido continuo, puede ocurrir en sistemas de crudo aceite-gas de bajo GOR, y también en sistemas de un moderado a alto GOR cuando se operan a altas presiones.

Normalmente este tipo de flujo no perturba el proceso, ya que los tapones de gas son relativamente cortos y se producen regularmente.

Flujo Bache.

El flujo bache se produce en una amplia gama de condiciones y por lo tanto a menudo se encuentra en líneas de flujo multifásico. En el flujo bache los fluidos se ordenan como baches alternos de líquido y burbujas de vapor.

La variación en las tasas de producción de líquido y gas, asociada con el flujo bache puede causar problemas en el proceso de la planta. La magnitud de los problemas dependerá en gran medida de la longitud de los baches. Tenga en cuenta que flujo tapón y flujo bache a menudo se denominan conjuntamente flujo intermitente.

Flujo Disperso.

El flujo de burbujas dispersas se produce a altas tasas de flujo cuando la turbulencia inducida por el flujo hace que el líquido y el gas se mezclen bien. Este tipo de flujo se denomina a veces flujo espuma.

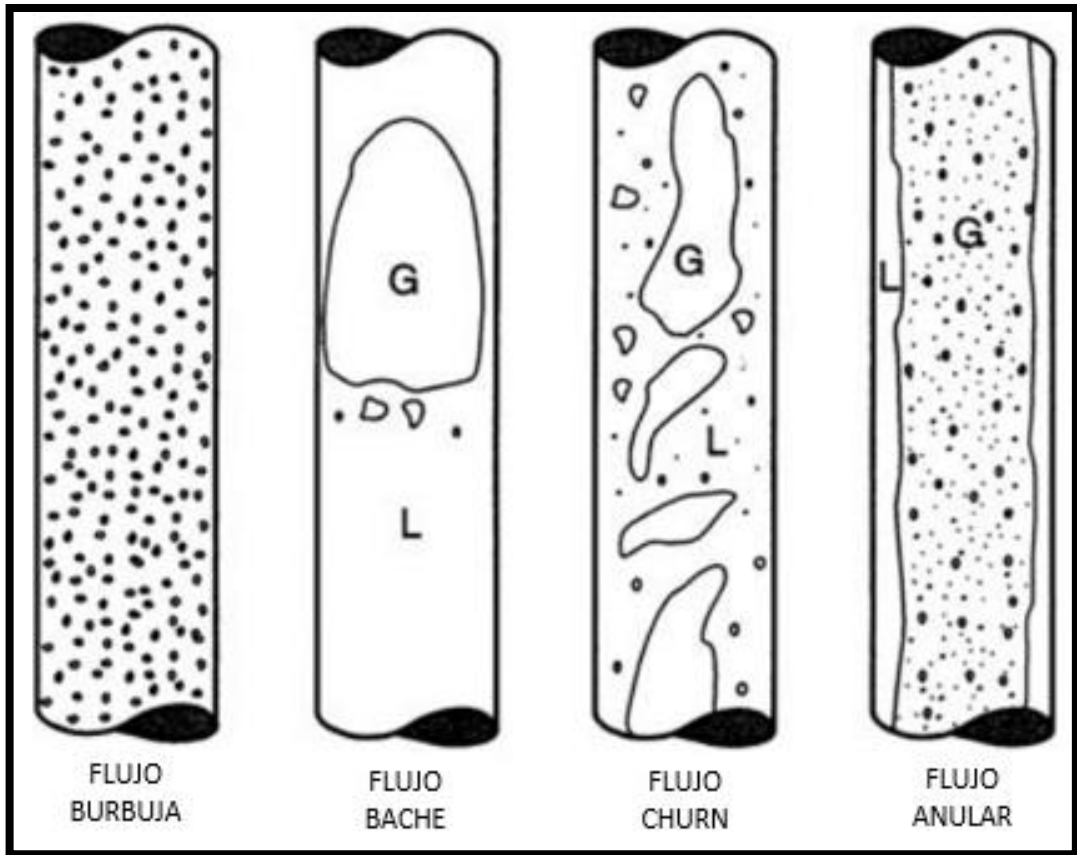
Hay alguna evidencia disponible que sugiere que los agentes espumantes pueden usarse para cambiar una condición de flujo bache a flujo de burbujas dispersas alterando la tensión superficial entre gas / líquido. Por lo tanto, la naturaleza química de los fluidos puede tener realmente un impacto en el régimen de flujo al interactuar con las fuerzas físicas que tienden a separar el líquido y el gas.

Patrones de flujo en tubería Vertical.

En tubería vertical la gravedad actúa para producir flujo simétrico alrededor de la línea central de manera que no hay equivalente de flujo estratificado u ondulado.

La figura 10, muestra los principales patrones de flujo en una tubería vertical.

Figura 10. Patrones de flujo en tubería vertical.



Fuente: BP. Multiphase Design Manual: Flow regimes. 1994. Pág. 17

Flujo burbuja.

En el flujo burbuja la fase de gas se distribuye más o menos uniformemente en forma de burbujas discretas en la fase continua de líquido.

Flujo bache.

En el patrón de flujo bache, los dos fluidos se redistribuyen axialmente de manera que en cualquier sección transversal las tasas de líquido y gas varían con el tiempo. El gas fluye principalmente en una "burbuja de Taylor", que ocupa la mayor parte del área transversal de la tubería y puede variar en longitud desde el

diámetro del tubo hasta más de un centenar de diámetros. Entre la burbuja de Taylor y la pared, una fina película.

Flujo Churn o de Transición.

El flujo churn es algo similar al flujo bache. Sin embargo, es mucho más caótico, espumoso y desordenado. La burbuja de Taylor en forma de bala se estrecha, y su forma se distorsiona. La continuidad del líquido en el bache entre sucesivas burbujas de Taylor se destruye repetidamente por una alta concentración de gas en el bache. Cuando esto sucede y el líquido cae, este líquido se acumula, forma un puente, y de nuevo es levantado por el gas.

Flujo anular.

El flujo anular se caracteriza por la continuidad en la dirección axial de la fase gaseosa en el núcleo. El líquido fluye hacia arriba, tanto como una película fina como gotas dispersas en el gas. Excepto en los caudales más altos, el líquido parece fluir también como grumos rápidos de movimiento que son de naturaleza intermitente - ya sea grandes ondas en rollo que viajan sobre la película o una alta concentración de gotas.

4. CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO BACHE ANTES DEL SEPARADOR

Una mezcla de gas-líquido se define como un flujo en dos fases, donde las variaciones en las producciones de gas y líquido pueden hacer que cambie considerablemente a varios patrones de flujo. Los factores que influyen son la desviación del pozo, la proporción de cada fase, la diferencia de densidades, la tensión superficial, la viscosidad y la velocidad de cada fase²¹.

El flujo bache en una tubería de transporte puede causar muchos problemas en los procesos de diseño y operación, que incluyen fuerza cinética en los accesorios y recipientes, ciclos de presión, inestabilidad y una separación de fases inadecuada.

El Slugging o tapón afecta en gran medida el diseño de las facilidades receptoras; estas pueden ser inundadas y dañadas si los baches son más grandes que la capacidad del slug catcher. De manera que, la cuantificación del tamaño, la frecuencia y la velocidad del bache líquido es necesaria antes del diseño del equipo.

Los simuladores de flujo transitorio unidimensionales comercialmente disponibles se basan en correlaciones para modelar complejos fenómenos multifásicos tridimensionales dentro de un slug. Estas correlaciones se pueden ajustar a datos de campo, los cuales dan buenas predicciones a posteriori para las instalaciones operativas. Sin embargo, su capacidad para hacer predicciones a priori del flujo slug (incluyendo el tamaño y la frecuencia de los baches) sigue siendo limitada.

²¹ GODOY, Adriana. Determinación de la Eficiencia del Separador en Flujo Bache. Trabajo de grado. México. Universidad Nacional Autónoma de México. Programa de maestría y doctorado en ingeniería. Ingeniería petrolera y gas natural-producción, 2013. Pág. 43

De modo que, una buena práctica de diseño todavía requiere la aplicación de márgenes de diseño seguros²².

4.1 TIPOS DE BACHE

El slugging o tapón, el cual se refiere a flujos variables o irregulares de gas y líquidos (o sobrecargas de líquidos) en tuberías, puede representar problemas graves para el diseñador y el operador de sistemas de flujo de dos fases. Las grandes y fluctuantes velocidades de gas y líquido pueden inducir fuertes vibraciones mecánicas en la tubería y reducir drásticamente la producción y, en el peor de los casos, apagar o dañar el equipo aguas abajo, como recipientes separadores y compresores. Como resultado, la predicción de las características de los tapones es esencial para el diseño y operación óptimos, eficientes, seguros y económicamente viables de los sistemas de flujo de gas-líquido de dos fases. El slugging puede tomar varias formas:

- **Tapón Hidrodinámico o Normal.**

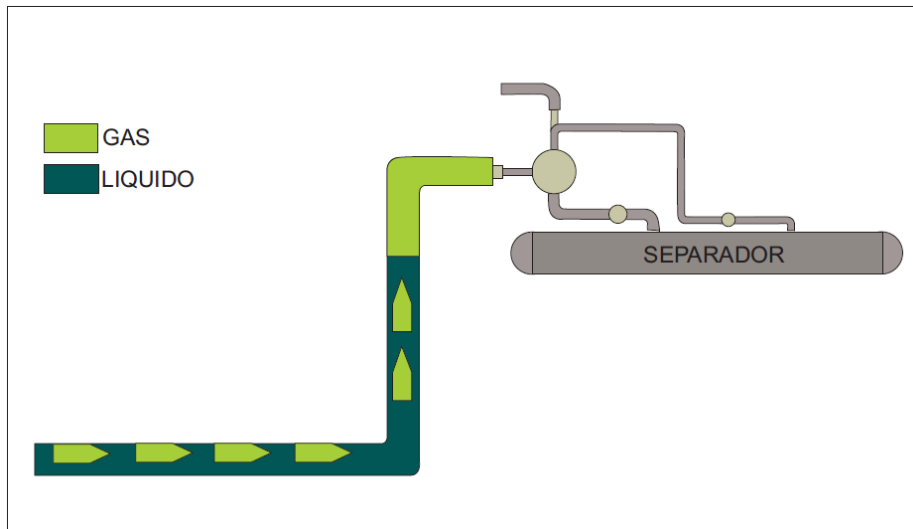
Formado por el régimen de flujo estratificado debido a la inestabilidad de las ondas a ciertos caudales. se presenta en tuberías horizontal es donde la velocidad del gas y del líquido son diferentes, en algunos casos pueden tener una longitud pequeña con alta frecuencia en la entrada del separador, se maneja este bacheo con menos dificultad porque la cantidad de líquido es pequeña comparada con el volumen del separador.

El slug hidrodinámico es causado por el gas que fluye a una velocidad mayor sobre una fase líquida que fluye más lentamente. El gas formará ondas en la superficie del líquido, que pueden crecer hasta ocupar toda la sección transversal

²² FEESA LTDA. Case Study- Hydrodynamic Slug Size in Multiphase Flowlines, 2003.

de la línea. Esto crea un bloqueo en el flujo de gas, que viaja como una bala (burbuja de Taylor) a través de la línea.

Figura 11. Tapón Hidrodinámico.



En otros términos, las perturbaciones pequeñas al azar de corta longitud de onda generadas en la superficie del líquido debido a la gran velocidad del gas, pueden crecer formando ondas de mayor longitud y amplitud en la superficie líquida. Estas ondas continúan creciendo al asimilar el líquido que fluye delante de ellas, hasta que bloquean la sección transversal de la tubería, formando un tapón. Estos tapones pueden seguir creciendo si el frente del tapón viaja más rápido que la cola o en caso contrario colapsar, si el frente del tapón viaja más lento que la cola. En el flujo real, todos estos eventos toman lugar a diferentes tiempos, por lo tanto, algunos tapones crecen, otros colapsan. Los tapones pueden crecer a diferentes velocidades ocasionando la unión de algunos de estos.

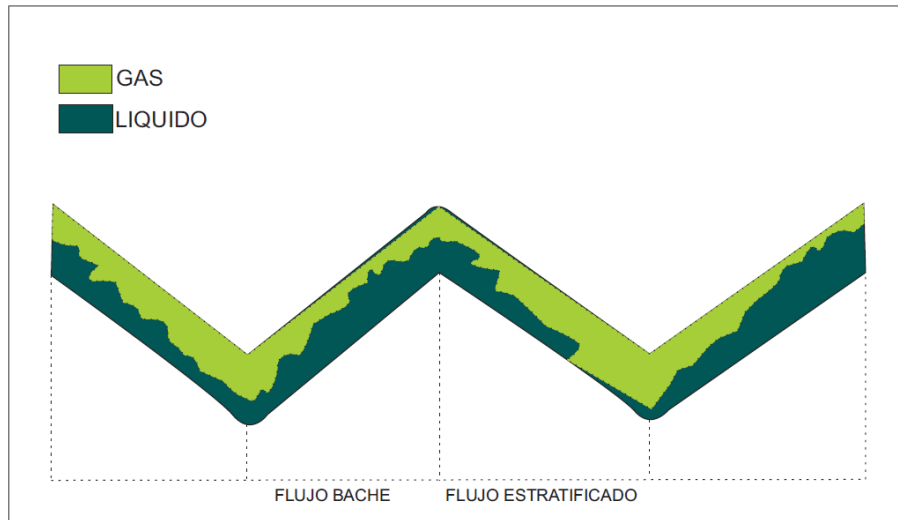
A medida que el gas pasa sobre una onda hay una caída de presión producida por la disminución del diámetro debido a la ondulación puntual del líquido en una sección de tubería, luego una recuperación de presión creando una pequeña fuerza hacia arriba dentro de la onda, análoga al efecto Bernoulli. Bajo las condiciones correctas esta fuerza es suficiente para levantar la onda hasta que alcanza la parte superior del tubo. Este proceso que genera que la onda cierre por completo una sección de tubería es conocido como la inestabilidad de Kelvin Helmholtz.

La característica ondulada de la interfase gas líquido ha sido de interés a la hora de describir la iniciación de un tapón de líquido en la tubería, aunque sus propiedades en cuanto a velocidad y tensión interfacial no han podido ser determinadas debido a la falta de mecanismos experimentales de medición más precisos. A través de observaciones visuales se ha confirmado que el tapón se genera como el resultado del crecimiento de la longitud de onda que eventualmente bloqueará el paso del gas²³.

²³ RODRÍGUEZ Y, Jairo A. Dimensionalismo de un Receptor de Tapones de Líquido “Slug catcher” para Líneas de Gas Húmedo a Través de Análisis de Estado Estable Bifásico de Beggs And Brill. Trabajo de grado. Venezuela. Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de Petróleo, 2004.

- Tapón inducido por el terreno.

Figura 12. Tapón inducido por el Terreno.



El bacheo provocado por terreno sinuoso es cuando la trayectoria de la tubería es irregular, con esto se quiere decir que hay cambios bruscos de elevación, de diámetros, de longitudes y de inclinaciones en las tuberías con gastos bajos de líquido y de gas, esto es dominado por efectos gravitacionales²⁴.

Una de las principales causas de los slugging es la topografía. Los tapones también pueden generarse en las bajadas de la tubería debido a la disminución de la velocidad y la consecuente acumulación de líquido en las depresiones llevando al llenado de la sección transversal con líquido formando un bloqueo temporal., la presión del gas se acumula detrás del líquido forzando que el líquido sea expulsado como un bache. Es más probable que se produzca este tipo bache a bajos caudales y con una baja presión en la tubería.

²⁴ GODOY, Op. Cit. Pág. 43

Dos aspectos importantes:

a) Velocidad del gas crítica:

Es la velocidad por encima de la cual no se acumula ningún líquido en una depresión de la tubería.

b) Tamaño y frecuencia del slug:

A velocidades de gas por debajo del valor crítico, el líquido puede acumularse en un punto bajo y eventualmente esto conduce a la producción del slug o tapón. A medida que un slug se mueve a través de una sección inclinada hacia arriba, el slug líquido se desprende de su parte posterior y corre hacia la parte inferior de la pendiente; si en el bache no hay suficiente líquido para que este recoja o sustituya la pérdida por desprendimiento, entonces él se derrumbara antes de alcanzar la cima de la colina²⁵ (ver figura 12).

Este tipo de slugging es altamente indeseable debido a las inestabilidades de larga duración y al correspondiente momentum de oscilación que puede dañar el equipo de proceso y requerir grandes slug catcher. Durante la producción, se puede estimar la longitud y la velocidad de un tapón controlando la variación de presión a la salida de la tubería.

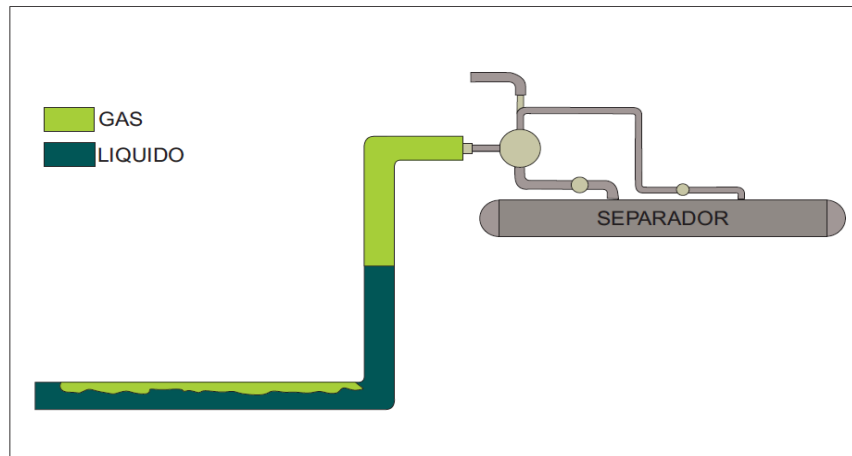
- **Tapón Severo.**

Ocurre cuando tuberías levemente inclinadas hacia abajo se conectan con un elevador (*riser* o tubería vertical típicamente utilizada para elevar el flujo del subsuelo marino por donde está corrida la tubería hasta una plataforma oceánica). Si la velocidad del gas es lo suficientemente elevada como para arrastrar el líquido, no permitirá que se produzcan acumulaciones importantes que sellen la sección transversal de la tubería. Por tanto, se producirá un gran volumen de líquido en el separador que podría causar un posible desbordamiento y cierre del separador. El tapón severo es muy indeseable debido a las fluctuaciones de

²⁵ BP EXPLORATION. Multiphase Design Manual. 1994.

presión y caudal, reduce la capacidad operativa de las unidades de separación y compresión²⁶.

Figura 13. Tapón Severo.

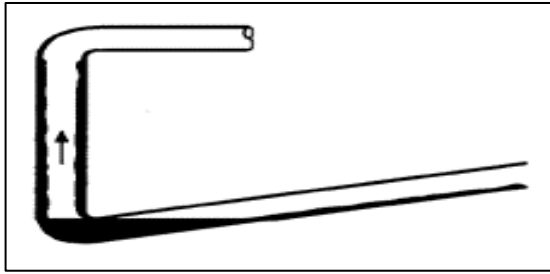


El bache severo consiste en cuatro pasos:

1. La formación del bache, corresponde a un aumento de la presión en la parte inferior del tubo ascendente. El nivel del líquido no alcanza la parte superior del tubo ascendente. Durante este periodo, el líquido ya no es soportado por el gas y comienza a caer, Dando como resultado el bloqueo de la entrada del tubo ascendente y la acumulación de presión de la tubería hasta que el nivel del líquido en el tubo ascendente llega a la parte superior (Generación del slug).

²⁶ MOKHATAB, Saeid; POE, William A. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing: Principles and Practices.3 ed. Estados Unidos: Elsevier. 2015.

Figura 14. Formación del Tapón.

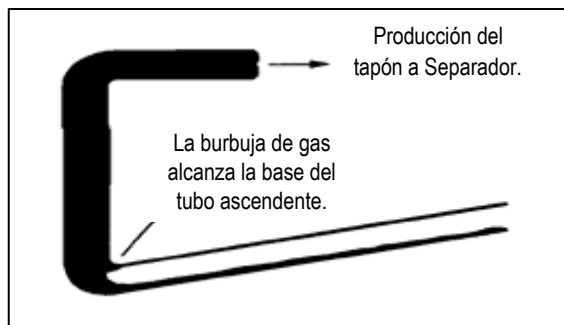


Se produce un bloqueo en la base del Riser o Tubo ascendente.

Fuente: BP EXPLORATION. Multiphase Design Manual, Oil / Gas Pipeline Design, 1994.

2. En este punto, la pérdida de carga hidrostática sobre el tubo ascendente alcanza un valor máximo y el tapón empieza a ser empujado lentamente desde la línea de flujo, por consiguiente, el nivel de líquido alcanza la salida del tubo ascendente, y la boquilla de líquido comienza a producirse hasta que el gas alcanza la base del tubo ascendente. (producción del tapón).
3. Una vez que la interface del tapón de gas entra en el tubo ascendente, la cabeza hidrostática disminuye rápidamente mientras que la burbuja de gas en expansión acelera el volumen del líquido del sistema (penetración de la burbuja).

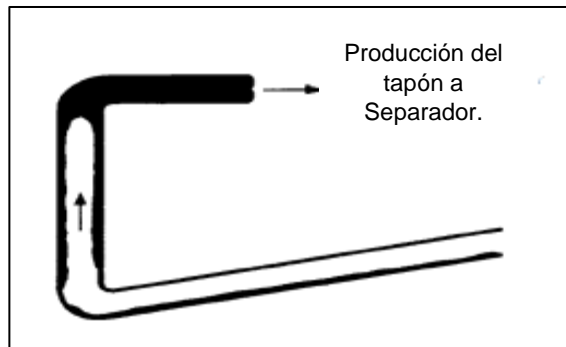
Figura 15. Producción del tapón.



La burbuja de gas empieza a penetrar el Riser o Tubo ascendente.

Fuente: BP EXPLORATION. Multiphase Design Manual, Oil / Gas Pipeline Design, 1994.

Figura 16. Penetración de la Burbuja de gas.

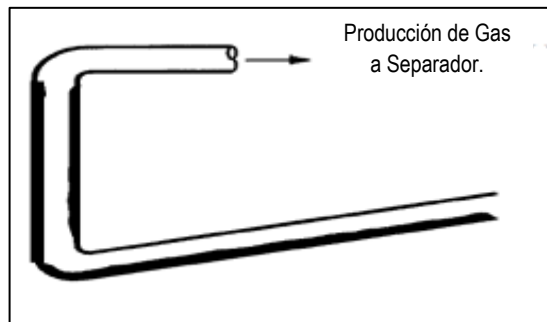


El gas alcanza la parte superior del Riser.

Fuente: BP EXPLORATION. Multiphase Design Manual, Oil / Gas Pipeline Design, 1994.

4. Esta etapa continúa hasta que la burbuja de gas entra en el separador. La producción de gas aumenta rápidamente hasta un valor máximo y luego disminuye de manera constante a medida que la línea pierde presión (purga de gas).

Figura 17. Purga de Gas.



Fuente: BP EXPLORATION. Multiphase Design Manual, Oil / Gas Pipeline Design, 1994.

A medida que se reduce el caudal de gas, cualquier líquido retenido en el tubo ascendente cae hacia atrás y se acumula junto con el líquido que llega desde la línea de flujo, para formar un bloqueo en la base del tubo ascendente. Se repite el ciclo²⁷.

- **Tapones Formados operativamente.**

Formado en el sistema durante la transferencia de operación entre un estado estacionario y un estado transitorio; Por ejemplo, durante las operaciones de puesta en marcha o de pigging. Son los volúmenes de tapones más grandes. La velocidad de llegada del tapón depende de la velocidad del marrano (2 – 5 m/s)

- **Cierre de la tubería y puesta en marcha**

La acumulación de líquido en puntos bajos puede producir grandes baches de líquido y por tanto un requisito de alta presión en la puesta en marcha. El cierre parcial o la puesta en marcha pueden provocar reacciones en cadena en una red.

- **Pigging**

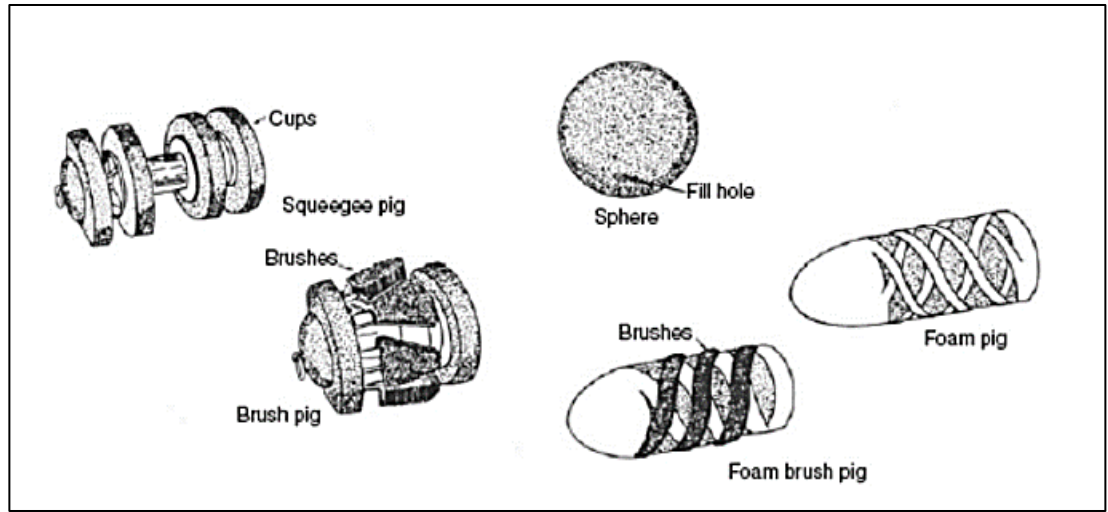
El Pigging es un término usado para describir un método mecánico para eliminar contaminantes y depósitos dentro del tubo o para limpiar líquidos acumulados en las porciones inferiores de tuberías por efectos del terreno usando un émbolo mecanizado o cerdos.

Los pigs o comúnmente llamados marranos se muestran en la figura 18, estos se corren a través de tuberías por una variedad de razones, incluyendo: Control de inventario líquido, Mantenimiento y registro de datos, limpieza de tuberías y desparafinado o aplicación de inhibidor²⁸.

²⁷ BP EXPLORATION. Multiphase Design Manual.1994.

²⁸ CRUZ G, Diego J. Computer application for separators design. Trabajo de grado. Madrid. Universidad Politécnica de Madrid. Departamento de Energía y Combustibles, 2015.

Figura 18. Tipos de Pigs.



Fuente: CRUZ G, Diego J. Computer application for separators design. Trabajo de grado. Madrid. Universidad Politécnica de Madrid. Departamento de Energía y Combustibles, 2015.

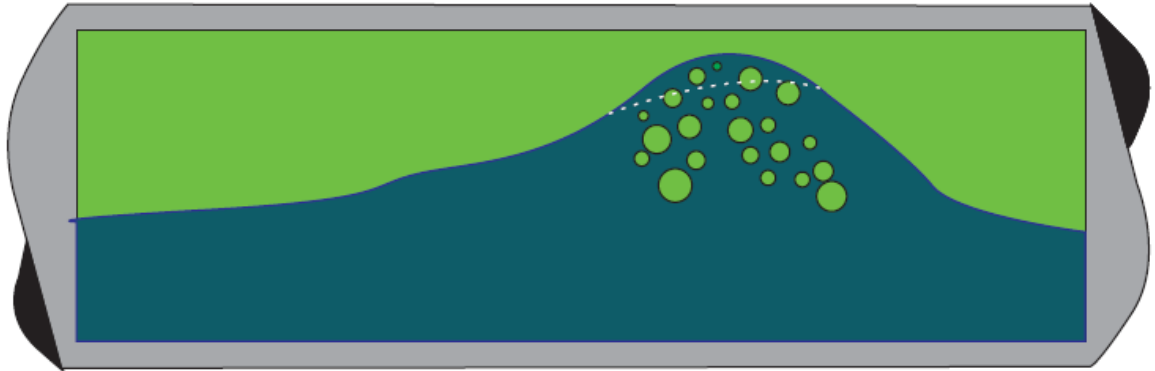
La formación del flujo bache está influenciado por variaciones de la presión en el ducto, provocado por cierres de pozos, por salida de equipos de bombeo y/o compresión, ya sea por mantenimiento o por paro de emergencia, por la topología del terreno como se mencionó anteriormente y del ritmo de producción que provoca variaciones en las velocidades de los fluidos inducidos por un cambio de área, ya sea por el estrangulamiento o taponamiento de los ductos²⁹.

4.2 DESCRIPCIÓN DE LA FORMACIÓN DEL BACHE

La formación del bache comienza con una desaceleración del líquido provocando su aumento y al mismo tiempo se van formando olas acrecentando más el nivel del fluido obstruyendo el paso del gas (a).

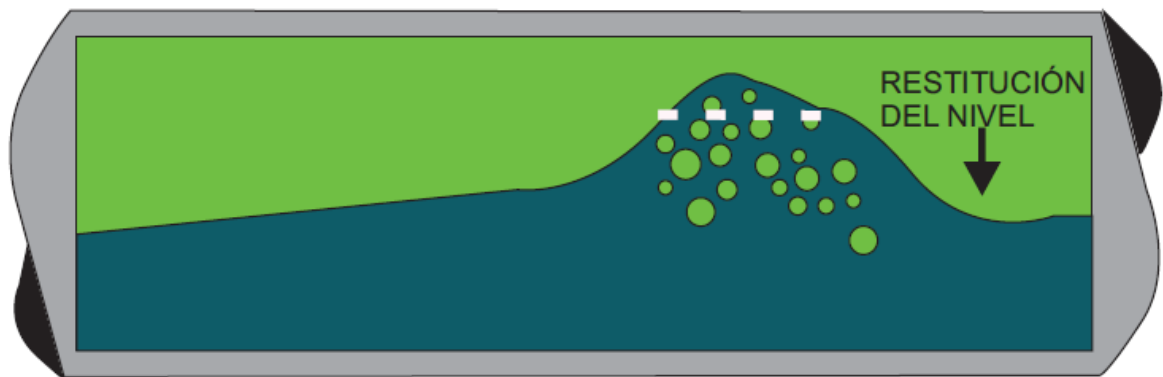
²⁹ GODOY, Op. Cit.

Figura 19. Formación del Bache(a).



Puesto que el gas lleva una mayor velocidad que la del líquido provoca que se acelere, obstruyendo la sección transversal del ducto, incrementando así el volumen del líquido para formar el bache, adquiriendo cierta velocidad (b).

Figura 20. Formación del Bache (b).



Conforme avanza el bache va derramando líquido en la parte posterior, cayendo para formar una nueva capa de superficie libre, los esfuerzos cortantes, la fricción interfacial y la fricción con la tubería hacen que se desacelere el líquido (c).

El bache que se va formando va barriendo el líquido que se ha derramado del bache anterior, haciendo que el nuevo bache adquiera un volumen similar al que se adquiere en el frente, es así como el bache va alcanzando su longitud y su gasto de entrada y de salida es prácticamente el mismo (d).

La capa de líquido que le precede penetra cierta longitud en el frente del bache induciendo un remolino llamado vórtice de mezcla, debido a que la energía cinética del bache es mayor a la de la capa de líquido. Conforme el gasto de gas aumenta el grado de aireación del bache incrementa.

Figura 21. Formación del Bache (c).

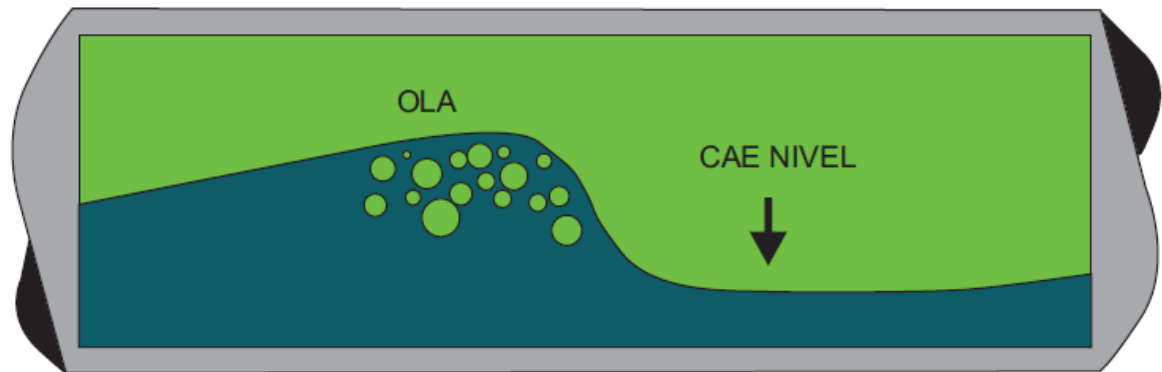
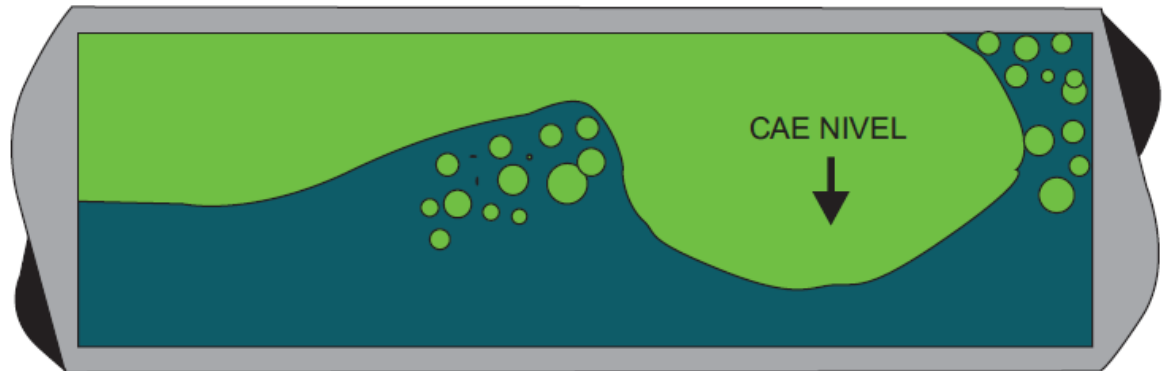


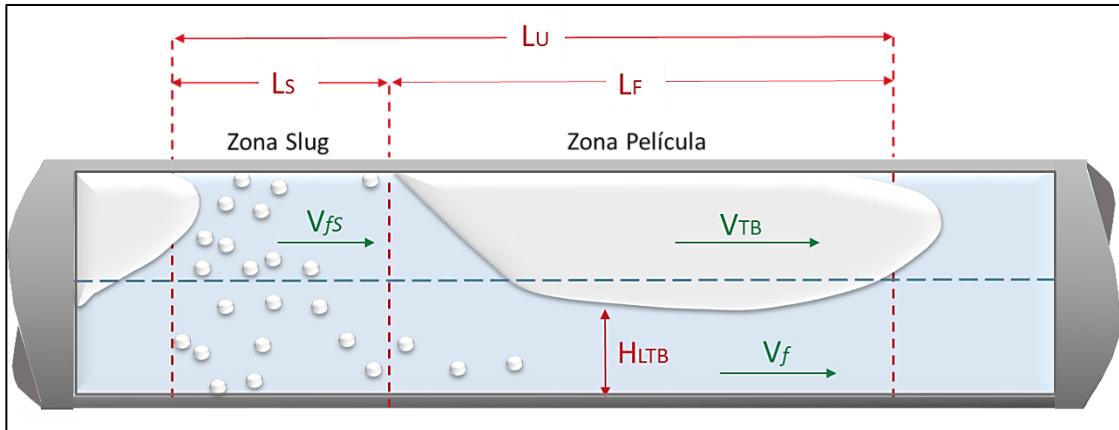
Figura 22. Formación del Bache (d).



4.3 CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO BACHE

Un diseño adecuado de un slug catcher requiere la predicción de las características del flujo slug en la entrada del catcher con la menor incertidumbre posible. En este sentido. Las características incluyen hold-up del tapón, longitud del tapón, velocidad del tapón, velocidad traslacional o velocidad burbuja de Taylor, y frecuencia del tapón y parámetros básicos en flujo multifásico. Algunas de estas características pueden ser representadas a través de un esquema de un slug. Como se muestra en la Figura 24. Los modelos matemáticos seleccionados y correlaciones son descritos más adelante.

Figura 23. Caracterización del Flujo Bache.



- **Holdup Líquido en la zona del slug - (H_{LS})**

El holdup del slug es la fracción de volumen en el campo de flujo de dos fases ocupado por la fase líquida en la zona del tapón. (Figura 24) y es determinada conforme a la viscosidad de líquido. Si la viscosidad es menor de 500 cp; el holdup es calculado usando la correlación Gregory (1978)³⁰ como:

$$H_{LS} = \frac{1}{1 + \left(\frac{V_M}{28.4}\right)^{1.39}}$$

Donde:

$$V_M = V_{SL} + V_{SG}$$

H_{LS} = Holdup Líquido en la zona del slug.

V_M = Velocidad de la Mezcla, ft/seg.

V_{SL} = Velocidad Superficial del Líquido, ft/seg.

V_{SG} = Velocidad Superficial del Gas, ft/seg.

³⁰ Ibid.

El holdup del slug para viscosidades mayores a 500 es determinada usando una correlación obtenida en experimentos realizados en PDVSA. Aceite de lubricación y aire fueron los fluidos de la prueba, y las viscosidades del aceite de lubricación que fueron usadas van desde 500 a 1300 cp. Las correlaciones son basadas en el modelo de shoham (2000)³¹.

$$H_{LS} = 1.0046 * e^{-(0.0022 * Re_{sl})}$$

Donde:

Re_{SL} = Reynolds Superficial del Líquido.

- **La fracción de Gas (Vacío) en la Zona del Slug – (α_s)**

La fracción gas (vacío) es la fracción de volumen en el campo de flujo de dos fases ocupada por la fase de gas en la zona del slug .es expresada usando la siguiente ecuación propuesta por Beggs (1991):

$$\alpha_s = 1 - H_{LS}$$

- **Holdup liquido en la zona de la película (zona Burbuja de Taylor)- (H_{LTB})**

El Holdup en la burbuja de Taylor en la zona de la película, es determinada usando la ecuación obtenida por shoman (2000) como:

$$H_{LTB} = \frac{(V_{TB} - V_L) * H_{LS}}{V_{TB}}$$

Donde:

$$V_{TB} = (C * V_M) + V_D$$

³¹ MÁRQUEZ, J; MANZANILLA, C; TRUJILLO, J. PDVSA Intevp. A Conceptual Study of Finger-type Slug Catcher for Heavy Oil Fields, paper SPE 122829, 2010.

Donde C es derivado conforme al tipo de flujo. Si el flujo es laminar, C=2. Si es turbulento C=1,2.

La siguiente correlación es usada para tuberías horizontales:

$$V_D = 0.54 * \sqrt{g * D}$$

Y para tuberías verticales,

$$V_D = 0.35 * \sqrt{g * D}$$

La velocidad del líquido (V_L) corresponde a:

$$V_L = \frac{V_{SL}}{H_{LS}}$$

Donde:

H_{LTB} = Holdup líquido en la zona de la película (zona Burbuja de Taylor).

V_{TB} = Velocidad Frente de la Burbuja de Taylor, ft/seg.

V_D = Diferencia entre la velocidad del frente de la burbuja y la velocidad del frente del bache, ft/seg.

g = Gravedad.

D= Diámetro de la tubería.

- **Longitud del slug – (L_s)**

A finales de los años setenta, los operadores del Campo Prudhoe Bay, Alaska (PBU) se enfrentaron al problema de diseñar numerosas líneas de flujo multifásico de diámetro grande (24 in de diámetro) y los separadores en los que pasan los fluidos. Ellos encargaron a especialistas en flujo de fluidos en la Universidad de

Tulsa (Dr. J.P. Brill) para llevar a cabo un gran programa de trabajo que incluía la recolección de datos de flujo de tapones de líneas existentes en PBU. A partir de los datos recogidos en la PBU, junto con cierta información sobre líneas de flujo más pequeñas y sistemas multifásicos a escala de laboratorio, fue desarrollada para predecir la longitud media y máxima del slug³².

$$\ln(L_S) = -2.663 + 5.441 * \sqrt{\ln(d)} + 0.059 * \ln(V_M)$$

La correlación de la longitud de la babosa anterior se ha convertido en el método de diseño estándar de la industria y ha sido ampliamente utilizado por las compañías petroleras y contratistas desde 1979.

En 1980/81 los trabajadores de la Universidad de Tulsa regresaron a PBU para recopilar datos sobre una nueva línea de 24in que corría paralela a la línea de 16in que había sido monitoreada previamente. Encontraron que en general los tapones no eran tan grandes como se había predicho usando su correlación original. BP revisó la correlación original de longitud del tapón para tener en cuenta los nuevos datos de 24in. Se denomina método Brill ya que la correlación se mantiene en la misma forma que la ecuación original de Brill³³:

$$\ln(L_S) = -3.579 + 7.075 * \sqrt{\ln(d)} + 0.059 * \ln(V_M) - 0.7712 * \ln(d)$$

Donde:

L_S = Longitud del Bache, ft

d = Diámetro de la tubería, in.

V_M = Velocidad de la Mezcla, ft/seg.

³² BP EXPLORATION. Multiphase Design Manual. 1994. Pág. 23

³³ Ibid., Pág. 24.

La correlación anterior está fuertemente sesgada por los datos de PBU. La mayor parte de estos datos se recogieron en una línea de 16in y 24in que discurren paralelas entre sí y por lo tanto tienen la misma longitud y geometría. Por lo tanto, la correlación no muestra dependencia de la geometría de la línea o del tipo de fluido, y sólo una dependencia muy débil del caudal.

- **Longitud máxima del slug – (L_{Smax})**

$$L_{Smax} = e^{((0.556*3.08)+\ln(L_S))}$$

L_{Smax} = Longitud Máxima esperada del slug, ft.

L_S = Longitud del Bache, ft

- **Longitud de la Película – (L_F)**

La longitud de la película (fig. 2) es predicha por el uso de una correlación desarrollada de los experimentos realizados en PDVSA INTEVEP usando aceite de lubricación (480cp) y aire como fluidos de prueba. Esta correlación es basada en el modelo de Taitel and Barnea (1990) y es dado por³⁴:

$$L_F = 0.0365 * \left(\frac{Re_{SL}}{Re_{SL} + Re_{SG}} \right)^{-0.8606}$$

Donde:

L_F = Longitud de la Película, ft.

Re_{SL} = Reynolds Superficial del Líquido.

Re_{SG} = Reynolds Superficial del Gas.

³⁴ MÁRQUEZ, MANZANILLA, AND TRUJILLO, Op. Cit.

- **Volumen del slug.**

$$VOL_{slug} = L_{Smax} * \left(\frac{\pi}{4}\right) * \left(\frac{d}{12}\right)^2 * H_{LS}$$

Donde:

H_{LS} = Holdup Liquido en la zona del slug.

L_{Smax} = Longitud Máxima esperada del slug, ft

VOL_{slug} = Volumen del Slug, ft³

- **Volumen del slug - Pigging.**

$$T_t = \frac{L}{V_M}$$

$$VOL_{slugpig} = (H_{LS} * A * L) * (1 - 0.02) - (V_{SL} * A * T_t)$$

Donde:

T_t = Tiempo transciente, Seg

$VOL_{slugpig}$ = Volumen del Slug pigging, ft³.

H_{LS} = Holdup Liquido en la zona del slug.

V_M = Velocidad de la Mezcla, ft/seg.

L = Longitud de la tubería, ft.

A = Area transversal de la tubería, ft².

- **Frecuencia.**

Para el cálculo de la frecuencia desarrollaron Grescovich y Shrier⁶ (1972) la siguiente correlación para tuberías horizontales³⁵.

³⁵ GODOY, Op. Cit.

$$f_s = 0.0226 * \left[\lambda * \left(\frac{79.5276}{d} + \frac{(V_M)^2}{g * d} \right) \right]^{1.2}$$

$$\lambda = \frac{V_{SL}}{V_{SL} + V_{SG}}$$

Donde:

f_s = Frecuencia del slug, seg

V_{SL} = Velocidad Superficial del Líquido, ft/seg.

V_{SG} = Velocidad Superficial del Gas, ft/seg.

V_M = Velocidad de la Mezcla, ft/seg.

d = Diámetro de la tubería, in.

- **Velocidad de la película.**

La velocidad de la película se obtiene:

$$V_f = \frac{0.3 * V_{SL}}{H_{LS}}$$

Donde:

V_f = Velocidad de la Película, ft/seg.

- **Velocidad del frente del slug.**

La ecuación que representa la velocidad del frente del bache es:

$$V_{sf} = \frac{H_{ls} * V_M - H_{LTB} * V_f}{H_{ls} - H_{LTB}}$$

Donde:

V_{sf} = Velocidad del Frente del slug, ft/seg

V_f = Velocidad de la Película, ft/seg

H_{LS} = Holdup Líquido en la zona del slug.

H_{LTB} = Holdup líquido en la zona de la película (zona Burbuja de Taylor).

V_M = Velocidad de la Mezcla, ft/seg.

4.4 DAÑOS QUE OCASIONA EL FLUJO BACHE

Algunos de las complicaciones que ocasiona el flujo bache son ³⁶:

- El impacto repentino del flujo de líquido llamado **golpe de ariete** daña accesorios como codos, válvulas, tuberías, instrumentación y los internos del separador, porque se incrementa la presión.
- Este flujo provoca **desgastes de material** en accesorios, tuberías, instrumentación e instalaciones.
- También provocan grandes caídas de presión ya que **aumentan las pérdidas por fricción**.
- La acumulación de agua en las partes bajas de las líneas de descarga provoca la **corrosión**, el agua reacciona con compuestos de azufre acelerando este proceso.
- La llegada del bache al separador provoca un **flujo excesivo de líquido**, el nivel del líquido aumenta haciendo que se inunde la vasija y aumente el ritmo de desalojo de los fluidos al que el separador fue diseñado ocasionando una mala separación, haciendo que en la salida de gas se expulsé parte del crudo.

³⁶ Ibid.

- El paso de burbujas de gas de gran tamaño en el separador provoca **altas presiones**, resultando en un aumento de la quema de gas y serios problemas de seguridad, puede ocasionar continuas activaciones del Sistema de Paro por Emergencia.
- También a causa del punto anterior se provoca un **flujo excesivo de gas a los compresores**, porque requieren que el flujo de gas sea constante y en el flujo bache hay flujo alternado de gas con flujo casi nulo, además por la velocidad del gas hace que arrastre líquido a estos equipos en cantidades apreciables haciendo que se activen las protecciones y salgan de operación.
- Grandes **oscilaciones de flujo** reduciendo la capacidad de los pozos, provocándoles contrapresión que impide que su comportamiento sea estable.

5. SLUG CATCHER

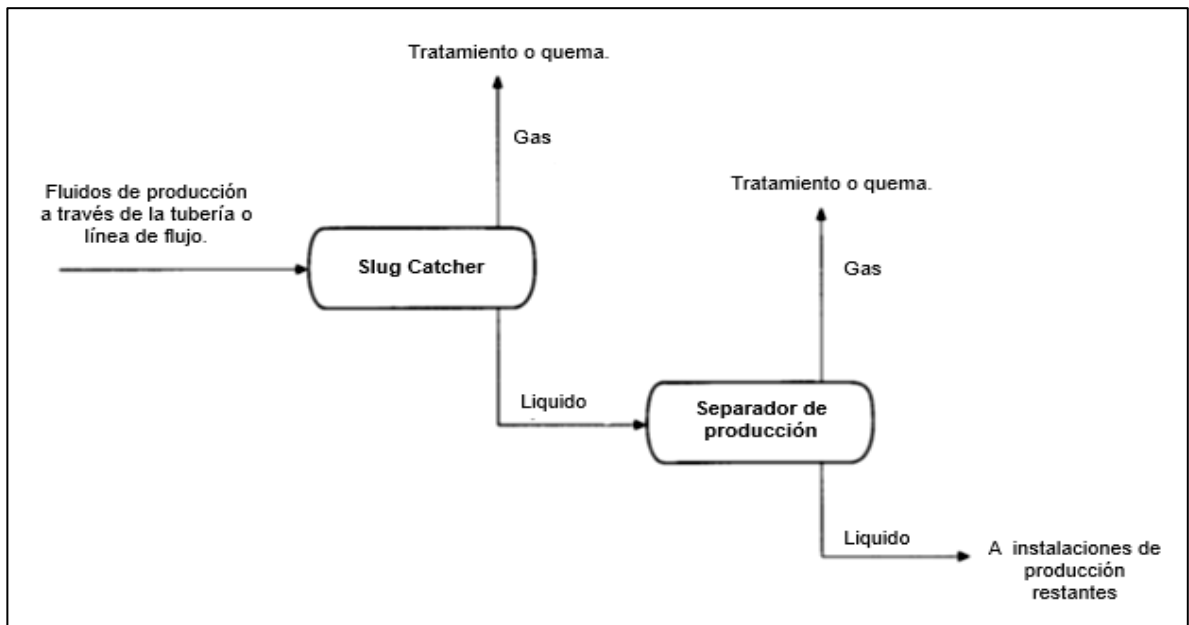
Existen diferentes modos en las que el líquido puede ser producido a partir de la tubería. Estos incluyen: el modo de producción de flujo continuo de líquido bajo condiciones de flujo estacionario normales; el modo de producción de líquido intermitente o transitoria que se produce cuando los caudales son muy variados; y el “pigging” o el modo de “sphering” cuando el líquido es desplazado de la tubería al slug catcher en un tiempo relativamente corto³⁷.

De manera que, un acumulador de líquido o slug catcher es un dispositivo capaz de manejar flujo de grandes volúmenes de líquido a intervalos irregulares, que sea capaz de proporcionar tasas de líquido y de gas constantes, o controlables por el operador y por ultimo proporcionar almacenamiento temporal para el líquido recibido. Generalmente se encuentra en sistemas de recolección de gas húmedo o cualquier sistema de dos fases, situado directamente en la salida de líneas de producción de flujo y aguas arriba del separador de producción primaria.

El acumulador de líquido puede tomar dos tipos de geometría principales, en la forma de un receptor unitario de gran tamaño (tipo recipiente) o de un conjunto de tuberías unidas a un dispositivo similar a un múltiple de producción (tipo dedo). Como se observa en la figura 24, la función principal de un slug catcher es estabilizar la producción que está llegando a una batería cuando no hay una producción estable, en estos casos la producción pasa de los colectores “slug catcher” donde, aunque hay separación gas –líquido, a los separadores que requieren que la entrada de líquido sea estable, para complementar la separación de fases.

³⁷ MANUAL SHELL. Design of Multiple-Pipe Slug Catchers. July, 1998.

Figura 24. Diagrama típico de la ubicación del slug catcher en Facilidades de Superficie.



Fuente: CRUZ G, Diego J. Computer application for separators design. Trabajo de grado. Universidad Politécnica de Madrid. Departamento de Energía y Combustibles, Madrid. 2015.

5.1 SLUG CATCHER DE MÚLTIPLE TUBERÍA O TIPO DEDO

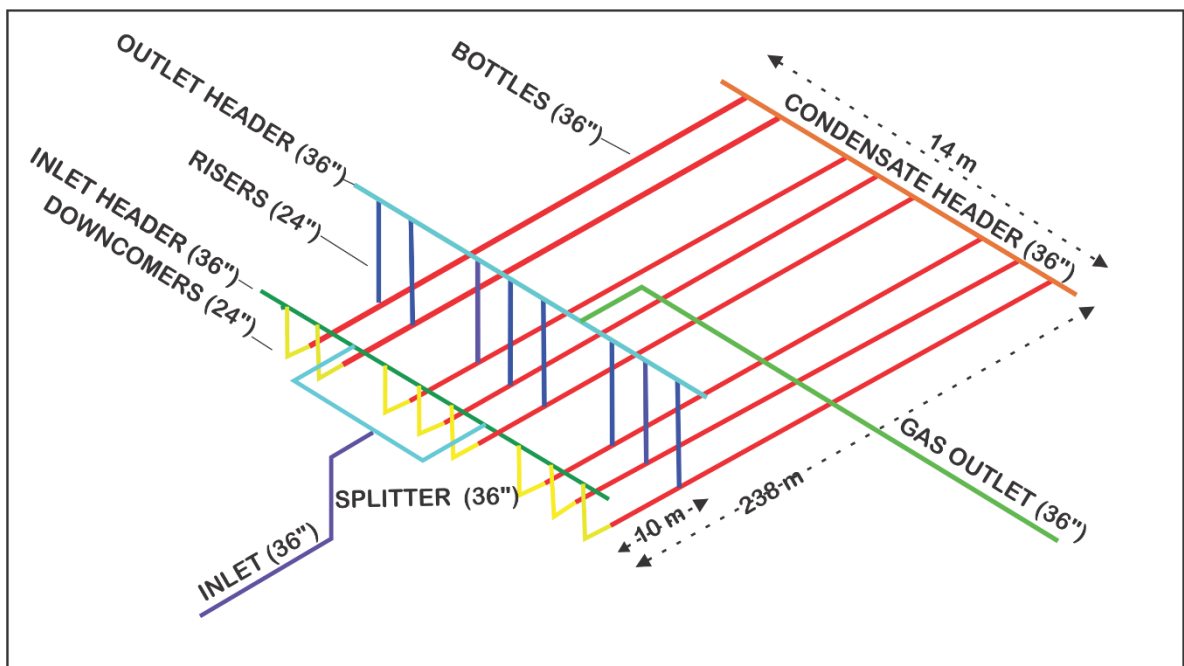
Consiste en una serie de botellas paralelas inclinadas hacia abajo, que permiten la desintegración de los baches y posterior almacenamiento del líquido. Este tipo de slug cácher ha sido ampliamente utilizado en las facilidades de procesamiento de gas condensado. Permiten una mayor flexibilidad en las posibilidades de diseño, para hacer frente a amplias series de situaciones de flujo y configuraciones geométricas.

Un slug cácher tipo dedo es preferible cuando se tienen que recibir grandes volúmenes de líquido, mayores a $1000 m^3$. En la figura 13 se puede apreciar un slug cácher de múltiple tubería que consta de una sección de entrada donde

ocurre la separación gas-líquido y una serie de botellas paralelas para el almacenamiento del líquido. El fluido se dirige al splitter, continua hacia el inlet manifold, luego hacia los downcomers y posteriormente a las botellas primarias. Como consecuencia, el gas presente en las botellas primarias es separado y fluye hacia los gas risers localizados a cierta distancia de las botellas.

La ventaja de este tipo de separador es que es fácil de operar, ya no se requieren medidas para el control del flujo. Sin embargo, una desventaja es que puede ocurrir flujo de gas-líquido a contracorriente en las botellas, lo cual provoca arrastre de líquido hacia la salida de gas si se diseña de forma incorrecta.

Figura 25. Geometría del slug catcher Den Helder.



Fuente: MANUAL PETRONAS. Guidelines for hydraulic Design of multiple pipe slug catchers. Diciembre, 1984. Pág. 19.

5.1.1 Partes de un slug catcher de múltiple tubería

Botellas primarias.

Tipo de tubo cuya función es la separación del fluido y el almacenamiento de líquido, posee una pequeña inclinación hacia abajo desde el extremo inferior del downcomer.

Botellas secundarias.

Tipo de tubo cuya única función es el almacenamiento del líquido.

Downcomer.

Tubos verticales o muy inclinados localizados entre el inlet header y las botellas primarias.

Equalizer.

Cabezal que interconecta las botellas con el fin de igualar la presión en las diversas botellas del slug catcher.

Gas outlet header.

Parte superior de un slug catcher de múltiple tubería que conecta todos los risers para la recolección de las corrientes de gas.

Inlet header.

Parte de un slug catcher de múltiple tubería en el cual el fluido se distribuye de manera uniforme antes de entrar a los downcomers y en el que las condiciones de flujo se mejoran aún más para la separación, También se llama colector de distribución.

Liquid outlet header.

La parte más baja del slug catcher, en el cual el líquido es recogido para su exportación. También llamado colector de líquido.

Gas riser.

Tubo vertical en la parte superior de una botella, a través del cual el gas sale.

Splitter.

Entrada del slug catcher en el cual la corriente de fluido se divide para una distribución uniforme en el inlet header.

5.1.2 Diferentes tipos de slug catcher de múltiple tubería en el mundo.

Alrededor del mundo hay un gran número de slug catcher de múltiple tubería. Estos varían ampliamente en la geometría, principalmente porque permiten una mayor flexibilidad en las posibilidades de diseño, para hacer frente a amplias series de situaciones de flujo y configuraciones geométricas.

El desempeño de estos slug catchers y sus características específicas se discuten a continuación:

Slug catcher Den Helder.

El slug catcher Den Helder ha estado en operación desde 1975, y su geometría se muestra en la figura 26. El slug catcher contiene ocho botellas primarias con una pendiente de 1,5 %. Las botellas primarias tienen una doble función:

1. Separación del gas/líquido.
2. Almacenamiento del líquido.

En sus primeros cuatro años de operación el slug catcher funcionó satisfactoriamente. Sin embargo, en 1979 cuando el caudal de gas en la tubería incrementó por encima de los 20 millones de Nm^3/d , empezó a ocurrir arrastre de líquido. En última instancia, el caudal de gas en la tubería tuvo que incrementarse por encima de 30 millones de Nm^3/d , y se tuvo que mejorar el rendimiento del slug catcher.

A partir de mediciones de retrodispersion de neutrones (NBS) llevadas a cabo en el slug catcher, se encontró que el arrastre de líquido fue causado por una mala distribución del bache sobre el inlet header, dando lugar a una distribución irregular del líquido que causó una sobrecarga en varias botellas. La mala distribución fue remediada instalando constrictors en los downcomers del slug catcher.

Slug catcher St. Fergus.

El slug catcher St. Fergus (figura 27), inició su operación desde 1982, localizado en el oleoducto FLAGS con diámetro de 36" que transporta gas natural desde el campo Brent hasta Escocia. El slug catcher está compuesto por 13 botellas con una pendiente del 0,4%. Las botellas primarias reciben el flujo directamente desde el inlet header (botella 1 a 9) y las botellas secundarias almacenan el líquido (botella 10 a 13).

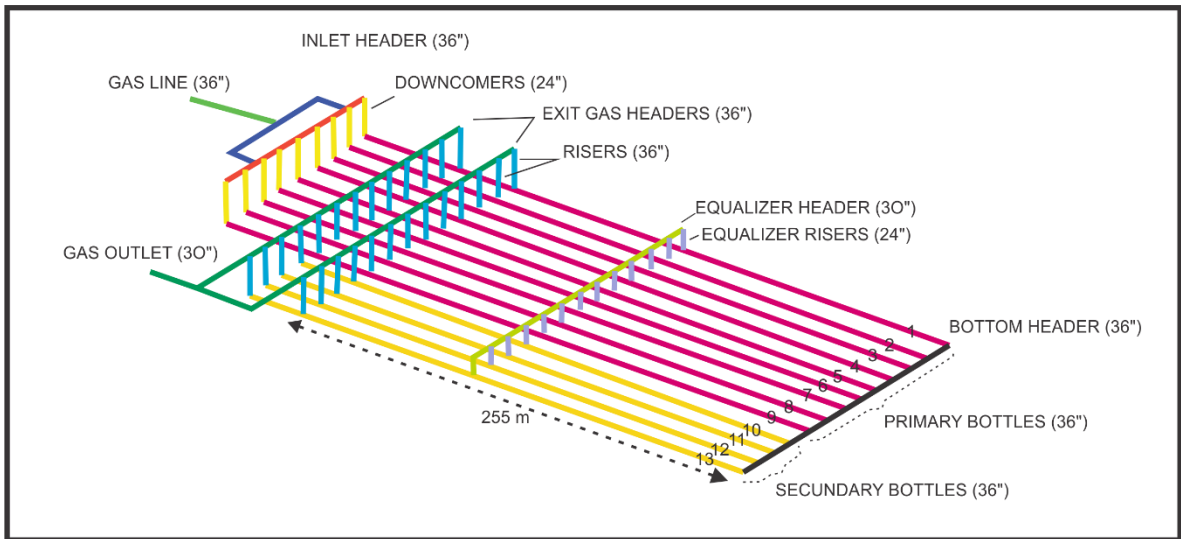
Otra característica en la geometría de este slug catcher es que posee doble riser y equalizer system. La filosofía de usar dos risers por botellas es reducir el caudal de gas que sale y por lo tanto, la posibilidad de arrastre de líquido. El equalizer system está destinado a igualar la presión en las botellas.

El slug catcher está diseñado para caudales de gas de hasta 30 millones de Nm^3/d . Este equipo no ha tenido problemas de arrastre de líquido.

La experiencia ganada con el slug cácher St. Fergus es la siguiente:

- El uso de botellas secundarias es favorable. Porque una parte del bache que recibe fluye hacia las botellas secundarias, por lo tanto, menos gas es desplazado a contracorriente en las botellas primarias y el arrastre de líquido es suprimido.

Figura 26. Geometría del slug catcher St. Fergus.



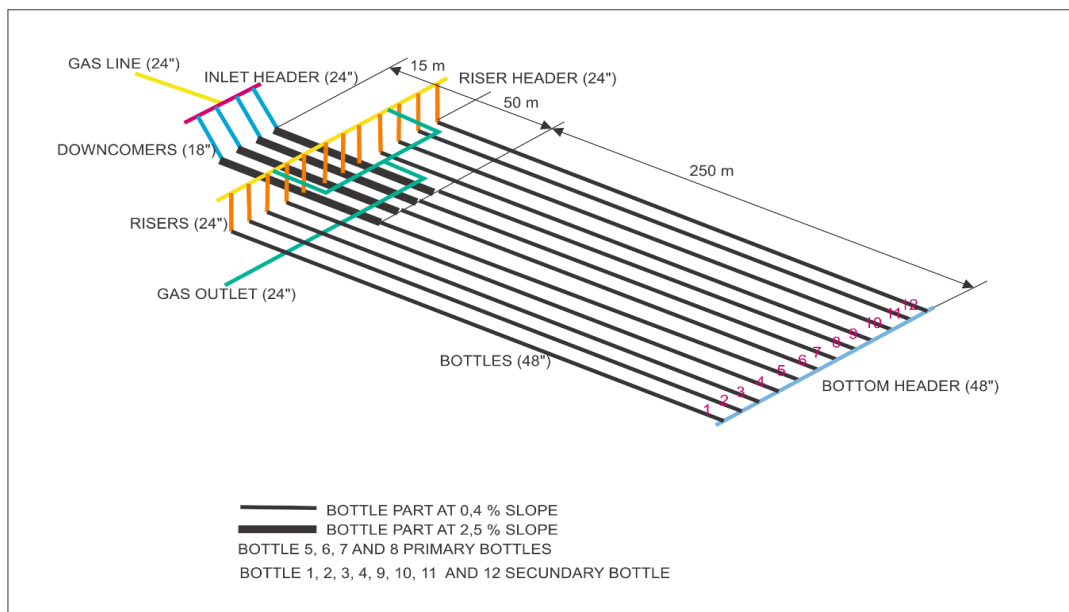
Fuente: MANUAL PETRONAS. Guidelines for hydraulic Design of multiple pipe slug catchers. Diciembre, 1984. Pág. 20.

Slug catcher Eemshaven.

El slug cácher tiene una disposición simétrica de cuatro botellas primarias y dos juegos de cuatro botellas secundarias (figura 28). Los downcomers forman un ángulo de 45° con la horizontal. El total de líquido almacenado es de 3600 m³, de los cuales 1000 m³ están destinados al almacenamiento permanente de líquidos con el fin de garantizar el suministro a las instalaciones aguas abajo.

Una característica de este diseño, es el concepto de doble pendiente, lo cual el slug cácher es más eficiente desde el punto de vista de almacenamiento y por lo tanto menos costoso. La sección de separación de las botellas primarias tienen una pendiente de 2,5%, mientras que la parte de almacenamiento junto con las botellas secundarias están con pendiente de 0,4%. Al compararlo con el concepto de una sola pendiente (pendiente de la botella 1,5%) las botellas son más cortas en unos 30 m, pero la capacidad de almacenamiento sigue siendo la misma. Una ventaja adicional del concepto de doble pendiente es que la altura del slug cácher se reduce en 2,7 m. Un punto de preocupación, sin embargo, es que este concepto puede tener consecuencias hidrodinámicas. Por ejemplo, una inestabilidad hidráulica (salto hidráulico) puede ocurrir aguas abajo del punto donde la pendiente cambia de 2,5% a 0,4%. Dicha inestabilidad podría favorecer el arrastre de líquido durante el llenado del slug cácher, en particular cuando el slug cácher está casi lleno.

Figura 27. Geometría del slug cácher Eemshaven.



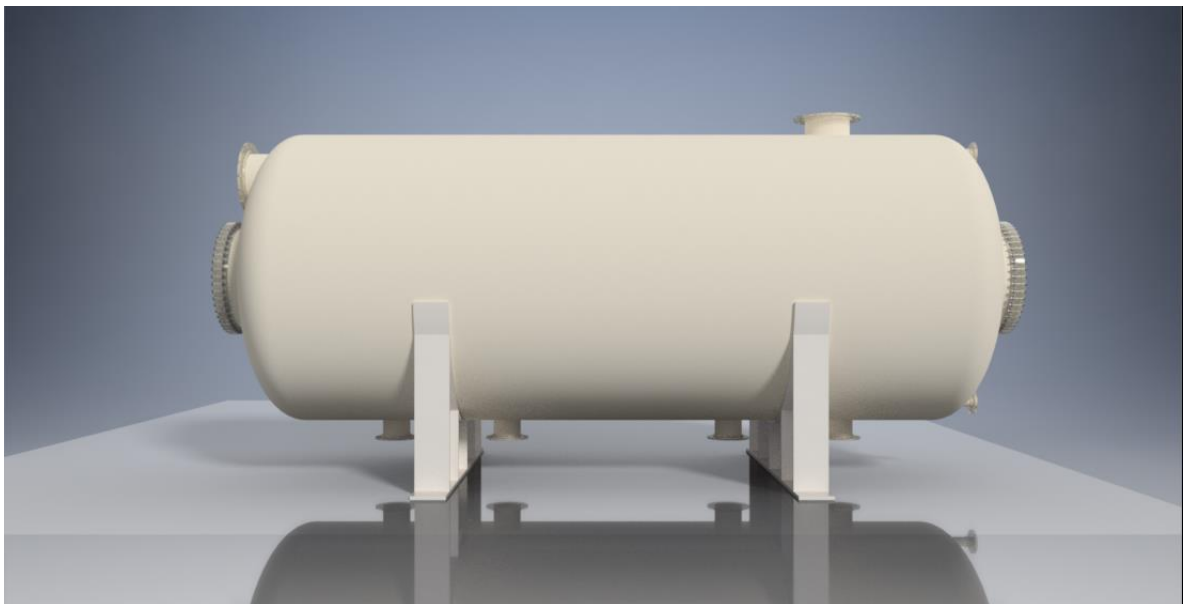
Fuente: MANUAL PETRONAS. Guidelines for hydraulic Design of multiple pipe slug catchers. Diciembre, 1984. Pág. 22.

5.1.3 Resumen de las lecciones aprendidas de la experiencia de campo y estudios modelo

1. Evitar que el diseño del slug cácher sea asimétrico. Por ejemplo, el inlet manifold debe ser simétrico y si se utiliza una salida de gas debe estar en una ubicación central.
2. La geometría debe ser lo más simple posible. Por ejemplo, se deben evitar múltiples sistemas de elevación.
3. Evite la mala distribución del bache en las botellas mediante un diseño adecuado del inlet manifold.
4. Utilizar botellas secundarias es útil en el sentido de que alivian las condiciones de flujo en las botellas primarias.
5. El concepto de doble pendiente es favorable.

5.2 SLUG CATCHER TIPO RECIPIENTE

Figura 28. Slug Catcher Tipo Recipiente



Los slug catcher tipo recipiente poseen una forma similar a los separadores horizontales, aunque la relación diámetro/longitud es más elevada. Poseen un mayor espacio para almacenar fluidos y suele usarse en caso de que se necesite manejar altos caudales.

El tipo recipiente, puede ir desde una simple Knock-out que se utiliza principalmente para espacios limitados, como plataformas off-shore o normalmente en corrientes de petróleo crudo, donde la formación de espuma a veces surge como un problema importante, hasta un sofisticado lay-out.

Poseen elementos similares a los de un separador, como:

- La mezcla entra a altas velocidades por lo que necesita un reductor de momento o deflector de entrada, que además induzca una primera separación violenta de las fases debido a la gravedad.
- Un eliminador de niebla diseñado para retener gotas de líquido embebidas en la corriente de gas.
- Una placa rompe vórtice que impida la entrada de gas en la corriente de líquido.
- Controladores y válvulas que regulen la salida de los fluidos en cuanto a presión (para el gas) y altura de líquido.

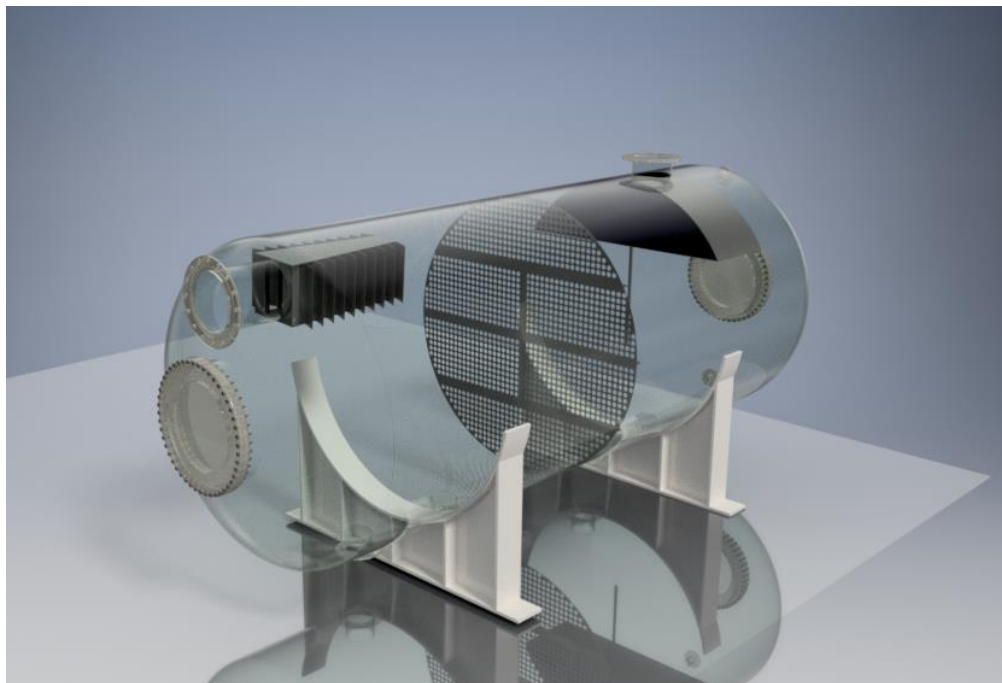
Algunas características importantes de este equipo son las siguientes:

- Puede dar una separación de pequeñas partículas (10 micras) donde hay líquido y menor flujo de gas.
- Se puede utilizar como separador trifásico.
- Pueden ser costosos y pesados cuando se requieren tamaños grandes.
- Cuando el tamaño del bache líquido es de 5 - 700 barriles, la eficiencia de separación es buena.

- Aplicaciones: espacios limitados, plataformas costa fuera, problemas de espumas, baches de líquido normales flujo estable³⁸.

5.2.1 Dispositivos internos del slug catcher tipo recipiente

Figura 29. Dispositivos Internos de un Slug Catcher Tipo Recipiente.



Los accesorios internos de un separador son los que hacen posible la separación primaria de la mezcla gas-líquido, mejoran la distribución del fluido que entra, disminuyen la turbulencia y reduce el arrastre de líquido por el gas y el arrastre de gas por el líquido que sale del separador. Dentro de los accesorios encontramos:

³⁸ VERGARA C, Moises A; FOUCART, Nicolas; Repsol YPF. Selection Slug Catcher Type. Paper SPE 107293, 2007

5.2.1.1 Dispositivos De Entrada: La función principal del dispositivo de entrada es mejorar el rendimiento de separación de las siguientes maneras: Maximización de la eficiencia de separación gas-líquido basada en las condiciones de alimentación y proveer buena distribución de velocidad aguas abajo.

La presencia del dispositivo de entrada modifica el escenario mediante:

- Hacer que parte del líquido se separe de fase gaseosa debido a la turbulencia.
- Cambiar la distribución del tamaño de gota del líquido arrastrado que sale del dispositivo de entrada.

Los dispositivos de entrada tienen una gran variedad de formas; pueden ser de placa, ángulo, aleta, codo de 90°, o semiesfera. El diseño y forma de este depende principalmente del soporte requerido para resistir la carga de impacto a la cual es sometido. Estas fuerzas de impacto pueden llegar a desprender el elemento y ocasionar serios problemas de arrastre. Por lo general, estos internos presentan bajos costos y una eficiencia de operación aceptable³⁹

- **Placas de choque**

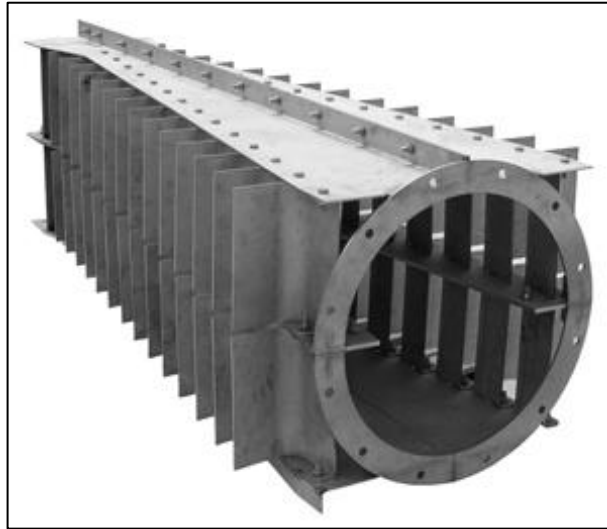
Las placas de choque son utilizadas en la entrada del slug catcher para efectuar la separación primaria; la corriente entrante de fluido choca contra la superficie de la placa, donde algunas pequeñas gotas de líquido se aglomeran y descienden como gotas más grandes, llevándose a cabo el principio de separación por gravedad en el cual se aprovecha la fuerza gravitatoria que actúa sobre la partícula arrastrada por el gas.

³⁹ OLIVEIRA, Bárbara. Desarrollo de una Metodología de Cálculo que permita diseñar o evaluar los separadores a ser instalados en las estaciones de flujo. Trabajo de grado. Venezuela. Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica, 2003.

- **Deflector de entrada tipo aleta**

Este trabaja dividiendo suavemente el flujo entrante en varios segmentos usando una serie de paletas curvadas para adaptarse a la geometría total de la boquilla de entrada y la longitud del distribuidor. Para conseguir este efecto, las paletas comienzan con una amplia separación y reducen gradualmente la separación, dando a la unidad su forma afilada característica.

Figura 30. Dispositivo de Entrada Tipo Aleta.



Fuente: AMACS AccuFlow- Inlet Diffusers Benefits .[enLinea]. Disponible en: <<http://amacs.com/wp-content/uploads/2012/09/AMACS-Accuflow-Inlet-Feed-Devices-web1.pdf>> [citado el 11 de enero de 2017].

El dispositivo de entrada tipo aleta distribuye los fluidos uniformemente a través del separador, para minimizar los efectos de mala distribución que pueden conducir a un exceso de transferencia de líquido al eliminador de niebla, causado por una combinación de niveles elevados de velocidad de gas y elevada carga de

líquido. La uniformidad del flujo también minimizará cualquier arrastre en la superficie del líquido y minimizará los problemas de control de flujo⁴⁰.

Los beneficios de este dispositivo en comparación con deflectores más simples incluyen una agitación reducida y, por lo tanto, un rendimiento operativo mejorado, un control de nivel más estable y una reducción de la formación de espuma. se construye generalmente de acero inoxidable y se diseña para ser instalado en secciones a través de un “manway” del recipiente.

Las ventajas de un deflector de entrada tipo aleta son:

- Separa los líquidos a granel presentes dentro de la corriente de entrada.
- Reduce el impulso de la corriente de entrada, minimizando así el potencial de rotura de las partículas.
- Distribuye el flujo de gas uniformemente sobre el equipo.
- Amplio rango operacional - típicamente, proporcionando un 100% de reducción.
- Reduce la probabilidad de re-arrastre del líquido en la superficie del líquido
- Reduce cualquier turbulencia y recirculación dentro de la sección de líquido.
- Proporciona una caída de presión mínima.
- Fácil de instalar en separadores nuevos y existentes.
- No hay partes móviles, por lo tanto, no hay mantenimiento.
- Desvía las altas cargas de líquido lejos del eliminador de niebla⁴¹.

⁴⁰ ZETAPDM. ZP-Vane Type Inlet Device [en línea] Disponible en: < <http://www.zeta-pdm.com/products/inlet-devices/zp-vane-type-inlet-device.html> > [Citado: 13 noviembre de 2016].

⁴¹ Ibid.

5.2.1.2 Placa perforada o placa rompeolas

Figura 31. Placa Perforada.



Fuente: Energy,Oil&Gas.[en línea] Disponible en: <<http://www.energy-oil-gas.com/2015/11/17/zeta-pdm-ltd/>>[citado el 11 de enero de 2017].

Cuando se tienen separadores horizontales muy largos, se debe evitar la propagación de las ondulaciones y los cambios de nivel en dirección longitudinal que son producidos por la entrada súbita de tapones de líquido dentro del separador. Para eliminar dichas ondulaciones es usual colocar placas en sentido transversal al separador también conocidas como rompe olas. Dichas placas son de gran utilidad para las labores de control de nivel, evitando medidas erróneas producto del oleaje interno.

En la mayoría de los diseños, el plato perforado ocupará toda la sección transversal del recipiente. Esto proporciona cierto control de la distribución de gas a través de las etapas de separación, ayudando a minimizar los efectos de mala distribución en el eliminador de niebla aguas abajo y maximizando la eficiencia del proceso de separación de gas / líquido.

Estos dispositivos no se recomiendan para tareas sucias, debido a la posibilidad de ensuciamiento y bloqueo.

Las ventajas de un baffle o placa de distribución son:

- Distribuir y calmar los fluidos.
- Manejar los tapones de líquido y oleadas.
- Mejorar el control de nivel de interface gas-líquido
- Proporcionar una mínima caída de presión
- Mejorar la distribución de gas en cualquier equipo
- Reducir o eliminar el re-arrastre de líquido de la superficie del líquido
- Aumentar la eficiencia de separación gas / líquido
- Reducir la turbulencia y la recirculación dentro de la sección líquida, promoviendo la separación por gravedad
- Fácil de instalar en separadores nuevos y existentes
- No hay partes móviles, por lo que no hay mantenimiento (para tareas limpias)
- Reducir las ondas superficiales y los efectos de deslizamiento⁴².

5.2.1.3 Rompe vórtices: Cuando un líquido es drenado de un recipiente se pueden producir condiciones que originen la formación de un remolino. Este efecto en los separadores ocasiona el escape de la fase gaseosa por la boquilla de desalojo de líquido, lo cual es indeseable sobre todo desde el punto de vista de seguridad. Para solventar este problema es usual dotar a los recipientes de elementos que obstruyan o dificulten la formación de remolinos.

Entre los tipos de romper vórtices se encuentran⁴³:

⁴² ZETAPDM. Perforated Distribution Baffle [en línea] Disponible en: < <http://www.zeta-pdm.com/products/distribution-calming-devices/perforated-distribution-baffle.html#advantages>>[citado [13 noviembre de 2016].

⁴³ OLIVEIRA, Op. Cit.

- **Placa Rompe Vórtice.**

Es una placa circular horizontal, que se instala sobre la boquilla de salida de líquido y en la mayoría de los casos puede utilizarse.

- **Rompe Vórtice tipo Rejilla.**

El rompe vórtice tipo rejilla, consiste en tres láminas horizontales cuadradas de rejilla, y es el más efectivo disponible; se recomienda cuando es difícil colocar una placa rompe vórtice (boquilla muy grande de salida de líquido), o cuando se tienen salidas múltiples de líquido. Es más costoso que el rompe vórtice tipo placa.

5.2.1.41 Eliminadores De Niebla

- **Eliminador de Niebla tipo Malla.**

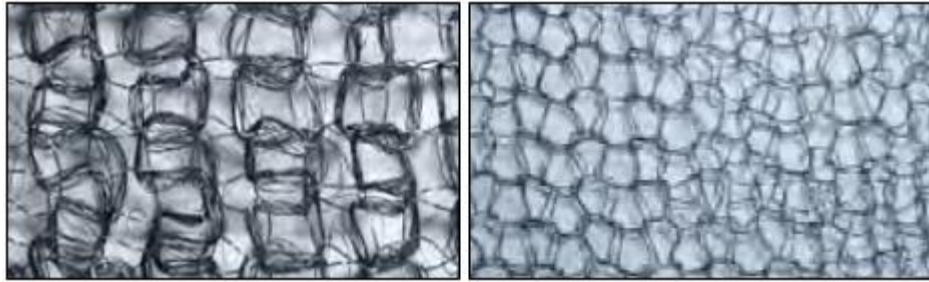
Consiste en un filtro trenzado de alambre o monofilamento y múltiples filamentos de acero inoxidable empacado en forma de esponja cilíndrica, con un espesor entre 3 y 7 pulgadas y una densidad entre 10 y 12 lb/pie³ usando un diámetro de alambre de 0.28 mm y provisiones para un volumen de huecos cercano al 98% del volumen total del eliminador.

Figura 32. Eliminador de Niebla tipo Malla



Fuente: SEPCO PROCESS, INC. Mist Eliminator Design Manual. [en línea]. Disponible en: <<http://www.sepcoprocess.com/images/pdf/SEPCODESIGNMANUAL.pdf>> [citado el 9 de diciembre del 2016]

Figura 33. Tipos de Malla.



Fuente: SEPCO PROCESS, INC. Mist Eliminator Design Manual. [en línea] Disponible en: <<http://www.sepcoprocess.com/images/pdf/SEPCODESIGNMANUAL.pdf>>[citado el 9 de diciembre del 2016].

Este elemento retiene las partículas líquidas hasta que adquieren un tamaño suficientemente grande como para que el peso supere tanto la tensión superficial como la acción de arrastre producida por el gas, y caigan uniéndose con la corriente líquida. Posee una de las más altas eficiencias de remoción y es preferido debido a su bajo costo de instalación.

Actualmente, estos eliminadores de niebla también se fabrican en un amplio rango de materiales como:

- Acero inoxidable
- Aleaciones a base de níquel
- Titanio
- Aluminio
- Cobre
- Polipropileno
- Fluoroplásticos

El tamaño de este tipo de eliminador de niebla se determina considerando, normalmente uno de estos tres parámetros: la velocidad del gas para que ocurra la separación por gravedad, el caudal de gas a condiciones operacionales y la

caída de presión. En la mayoría de los casos el parámetro que determina el tamaño del eliminador es la velocidad de gas, ya que si opera a muy bajas velocidades sólo las partículas muy grandes chocarán con los filamentos, mientras que las más pequeñas fluirán alrededor de los mismos con el gas y no serán extraídas; a muy altas velocidades, las partículas adheridas a los filamentos podrían ser arrastradas por la corriente de gas ocasionando efectos todavía más perjudiciales. Sin embargo, si el volumen de líquido atrapado en el gas es grande, entonces el parámetro influyente es la velocidad a la que ocurre el arrastre⁴⁴.

Aunque la caída de presión para este tipo de eliminadores de niebla es bastante pequeña, a veces se vuelve un factor determinante al momento de calcular el tamaño del eliminador de niebla (espesor).

La eficiencia del eliminador aumenta a medida que aumentamos el espesor de la almohadilla, así como también aumenta mientras la velocidad del flujo de gas se acerque al punto de menor arrastre. El espesor de estas mallas, es normalmente de 6 pulgadas. En algunos casos, el aumento de la eficiencia justifica el aumento del costo al aumentar el espesor de la misma. Sin embargo, no existe una relación directa entre dichos parámetros⁴⁵.

Estos eliminadores tienen la ventaja de que producen una baja caída de presión, y son altamente efectivos si la velocidad del gas puede mantenerse dentro de un rango apropiado (entre 10 y 15 pie/s).

⁴⁴ OLIVEIRA, Op. Cit.

⁴⁵ Ibid.

La desventaja principal respecto a los otros tipos de eliminadores radica en el hecho de que el gas es forzado a pasar a través del eliminador por los mismos canales por los que el líquido es drenado bajo la influencia de la gravedad, es decir, en el área libre del eliminador existe flujo en dos sentidos⁴⁶.

Entre otras de las desventajas que tienen estos dispositivos con respecto a otros Eliminadores de niebla están:

1. No son aptos para trabajar con sólidos pegajosos en la corriente de gas o con servicios sucios, pues el sistema es propenso a obstruirse.
2. La eficiencia de separación disminuye en presencia de espuma⁴⁷.

- **Eliminador de Niebla tipo Aleta.**

Figura 34. Eliminador de Niebla Tipo Aleta.



Fuente: SEPCO PROCESS, INC. Mist Eliminator Design Manual. [en línea] Disponible en: <<http://www.sepcoprocess.com/images/pdf/SEPCODESIGNMANUAL.pdf>> [citado el 9 de diciembre del 2016].

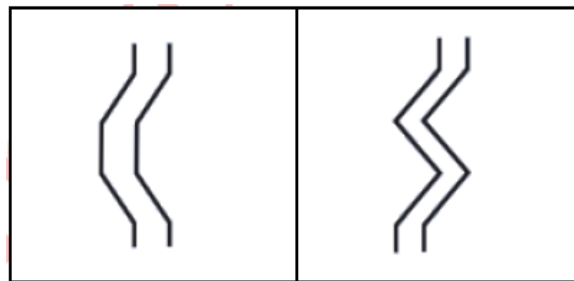
⁴⁶ Ibid, Pág. 23.

⁴⁷ Ibid, Pág. 24.

Los eliminadores tipo aleta, también conocidos como eliminadores de láminas corrugadas o vanes, consisten en un laberinto formado por láminas de metal colocadas paralelamente con perfil sinusoidal o en zig-zag, con una serie de bolsillos recolectores de líquido. Los diseños de unidades tipo aleta típicamente capturan gotas de niebla de 10 micras y mayores.

Los eliminadores de niebla tipo aleta remueven las gotas de líquido presentes en la corriente gaseosa por el proceso de impacto inercial. El gas es conducido entre las placas, sometido a sucesivos cambios de dirección y velocidad, mientras que las partículas líquidas tienden a seguir en línea recta chocando con las paredes del vane y, si los tienen, son atrapadas en los bolsillos del eliminador. Una vez allí, coalescen y son conducidas en dirección perpendicular al flujo de gas hasta el fondo del recipiente⁴⁸.

Figura 35. Perfiles Típicos.



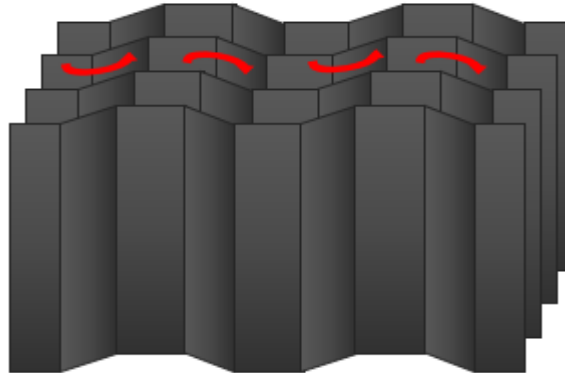
Fuente: Saeid Rahimi. Three Phase Separators-Gas internals. July, 2013

Entre los vanes existen tres tipos:

- Vanes simples, que no posee bolsillos para la recolección de líquido y por lo general proporciona eficiencias de alrededor de 99.99% de remoción de partículas de 40 micras y más.

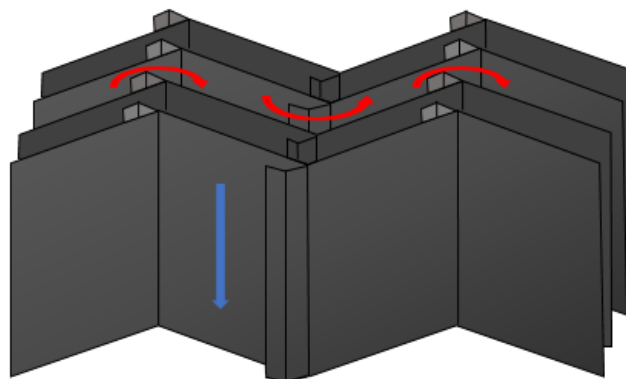
⁴⁸ Ibid.

Figura 36. Arreglo Simple.



Los vanes con bolsillo simple se utilizan cuando se requiere remover partículas de menor diámetro con altas eficiencias de separación (Amistco Separation Products, fabrica vanes con bolsillo simple para 100% de remoción de partículas de 15–30 micras de diámetro, mientras que Burgess Manning Separation ofrece dichos internos con una eficiencia del 99.99% de remoción de partículas de 8 –10 micras de diámetro)⁴⁹.

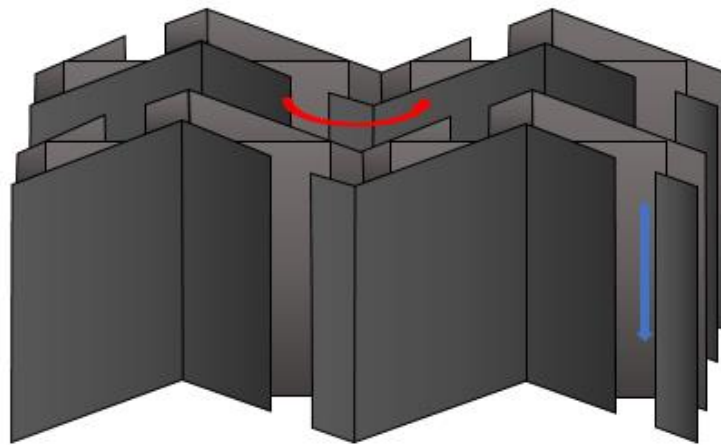
Figura 37. Bolsillo Simple



⁴⁹ Ibid.

Los de doble bolsillo (los que fabrica Amistco Separation Products para 100% de remoción de partículas de 8–10 micras de diámetro, y los que fabrica Burger Manning Separation con un 99.99% de eficiencia para diámetros de partículas de 6 micras). Los modelos estándares por lo general, presentan una profundidad de 8–9 pulgadas.⁵⁰

Figura 38. Bolsillo Doble.



Siempre es preferible una orientación de flujo horizontal a una vertical. En el flujo vertical, el drenado es más difícil porque la dirección del líquido que cae es opuesta a la del gas, que sube. En el flujo horizontal, la dirección del gas que sube forma un flujo cruzado con la dirección del líquido que cae. Como resultado se logra un drenado mayor de líquido.

La eficiencia de una unidad tipo aleta depende por completo de las configuraciones individuales de la aleta, del ancho y la profundidad de los colectores del líquido y del espacio entre las aletas. La caída de presión hallada en

⁵⁰ Ibid., Pág. 26.

tales unidades varía normalmente entre 2 y 6 pulgadas de agua, dependiendo del tamaño de la unidad⁵¹.

Se fabrican en un amplio rango de materiales como:

- Acero inoxidable
- Acero al carbono
- Aleaciones a base de níquel
- Titanio
- Fluoroplásticos
- Polipropileno

La ventaja de este eliminador es su durabilidad. Adicionalmente, debido a que se construyen en forma compacta no son propensos a desarmarse. Las ventajas de este tipo de extractor sobre el tipo malla son: mayor capacidad para cargas líquidas, mayor eficiencia de operación con líquidos muy viscosos y moderados sistemas espumantes, posibilidad de operar con moderadas cantidades de sólido sin que ocurra taponamiento, y oportunidad de disminuir el diámetro del recipiente aún más debido a las mayores velocidades permitidas del gas⁵².

Las desventajas son su susceptibilidad a taponarse cuando manejan crudos parafinosos o asfálticos, su alto costo en relación a los otros tipos de eliminadores y su menor eficiencia. Sin embargo, la eficiencia puede aumentarse con la adición de bolsillos o ganchos en las paredes del vane para favorecer la extracción de las partículas líquidas⁵³.

⁵¹ Ibid.

⁵² Ibid., Pág. 26.

⁵³ Ibid., Pág. 27.

5.3 SLUG CATCHER TIPO RECIPIENTE VS SLUG CATCHER DE MÚLTIPLE TUBERÍA

El slug catcher de múltiple tubería, también conocido como slug catcher tipo dedo, es más usado comparado con el slug catcher tipo recipiente. En el caso de manejar grandes volúmenes de baches, que es más frecuente en operaciones, el slug catcher tipo dedo es más rentable. A su vez, menos problemas operacionales se presentan cuando se está usando el slug catcher tipo dedo. Por otro lado, el slug catcher tipo recipiente es más efectivo en tamaño ya que no requiere un gran espacio en la planta de procesamiento.

Varios criterios y aspectos se deben considerar al momento de decidir el tipo de slug catcher más factible para determinado campo. El manejo del bache y las características de transporte diferencian a los dos tipos de slug catcher. La elección depende principalmente del volumen de baches que se va a manejar. La eficiencia para remover el líquido es esencial; el tipo recipiente tiene una alta eficiencia para remover las partículas pequeñas. El peso de los dos también se debe tener en cuenta; el tipo dedo pesa mucho menos que el tipo vasija; la fabricación de las paredes de una botella más pequeña no requiere tanta material comparado con las de una botella más grande (Mokhatab et al., 2006). La botella más grande algunas veces debe manejar presiones más altas; por lo tanto, las paredes deben ser más gruesas que las de un slug catcher tipo dedo. El peso más ligero y el tamaño más pequeño de las piezas que se ensamblan en el campo hacen que el tipo dedo sea más fácil a la hora de ser transportado ya que el tipo recipiente es de mayor volumen y peso.

El costo de capital o CAPEX también se toma en cuenta a la hora de decidir el tipo de slug catcher apropiado. Esto depende de la presión que va a ser manejada por el slug catcher. Se espera que el tipo recipiente maneje presiones más altas pero

algunas veces ambos tipos manejan una presión similar. Sin embargo, el tipo recipiente es más costoso si se tiene en cuenta el transporte.

El costo de instalación se debe considerar a la hora de la elección del tipo de slug catcher. El costo de instalación es más alto para el tipo dedo que para el tipo recipiente. El tipo dedo se construye en un taller pero necesita ser ensamblado en campo mientras que el tipo recipiente no. Esto puede explicar la diferencia en los costos de instalación.

6. DISEÑO DEL SLUG CATCHER

Consideraciones Iniciales para el diseño de un Separador

Para el diseño adecuado de un separador gas-liquido, es necesario tomar en cuenta los siguientes puntos⁵⁴:

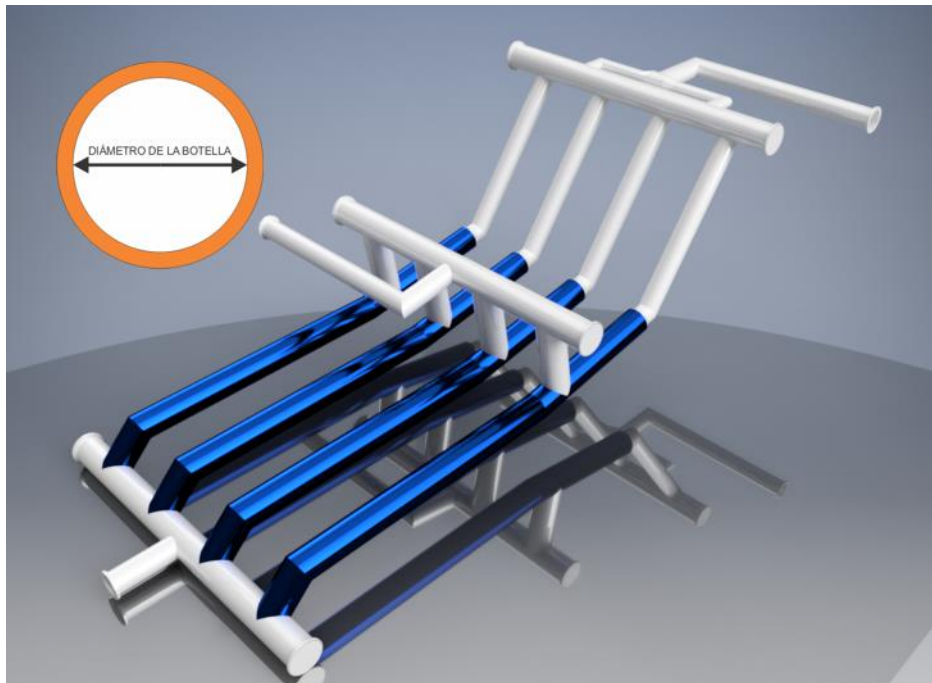
- Las normativas requeridas.
- Los criterios de diseño.
- La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- Los flujos de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidos dentro de los límites adecuados que permitan su separación a través de las fuerzas gravitacionales y que establezcan el equilibrio entre ambas fases.
- La turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el gas debe ser minimizada.
- La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas.
- Los fluidos no deben ponerse en contacto una vez separados.
- Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción.
- El separador será provisto de la instrumentación adecuada para su funcionamiento adecuado y seguro en el marco de la unidad/planta a la que pertenece.

⁵⁴ PDVSA. Manual de diseño de Proceso. Separación Física. Tambores Separadores.MDP-03-S-01. Principios Básicos. Junio 1995.

6.1 DISEÑO DE UN SLUG CATCHER DE MÚLTIPLE TUBERÍA

6.1.1 Diámetro de las botellas. Es importante determinar primero el número de botellas primarias necesarias para una separación eficiente. Al tomar esta decisión, tener en cuenta si se van a hacer posibles ampliaciones futuras y aumentos de la tasa de flujo a través de la unidad. Aunque las botellas primarias son más costosas de fabricar, el número de botellas primarias debe ser generoso, pero no debe tener más de ocho por razones de distribución de flujo⁵⁵. Las velocidades de flujo de gas en la botella no deben ser mayores a 2 m/s para evitar longitudes muy largas para la separación⁵⁶.

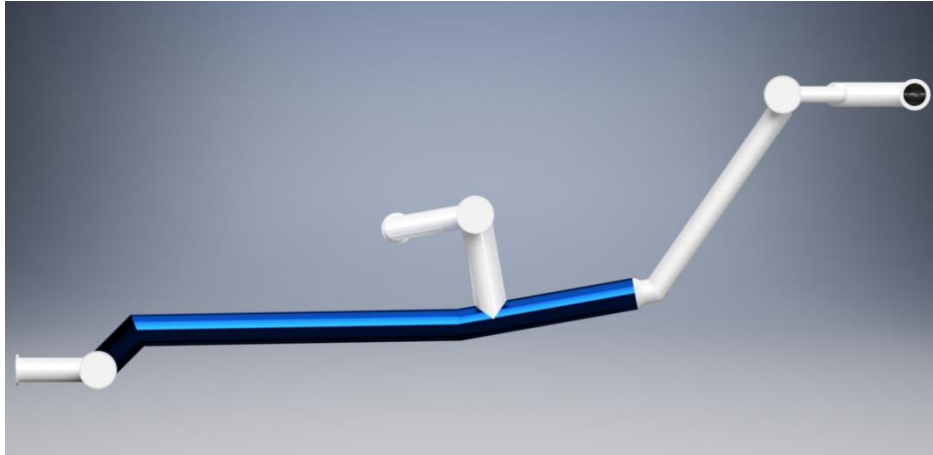
Figura 39. Botellas primarias de un slug catcher tipo dedo, vista isométrica.



⁵⁵ MANUAL SHELL. Design of multiple-pipe slug catchers: Choice of primary and secondary bottles. 1998. Pág. 13

⁵⁶ Design of multiple-pipe slug catchers: Length of the entrance section of the primary bottles required for separation of droplets. 1998. Pág. 13

Figura 40. Botellas primarias de un slug catcher tipo dedo, vista lateral.



$$D_b = \sqrt{C_{dist.} \frac{4(Q_G + Q_L)}{\pi N_b V_g}}$$

Donde:

C_{dist} = coeficiente de distribución de la corriente no-uniforme en las botellas, (igual a 1,2).

Q_G = caudal de gas. [m^3/s]

Q_L = caudal de líquido. [m^3/s]

N_b = número de botellas.

V_g = velocidad de flujo del gas. [m/s]

D_b = diámetro de las botellas. [m]

6.1.2 Diámetro del splitter. Para un llenado eficiente y utilización máxima de la capacidad de almacenamiento de un slug catcher tipo dedo, es importante que el flujo de gas y líquido se distribuya por igual entre botellas paralelas en el slug catcher.

Esto se puede lograr por los splitters en forma de Tee-junctions con el flujo impactando perpendicularmente en la Tee-junction antes de ser dividido en corrientes por igual. Las Tee-junctions están a menudo dispuestas en series para dividir y subdividir el flujo en corrientes por igual y paralelas de 2, 4 y 8.

Figura 41. Splitter de un slug catcher tipo dedo, vista isométrica.

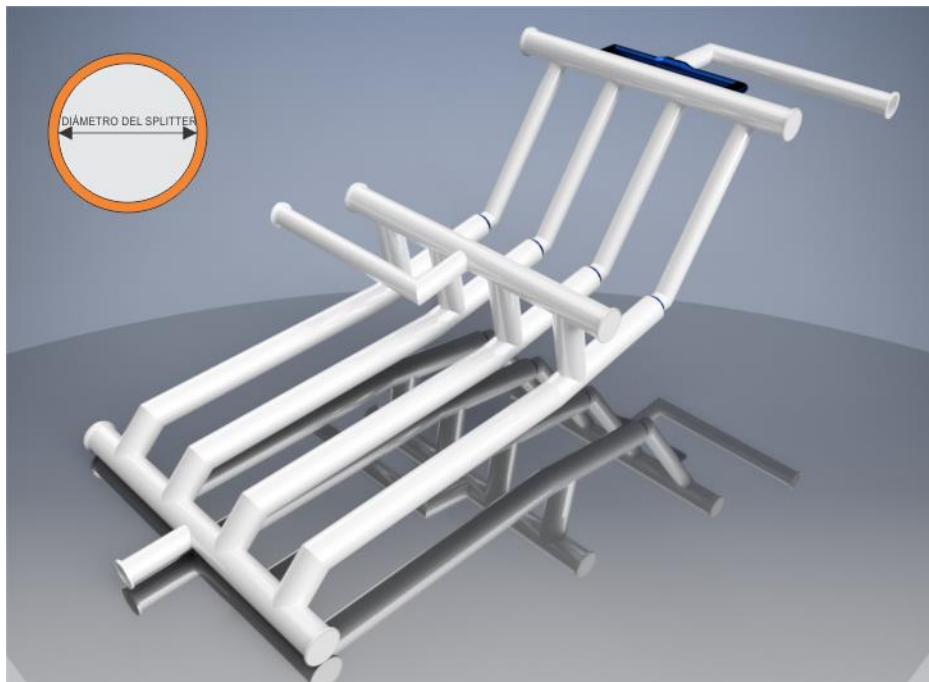


Figura 42. Splitter de un slug catcher tipo dedo, vista lateral.



El diámetro a la entrada del splitter es determinado por la siguiente ecuación:

$$D_{splitter} = \sqrt{\frac{4(Q_G + Q_L)}{\pi N_{splitter} V_g}}$$

Donde:

Q_G = caudal de gas. [m^3/s]

Q_L = caudal de líquido. [m^3/s]

$N_{splitter}$ = número de splitter.

V_g = velocidad de flujo del gas. [m/s]

$D_{splitter}$ = diámetro del splitter. [m]

6.1.3 Determinación de la longitud en la sección de separación gas-líquido.

Una vez el número de botellas primarias y el diámetro interno del material se han decidido, se puede proceder a determinar la posición de la primera salida del riser.

El primer paso es determinar la velocidad terminal y el diámetro de las partículas con el fin de obtener la longitud de la sección de separación gas-liquido. La velocidad terminal se puede calcular matemáticamente por medio de la siguiente ecuación:

$$V_t = \sqrt{\frac{4gD_p(\rho_G - \rho_L)}{3\rho_G C'}}$$

Donde:

V_t = velocidad terminal, ft/s

D_p = diámetro de la partícula, ft

g = constante gravitacional, $32,17 ft/s^2$

ρ_L = densidad del líquido, lb/ft^3

ρ_G = densidad del gas, lb/ft^3

C' = coeficiente de arrastre, adimensional

Figura 43. Sección de separación Gas-Líquido, vista isométrica.

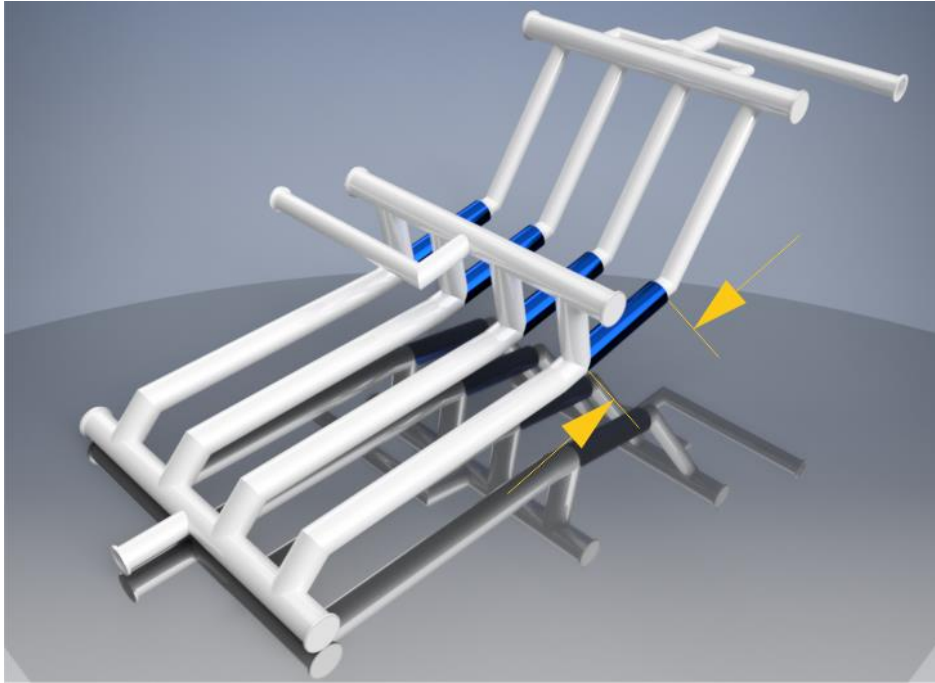
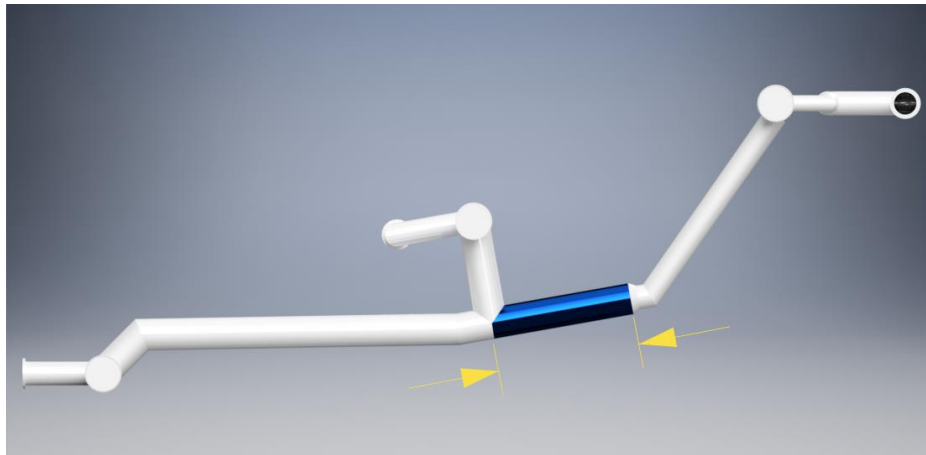


Figura 44. Sección de separación Gas-Líquido, vista lateral.



El coeficiente de arrastre (C') es una cantidad adimensional que se usa para cuantificar el arrastre o resistencia de un objeto en un fluido, siempre asociado con el área de una superficie específica y para el propósito de esta ecuación se

considera que la forma de la partícula es una esfera sólida y rígida. Este valor también depende del número de Reynolds del fluido que fluye.

$$N_{Re} = \frac{1,000 D_p V_t \rho_G}{\mu}$$

Donde:

D_p = diámetro de la partícula. [m]

ρ_G = densidad del gas. [Kg/m³]

μ_G = viscosidad del gas. [cP]

V_t = velocidad terminal. [m/s]

Re = número de Reynolds, adimensional

Dependiendo del número de Reynolds, la velocidad terminal se puede determinar por varias leyes:

1. Ley de Stokes

La ley de Stokes se aplica comúnmente a un número de Reynolds (<2).

La velocidad terminal puede ser expresada como se muestra en la siguiente ecuación:

$$V_t = \frac{1,000 g D_p^2 (\rho_L - \rho_G)}{18 \mu_G}$$

Donde:

D_p = diámetro de la partícula. [m]

- ρ_L = densidad del líquido. [Kg/m^3]
- ρ_G = densidad del gas. [Kg/m^3]
- μ_G = viscosidad del gas. [cP]
- V_t = velocidad terminal. [m/s]

El tamaño de la partícula puede ser determinado por la siguiente ecuación:

$$D_p = K_{CR} \left[\frac{\mu^2}{(g \rho_G (\rho_L - \rho_G))} \right]^{0.33}$$

Donde:

- K_{CR} = constante de proporcionalidad, adimensional.
- D_p = diámetro de la partícula. [m]
- ρ_L = densidad del líquido. [Kg/m^3]
- ρ_G = densidad del gas. [Kg/m^3]
- μ_G = viscosidad del gas. [cP]
- g = aceleración de la gravedad. [m/s^2]

El diámetro de la partícula correspondiente a un número de Reynolds de 2 se puede encontrar usando un valor de 0,025 para KCR.

2. Ley Intermedia.

Esta ley se aplica para un número de Reynolds comprendido en un rango de 2 a 500. La velocidad terminal puede ser expresada como se muestra en la siguiente ecuación:

$$V_t = \frac{3.54 g^{0.71} D_p^{1.14} (\rho_L - \rho_G)^{0.71}}{\rho_G^{0.29} \mu^{0.43}}$$

Donde:

D_p = diámetro de la partícula. [m]

ρ_L = densidad del líquido. [Kg/m³]

ρ_G = densidad del gas. [Kg/m³]

μ_G = viscosidad del gas. [cP]

V_t = velocidad terminal. [m/s]

g = aceleración de la gravedad. [m/s²]

El diámetro de la partícula correspondiente a un número de Reynolds de 500 se puede encontrar usando un valor de 0,334 para KCR.

3. Ley de Newton

Aplica para un número de Reynolds con un rango comprendido entre 500 a 200,000. El valor del coeficiente de arrastre (C') usado es de 0,44 de esta manera la velocidad terminal es:

$$V_t = 1.74 \sqrt{\frac{g D_p (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G}}$$

Donde:

D_p = diámetro de la partícula. [m]

ρ_L = densidad del líquido. [Kg/m³]

ρ_G = densidad del gas. [Kg/m³]

V_t = velocidad terminal. [m/s]

El diámetro de la partícula correspondiente a un número de Reynolds de 200,000 se puede encontrar usando un valor de 18,13 para KCR.

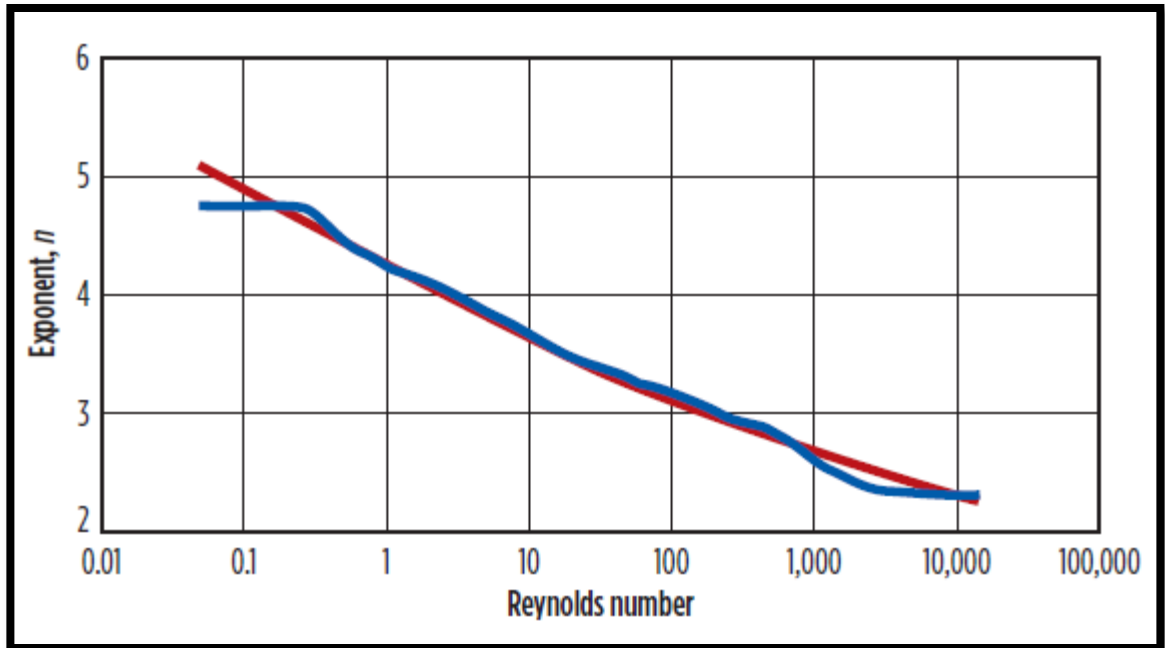
La separación gas-liquido toma lugar en la primera sección de la botella primaria antes del gas riser. Esta sección debe ser lo suficientemente larga para lograr la separación requerida.

La velocidad terminal es reducida debido al incremento en la viscosidad aparente y la densidad de la suspensión. Por lo tanto la velocidad de sedimentación terminal puede ser calculada como se muestra en la siguiente ecuación:

$$(V_t)_{hindered} = V_t (1 - V_d)^n$$

Donde el exponente n está en función del número de Reynolds y se puede obtener de la figura 33.

Figura 45. Valores del exponente n para usar en la ecuación 7.



Fuente: KALAT, H.R., KHOMARLOO P., & ASSA K. A new approach for sizing finger-type (multiple-pipe) slug catchers. GasProcessingNews.com. Mayo/Junio de 2015. Pág. 56

Para estimar el tamaño de las partículas en una tubería de flujo turbulento se utiliza la siguiente forma de la ecuación de Rosin-Ramler:

$$V_d = \exp \left[-2.996 \left(\frac{D_p}{D_{95}} \right)^{2.5} \right]$$

Donde:

V_d = fracción de volumen acumulado de la fase dispersa con un diámetro mayor que el diámetro de la partícula D_p .

D_{95} = diámetro de la partícula de modo que el 95% del volumen de las partículas es más pequeño que D_{95} , esto se puede estimar por la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{D_{95}}{D_p} \right) = 4 \left(W_e^{-0.6} \right)$$

Donde W_e está basado en el diámetro de la partícula D_p y es definido por la siguiente ecuación.

$$W_e = \frac{\rho_G V_G^2}{\sigma} D_p$$

El tiempo de asentamiento t_{settle} esta en función del diámetro de las partículas para varios valores de V_d , como se muestra en la siguiente ecuación.

$$t_{settle} = \frac{D}{(V_t)_{hindered}}$$

Donde:

D = diámetro de las botellas.

Por lo tanto la longitud de la sección de separación gas-liquido de las botellas primarias está determinado por la siguiente ecuación:

$$L_f = \left[\frac{4 t_{settle} Q_G}{\pi D_b^2} \right]$$

Donde:

D_b = diámetro de la botella. [m]

Q_G = caudal de gas. [m^3/s]

t_{settle} = tiempo de asentamiento. [s]

L_f = longitud de la sección de separación gas-liquido. [m]

NOTA: Basado en data recolectada de un slug cártcher en Karratha Australia que opera con gas y condensado, es recomendado asumir 1000 μm como el tamaño máximo de partícula. Para todos los casos de diseño, es conveniente diseñar para una eficiencia de separación mayor de 99%. El modelo es basado en la suposición de que el líquido no vuelve a ser arrastrado una vez depositado. Esto puede no ser el caso si el downcomer es vertical y se espera una perturbación de flujo excesiva. Para estos casos es recomendado asumir un tamaño de gota menor de 750 μm .⁵⁷

6.1.4 Determinación de la longitud de la sección intermedia. La sección intermedia está localizada entre la sección de separación gas-líquido y la sección de recepción del slug.

⁵⁷ MANUAL SHELL. Op. Cit. Pág. 40

Figura 46. Sección intermedia de las botellas primarias, vista isométrica.

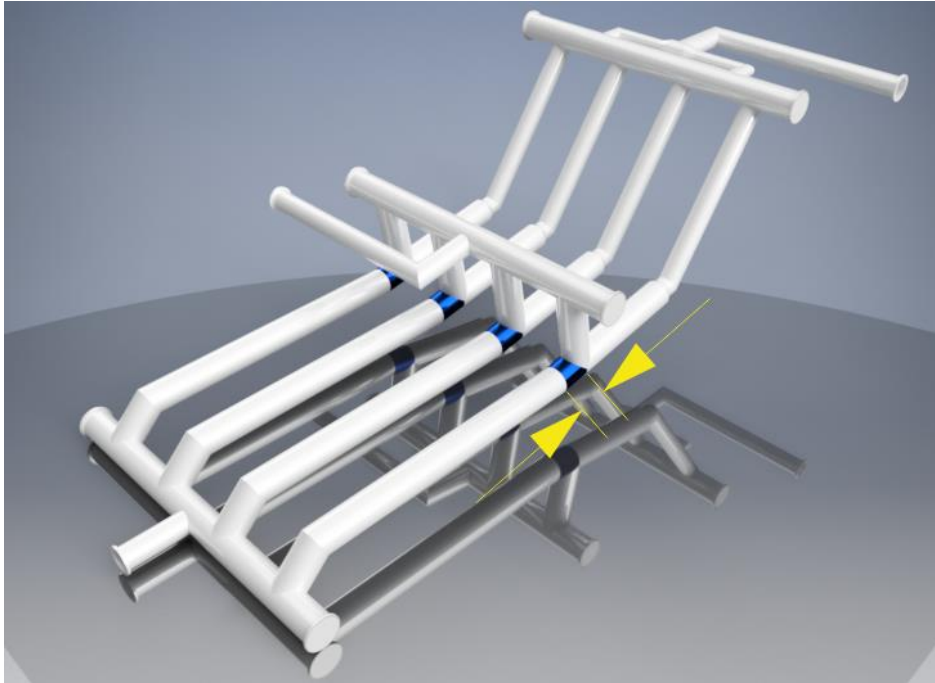
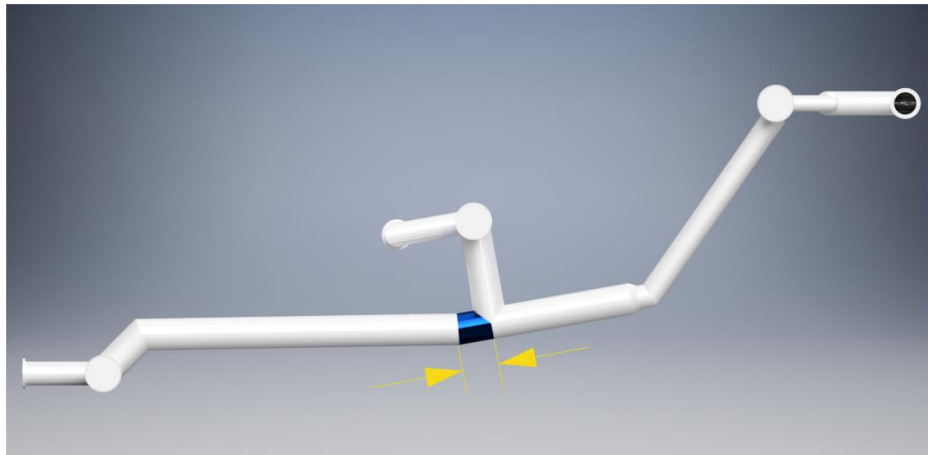


Figura 47. Sección intermedia de las botellas primarias, vista lateral.



Esta sección debe estar diseñada basada en la prohibición de que entre líquido al gas riser. El nivel máximo de líquido en la botella primaria no debe superar la línea imaginaria que baja por el centro del gas riser, localizado a una distancia

$D_b / \tan \theta$ desde la intersección de las dos pendientes, donde θ es el ángulo de la pendiente de la botella más pronunciada (figura 36).

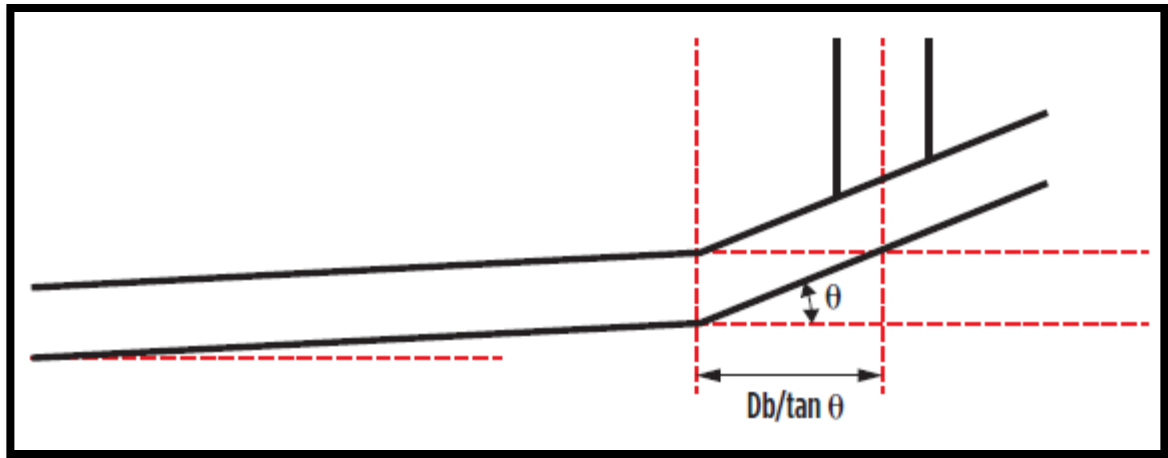
En general se recomienda tomar un valor de 1% como pendiente mínima para las botellas secundarias y la parte de almacenamiento de las botellas primarias. Una pendiente de la sección de separación mayor a 2,5 % puede solo dar una mejora menor. Por lo tanto se recomienda un valor máximo de 2,5% para la pendiente de la sección de separación⁵⁸.

Por lo tanto, para el propósito de determinar la longitud de la sección intermedia, la siguiente ecuación es válida ya sea para una configuración de pendiente única o de doble pendiente.

$$L_s = \left[\frac{D_b}{\tan \theta} \right]$$

⁵⁸ MANUAL SHELL. Op. Cit. Pág. 14

Figura 48. Localización de la distancia del gas riser.



Fuente: KALAT, H.R., KHOMARLOO P., & ASSA K. A new approach for sizing finger-type (multiple-pipe) slug catchers. GasProcessingNews.com. Mayo/Junio de 2015. Pág. 56.

6.1.5 Determinación de la longitud en la sección de recepción del slug. El tamaño del slug cácher está directamente relacionado con el volumen máximo de líquido que tiene que almacenar. Debe ser capaz de interceptar el tamaño máximo de slug que emerge en cualquier momento (Vol-slug). También debe contener un volumen de condensado (Vol-buffer) con el fin de garantizar el suministro de líquido a las facilidades de tratamiento aguas abajo del slug cácher. Para el propósito de determinar la máxima capacidad del slug cácher, se asume que el volumen de la botella está parcialmente lleno (Vol-partially filled).

Figura 49. Sección de recepción del slug, vista isométrica.

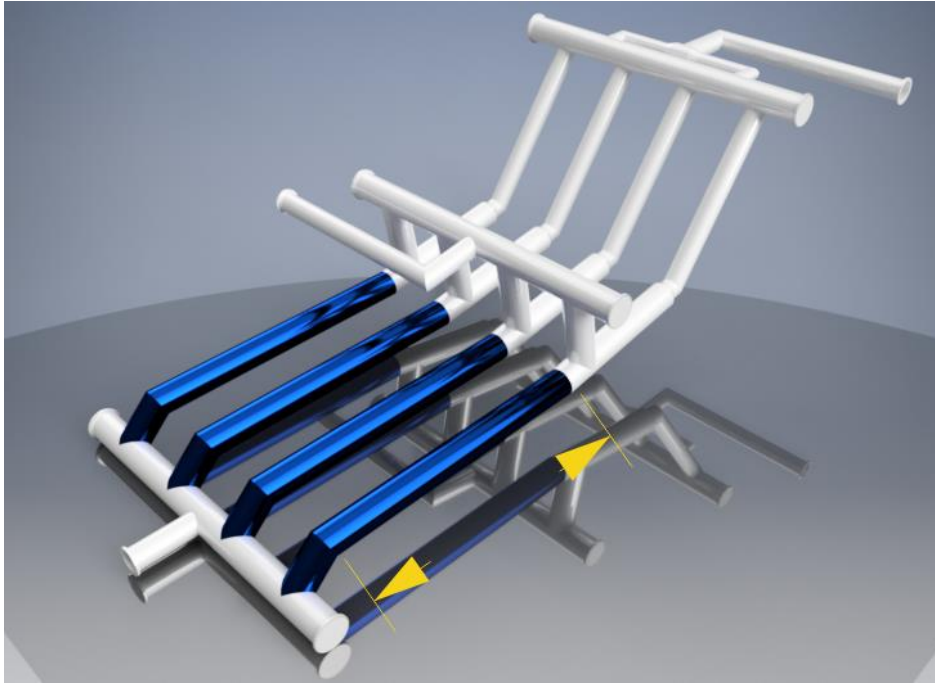
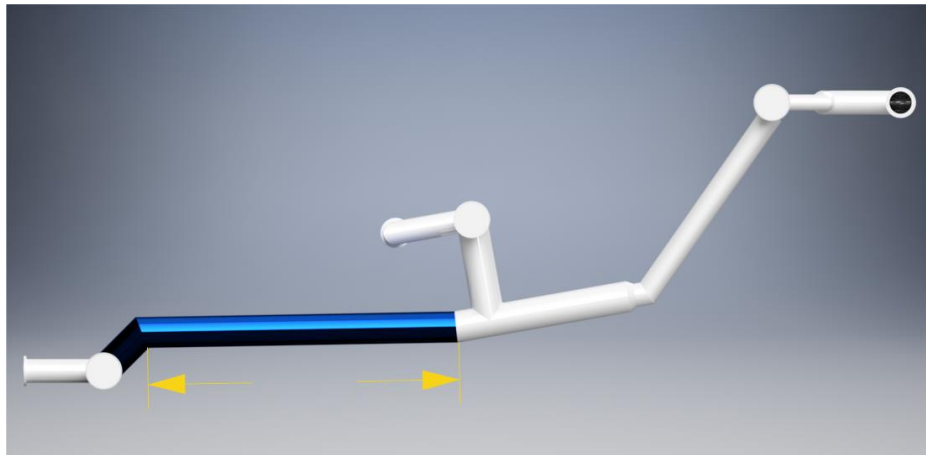


Figura 50. Sección de recepción del slug, vista lateral.



Por lo tanto para determinar la longitud en la sección de recepción del slug, se usan las siguientes ecuaciones:

$$Vol_{buffer} = Q_L t_{res}$$

$$Vol_{partially\ filled} = \frac{\pi}{8} \left(\frac{D_b^3}{\tan \theta} \right)$$

$$Vol_{slug} = \frac{\pi}{4} D_{pipe} * (L_{slug})_{max}$$

Donde:

Vol_{slug} = volumen del slug. [m^3]

D_{pipe} = diámetro de la tubería. [m]

$(L_{slug})_{max}$ = longitud del slug máxima. [m]

D_b = diámetro de la botella. [m]

Q_L = caudal de líquido. [m^3/s]

t_{res} = tiempo de residencia. [s]

θ = ángulo de la botella en la sección de recepción del slug (1% a aproximadamente 1,5%).

La correlación de Brill puede ser usada para determinar la longitud del slug, que está en función del diámetro de la tubería D , y la velocidad de la mezcla V_m . La longitud del slug máxima $(L_{slug})_{max}$ es 4,7 veces la longitud del slug (L_{slug}) .

$$\begin{aligned} \ln(L_{slug}) = & -3.781 + 5.441 [\ln(D) + 3.673]^{0.5} + \\ & 0.059 \ln(V_m) \end{aligned}$$

Donde:

L_{slug} = longitud del slug. [m]

V_m = velocidad de la mezcla. [m/s]

D = diámetro de la tubería. [m]

Por lo tanto la siguiente ecuación puede ser usada para determinar la longitud en la sección de recepción del slug:

$$L_t = C_f \left[\frac{4 \left(Vol_{slug} + Vol_{buffer} - Vol_{partially\ filled} \right)}{\pi N_b D_b^2} \right]$$

Donde:

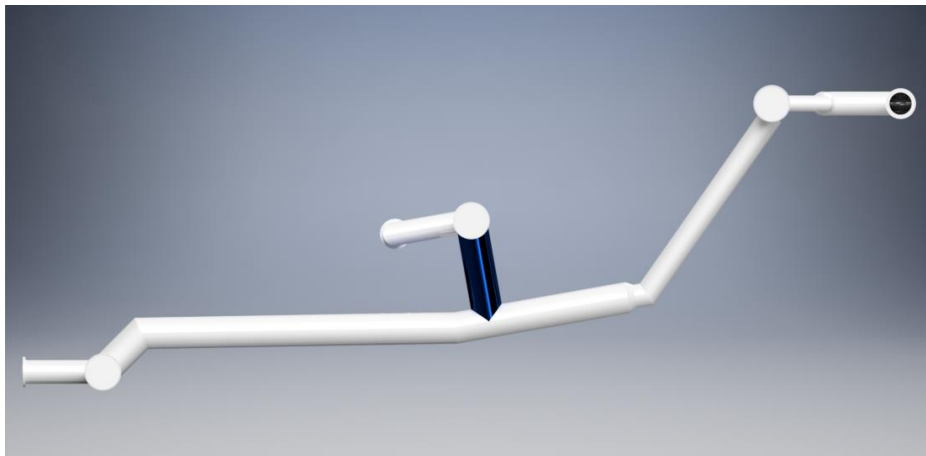
C_f = factor de coeficiente de sobredimensionamiento para la sección de recepción del slug (igual a 1.15).

6.1.6 Determinación del diámetro del gas riser. Los gas risers están hechos principalmente para separar la fase de gas que sale de la unidad. Estos deben tener un tamaño adecuado para evitar el arrastre de líquido a altas tasas de flujo, por ejemplo, cuando el slug llega al slug c atcher.

Figura 51. Gas riser de un slug catcher tipo dedo, vista isométrica.



Figura 52. Gas riser de un slug catcher tipo dedo, vista lateral.



La capacidad de separación de un riser es determinada por el factor de carga (ϵ) definido como:

$$\xi = V_{SG} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}}$$

$$V_{SG} = \frac{Q_G}{N_{rb} \frac{\pi}{4} N_b D_{riser}^2}$$

Donde:

V_{SG} = velocidad superficial del gas. [m/s]

ρ_L = densidad del líquido. [Kg/m³]

ρ_G = densidad del gas. [Kg/m³]

ε = factor de carga. [m/s]

Q_G = caudal de gas. [m³/s]

N_{rb} = número de botellas por riser. [-]

N_b = número de botellas. [-]

D_{riser} = diámetro del riser. [m]

Para el dimensionamiento del riser, se asume un diámetro, y basado en criterios de proceso, el parámetro máximo para el factor de carga (ε) es de 0,5 m/s.⁵⁹ No debe haber más de dos riser por botella.

⁵⁹ KALAT, H.R., KHOMARLOO P., & ASSA K. A new approach for sizing finger-type (multiple-pipe) slug catchers. GasProcessingNews.com. Mayo/Junio de 2015. Pág. 56

6.2 DISEÑO DE UN SLUG CATCHER TIPO RECIPIENTE

6.2.1 Definición de variables que intervienen en el diseño

- **Velocidad del gas.**

Es una velocidad calculada empíricamente que se utiliza para asegurar que la velocidad superficial del gas, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido, dicha velocidad en el separador se puede predecir mediante relaciones que se derivan de la ley de caída de Newton⁶⁰.

Generalmente los separadores se diseñan de forma que las partículas de líquidos tengan un tamaño determinado (mayores de 100 micras), estas partículas de dicho tamaño se deben separar del flujo de gas en la sección separación secundaria mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla.

Por tanto, si se aumenta la velocidad del gas en el separador sobre determinado valor establecido en su diseño, aunque se incremente el volumen de gas manejado, no se separaran totalmente las partículas de líquido de mayor tamaño en la sección secundaria, ocasionando que se inunde el extractor de niebla y como consecuencia que haya arrastres repentinos de cantidades de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

⁶⁰ OLIVEIRA, Op. Cit.

- **Constante-K (Souders & Brown)**

Es uno de los parámetros que mayor importancia tiene al momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente. De esta manera, es el valor que se acerca o aleja de las predicciones del funcionamiento real del sistema⁶¹.

Aunque, al principio, el valor del parámetro K atendía a la deducción matemática de la fórmula, es la experiencia de campo y mejoras tecnológicas que se le introducen a los diseños lo que ha venido adaptando este parámetro al comportamiento real de los recipientes⁶².

En resumen, el parámetro-K es una constante empírica y factor clave en el dimensionamiento de los separadores gas – líquido, así como en la selección de los eliminadores de niebla, y sus diámetros. Su valor depende de varios factores, como:

- Presión de operación.
- Propiedades de los fluidos.
- Geometría de Separador (Longitud del recipiente, diámetro y nivel del líquido).
- El régimen de flujo.
- La variación de la relación gas–Aceite.
- El Elemento de entrada del recipiente, su diseño y rendimiento.
- Cantidades Relativas de gas y líquido.
- El tipo de eliminador de niebla y su estructura o diseño (empaquete de malla, empaque de rejilla).
- Viscosidad del líquido.
- Tensión superficial.
- El contenido de sólidos disueltos y en suspensión (eliminador de niebla).

⁶¹ REQUENA G, José L; RODRÍGUEZ M, Mauricio F. Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos. Caracas, Trabajo de grado (Ingeniero de Petróleo). Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de Petróleo. 2006, Pág. 281

⁶² OLIVEIRA, Op. Cit.

- El arrastre de líquidos (eliminador de niebla).

En el Manual de Diseño de Proceso de PDVSA⁶³, se considera al parámetro K como una constante que depende de las unidades usadas. Otros autores como en las normas GPSA⁶⁴, el valor de K varía de acuerdo a la aplicación, ya que dicho parámetro depende de factores anteriormente mencionados, algunos valores sugeridos para el parámetro K se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 4. Valores sugeridos para la constante K (Souders & Brown).

	GPSA	API	OTROS AUTORES
FACTOR-K Souders & Brown (ft / seg)	0.40 - 0.50	0.40 – 0.50 Para longitudes menores de 10 ft.	0.40 para $2.5 < (L/D) < 4.0$
		$0.40 - 0.50 * (L / 10)^{0.56}$ Para longitudes mayores de 10 ft	0.50 para $4.0 < (L/D) < 6.0$

*L: Longitud del Separador. *L/D: Relación Longitud Diámetro.

Fuente: OLIVEIRA, Bárbara. Desarrollo de una Metodología de Cálculo que permita diseñar o evaluar los separadores a ser Instalados en las estaciones de flujo. Trabajo de grado. Venezuela. Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica, 2003.

• Arrastre en la superficie del líquido

En muchas operaciones, especialmente a altas presiones y temperaturas, el líquido puede ser arrastrado de la superficie líquida y llevado hacia arriba. La proporción de arrastre depende de la velocidad del gas en la tubería de entrada, del tipo de boquilla de entrada, de la distancia entre la boquilla de entrada y el nivel de líquido o la superficie de choque, de la tensión superficial del líquido, de las densidades y viscosidades del líquido y del gas⁶⁵.

⁶³ PDVSA. Op. Cit.

⁶⁴ GPSA. Separators and Filters. Sección 7.

⁶⁵ PDVSA. Op. Cit.

- **Volumen de Operación o “Surge Volume”**

A medida que un bache líquido entra en el slug catcher, el nivel de líquido aumenta en respuesta a la tasa de entrada excede la tasa de descarga. Por el contrario, cuando la burbuja de gas entra en el separador, el nivel de líquido tiende a disminuir. El volumen adicional requerido para acomodar la fluctuación en el nivel de líquido se denomina volumen de operación⁶⁶.

Cuando no se dispone de suficiente información sobre los tamaños esperados de baches líquidos, la norma API RP 14E “Diseño e Instalación de Sistemas de Plataformas de Producción Costa Afuera”, enumera los factores típicos de operación para instalaciones offshore que aumentan el diseño de los volúmenes de líquido y gas.

Por consiguiente, es el volumen de líquido existente entre Nivel Alto de Líquido (NAL) y Nivel Bajo de Líquido (NBL). Este volumen, también conocido como volumen retenido de líquido, y en inglés como “surge volume” o “liquid holdup”, se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado, continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales, y para proveer suficiente volumen de líquido para una parada ordenada y segura cuando se suceden perturbaciones mayores de operación⁶⁷.

- **Tiempo de Retención**

El cálculo de la capacidad líquida de un slug catcher depende principalmente del tiempo de retención del líquido en el recipiente, una buena separación requiere de un tiempo suficiente para lograr el equilibrio entre la fase líquida y la fase gaseosa a la temperatura y presión de separación⁶⁸.

⁶⁶ MIYOSHI, M.; DOTY, D.R.; SCHMIDT, Z. Slug-Catcher Design for Dynamic Slugging in an Offshore Production Facility. paper SPE, November de 1988.

⁶⁸ PDVSA. Op. Cit.

Cabe señalar que, si no se deja el tiempo suficiente, disminuye la eficiencia del equipo puesto que la corriente de gas lleva suspendidas pequeñas partículas de líquido; con un menor tiempo de retención evita que se colisionen y se separen del gas, por el contrario, si se excede reducimos la capacidad de líquido disminuyendo la producción de líquido y gas separado.

Tabla 5. Tiempo de retención de líquido en Separador.

GRAVEDAD API	TIEMPO DE RETENCIÓN
Mayor a 35° API	1 minutos
20 - 30° API	1 a 2 minutos
10 – 20° API	2 a 5 minutos

Fuente: GODOY, Adriana. Determinación de la Eficiencia del Separador en Flujo Bache. Trabajo de grado. México. Universidad Nacional Autónoma de México. Programa de maestría y doctorado en ingeniería. Ingeniería petrolera y gas natural-producción, 2013.

- **Tiempo de Respuesta de Nivel**

Es el tiempo que tarda el operador (o grupo de operadores), en responder cuando suena una alarma de nivel en el panel y resolver la perturbación operativa que originó la alarma, antes que otros sistemas automatizados (interruptores o “switches” de nivel), originen paradas seguras de equipos aguas abajo y/o de la planta completa.

- **Relación longitud/diámetro (L /D)**

Es una constante adimensional, que permite determinar la relación entre la longitud de costura a costura con el diámetro del separador. Este parámetro permite determinar el diseño más eficiente y económico; es comúnmente usada para el diseño entre los rangos de 3 y 4. Un acumulador de líquido o slug catcher tipo recipiente poseen una forma similar a los separadores horizontales, aunque su relación longitud/diámetro es más elevada.

6.2.2 Diseño mecánico del slug catcher

- **Códigos y normas aplicables al diseño**

Los separadores de gas-liquido están sometidos a altas presiones, por lo tanto, para el diseño del armazón, estos pueden ser considerados como un recipiente a presión.

Se considera como un recipiente a presión cualquier vasija cerrada que sea capaz de almacenar un fluido a presión manométrica, ya sea presión interna o vacío, independientemente de su forma y dimensiones. Los recipientes cilíndricos a que nos referimos en este capítulo, son calculados como cilindros de pared delgada⁶⁹.

Los recipientes a presión están diseñados, fabricados e inspeccionados de acuerdo a normas y códigos adoptados por cada país, que dictan reglas generales y específicas sobre las diferentes fases involucradas. Las construcciones de recipientes a presión se basan en el código A.S.M.E (sociedad americana de ingenieros mecánicos) para calderas y recipientes a presión (ASME Boiler & Pressure Vessel Code), sección VIII (Pressure Vessels), divisiones 1 y 2.

El código ASME se originó por la necesidad de proteger a la sociedad de las continuas explosiones de calderas que se sucedían antes de reglamentar su diseño y construcción; este se compone por once (11) secciones dedicadas a reglamentar en forma integral la construcción de calderas y recipientes a presión. Esto incluye los requerimientos de materiales, diseño, fabricación, pruebas e inspección.

Alcance de la sección VIII División 1

Las reglas de esta división han sido establecidas para la construcción de recipientes con presión de diseño menor o igual a 3000 psi. Para el alcance de

⁶⁹ LEÓN, Juan. Diseño y Cálculo de Recipientes Sujetos a Presión. Ingeniería León S.A. México. 2001

esta división, los recipientes a presión están definidos como envases para la contención de presión, tanto interna como externa. Esta presión puede obtenerse de una fuente externa, o por la aplicación de calor desde una fuente directa y/o indirecta⁷⁰.

El alcance de la división 1 también incluye los siguientes recipientes:

- Evaporadores.
- Intercambiadores de calor (carcasa).
- Separadores (carcasa).
- Recipientes donde se genera vapor por el uso de calor resultante de un proceso.
- Recipientes o partes, sometidos a fuego directo producto de combustión.

Alcance de la sección VIII División 2

- El alcance de la división 2 contempla los siguientes recipientes: recipientes con $P_{\text{diseño}} > 3000$ psi.
- Recipientes con $P_{\text{diseño}} \leq 3000$ psi, donde se requieran ahorros de costos.
- Recipientes sometidos a ciclos de fluctuación de temperatura.
- Recipientes para ser instalados en un lugar fijo (estacionario) para un servicio específico. Una vez diseñado para ser instalado en un sitio y para un servicio determinado, el recipiente no puede ser reubicado.

• Selección del material del cuerpo del separador

Las propiedades que deben tener y requisitos que deben llenar los materiales para satisfacer las condiciones de servicio son⁷¹:

⁷⁰ VALDERRAMA A, Emilio J. Diseño de un separador bifásico (Gas–Petróleo) de tipo horizontal para crudo. Trabajo de grado. Puerto la cruz. Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui. Escuela de ingeniería y ciencias aplicadas. Departamento de mecánica, 2009.

⁷¹ LEÓN, Op. Cit.

a) Propiedades Mecánicas

Al considerar las propiedades mecánicas del material, es deseable que tenga buena resistencia a la tensión, alto punto de cedencia, por ciento de alargamiento alto y mínima reducción de área, con estas propiedades principalmente, se establecen los esfuerzos de diseño para el material en cuestión.

b) Propiedades Físicas

En este tipo de propiedades, se buscará que el material deseado tenga bajo coeficiente de dilatación térmica.

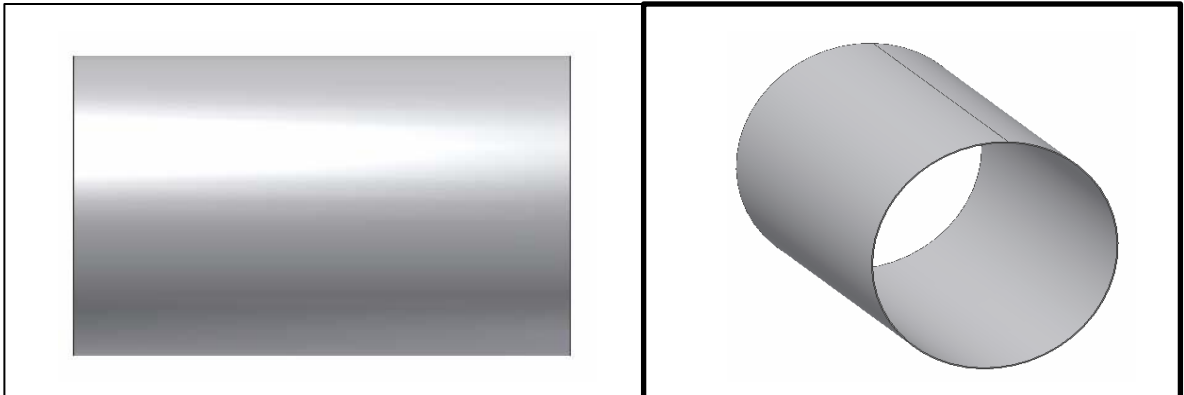
c) Propiedades Químicas

La principal propiedad química que debemos considerar en el material que utilizaremos en la fabricación de recipientes a presión, es su resistencia a la corrosión. Este factor es de muchísima importancia, ya que un material mal seleccionado causará múltiples problemas.

Para el diseño del acumulador de líquido tipo recipiente se seleccionó el acero SA-516 Grado 70 que contiene: Carbono, Manganeso y Silicio, por ofrecer un esfuerzo máximo permitido de 17,500 psi en un amplio rango de temperatura de operación y además se manufactura en láminas. Esta información se obtiene de la sección II del código ASME.

6.2.2.1 Cálculo del espesor del cuerpo del slug c atcher: El espesor de cuerpo se calcula usando el código ASME, sección VIII.

Figura 53. Cuerpo Cilíndrico del Slug-Catcher.



Fuente: VALDERRAMA, Emilio. Diseño de un separador bifásico (Gas–Petróleo) de tipo horizontal para crudo. Trabajo de grado. Puerto la cruz. Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui. Escuela de ingeniería y ciencias aplicadas. Departamento de mecánica, 2009.

Esfuerzo Circunferencial

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$$

Esfuerzo Longitudinal

$$t = \frac{PR}{2SE + 0.4P}$$

Donde:

t = Espesor mínimo en pulgadas, in.

P = Presión de diseño

R = Radio interno del cilindro en pulgadas, in.

S = Esfuerzo máximo permitido, psi

E = Eficiencia de la junta soldada

Se escoge el valor más crítico, en otras palabras, el de mayor espesor de los dos esfuerzos, A este valor se le añade el espesor por corrosión que es igual a 1/8 de pulgada (0,125 pulgadas) según el código ASME sección VIII.

Definición De Variables:

- **Presión de Operación - (P_o)**

Es identificada como la presión de trabajo y es la presión manométrica a la cual estará sometido un equipo en condiciones de operación normal.

- **Presión de Diseño - (P)**

Es el valor que debe utilizarse en las ecuaciones para el cálculo de las partes constitutivas de los recipientes sometidos a presión, dicho valor será el siguiente:

Si $P_o > 300$ psi entonces; $P = 1.11 * P_o$

Si $P_o \leq 300$ psi entonces; $P = P_o + 30$ psi

- **Esfuerzo Máximo Permitido - (S)**

Es el valor máximo al que podemos someter un material, que forma parte de un recipiente a presión, en condiciones normales de operación, que en este caso tiene un valor de 17,500 psi para un acero SA-516 Gr 70; El esfuerzo máximo permitido para este material se obtiene de la tabla 1 que se encuentra en la subparte I de la sección II parte D del código ASME sección VIII.

- **Eficiencia de la Junta Soldada - (E)**

El cabezal es unido al cuerpo cilíndrico del separador mediante un cordón de soldadura circunferencial. Una vez adjuntado el cuerpo, se procede a abrir las

aberturas necesarias para la instalación de las boquillas que se encuentren ubicadas en el cabezal de la misma manera que se hizo en el cuerpo⁷².

Por tanto, se puede definir la eficiencia de las soldaduras, como el grado de confiabilidad que se puede tener de ellas. Dada la importancia de las soldaduras en la construcción y diseño de los recipientes, el código ASME introduce la variable “E” para el cálculo del espesor del recipiente. Esta variable puede tener alguno de los siguientes valores:

- E= 1 para Radiografiado total.
- E= 0.85 para Radiografiado Aleatorio.
- E=0.70 para equipo sin radiografiado.

El punto óptimo de eficiencia de soldaduras, por experiencia para los cuerpos cilíndricos, lo tenemos cuando **E = 0.85**, es decir, el espesor no es muy grande y el costo del radiografiado es relativamente bajo⁷³.

Por lo anterior, es recomendable usar **E = 0.85** en la mayoría de los cilindros sometidos a presión interna, solamente en casos especiales, utilizaremos otro valor de la eficiencia de soldaduras.

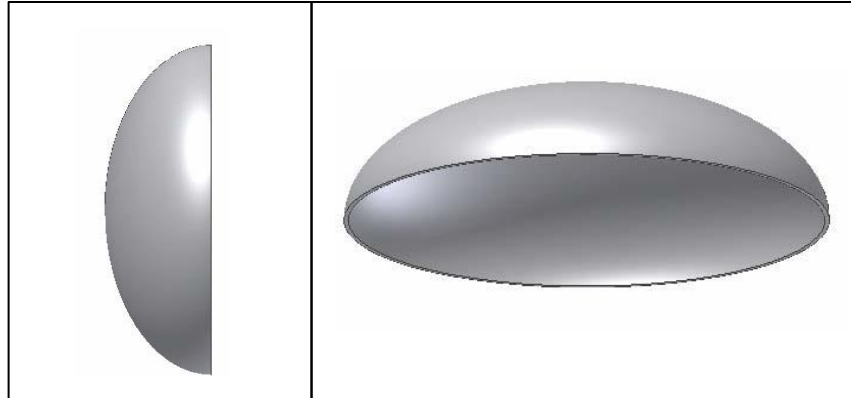
6.2.2.2 Cálculo del espesor de los cabezales semi-elípticos del slug catcher:

Se emplean cabezales elipsoidales, los cuales son los más comúnmente usados en la construcción de recipientes a presión, por las altas presiones que son capaces de soportar, con espesores relativamente bajos.

⁷² GUZMÁN C, Luis J. Diseño mecánico de recipientes a presión bajo el código ASME Sección VIII, División 1. Trabajo de grado. Sartenejas. Universidad Simón Bolívar. Decanato de estudios profesionales. Coordinación de Ingeniería Mecánica, 2006.

⁷³ LEÓN, Op. Cit.

Figura 54. Cabezales Semi-Elipticos 2:1 del Slug-Catcher.



Fuente: VALDERRAMA, Emilio. Diseño de un separador bifásico (Gas–Petróleo) de tipo horizontal para crudo. Trabajo de grado. Puerto la cruz. Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui. Escuela de ingeniería y ciencias aplicadas. Departamento de mecánica, 2009.

Particularmente se emplean cabezales elipsoidales con una relación de eje mayor a eje menor igual a 2, los cuales se conocen como cabezales elipsoidales 2:1. El cabezal a emplear es construido por troquelado a partir de una placa plana, por lo que el espesor a lo largo de superficie del cabezal no es constante, sino que disminuye desde un valor máximo que se tiene en los bordes rectos del cabezal y que son iguales al espesor original de la lámina, hasta un valor mínimo que se tiene en el tope de la curvatura. Por esta razón lo que se calcula en el diseño del cabezal es el espesor mínimo requerido que éste debe tener en su sección más delgada luego de formado, la cual se encuentra en el tope de la elipse, tal y como se muestra en la figura. Al proveedor se le especifica este valor mínimo requerido del espesor, y él deberá asegurarse de cumplir con dicha especificación. La longitud del borde del cabezal, en el que el espesor es mayor, es lo que se conoce como longitud recta⁷⁴.

⁷⁴ GUZMÁN C, Op. Cit.

Para el cálculo de los cabezales se usarán los mismos valores de eficiencia de la junta y de esfuerzo máximo permitido utilizados para el cálculo del cuerpo del separador

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P}$$

Donde:

t = Espesor mínimo en pulgadas, in

P = Presión interna, Psi

D = Diámetro interno en pulgadas, in

S = Esfuerzo máximo permitido, Psi

E = Eficiencia de la junta soldada.

La superficie interna de un recipiente a presión puede estar expuesta a sufrir la pérdida de espesor por efecto de la corrosión al estar en contacto con el fluido y en el caso de movimientos de sólidos en suspensión, por erosión o abrasión mecánica.

Por tanto, una vez calculado el espesor mínimo del recipiente, a este valor se le añade el espesor por corrosión según el código ASME que es igual a 1/8 de pulgada (0,125 pulgadas).

6.2.2.3 Calculo del diámetro de las boquillas presentes en el slug catcher

Boquilla de Entrada

En las boquillas de entrada de los separadores se pueden presentar diferentes patrones de flujo. En el flujo bifásico (gas /liquido), las interacciones entre la fase líquida y gas, están influenciadas por sus propiedades físicas, caudales de flujo y

por el tamaño, rugosidad y orientación de la tubería, causando varios regímenes de flujo.

En un determinado punto de la línea, solamente existe un tipo de flujo en cualquier tiempo dado. Sin embargo, como las condiciones de flujo cambian, el régimen de flujo puede cambiar de un tipo a otro.

Se definen siete regímenes principales de flujo para describir el flujo en una tubería horizontal o ligeramente inclinada. Estos regímenes se describen a continuación en orden creciente a la velocidad del gas.

- **Diámetro de la boquilla de entrada**

La velocidad de la mezcla debe encontrarse en un rango comprendido entre el calculado mediante las siguientes ecuaciones⁷⁵:

$$V_{E \min} = \frac{45}{\sqrt{\rho_M}} \qquad V_{E \max} = \frac{60}{\sqrt{\rho_M}}$$

Donde:

$V_{E \min}$ = Velocidad superficial de la mezcla mínima en la boquilla de entrada, ft/seg.

$V_{E \max}$ = Velocidad superficial de la mezcla máxima en la boquilla de entrada, ft/seg.

ρ_M = Densidad de la mezcla en condiciones de operación, lb/ft³.

Para obtener el diámetro de la boquilla de entrada, se calculan los valores de los diámetros máximo y mínimo que se obtendrían al utilizar las velocidades mínima ($V_{E \min}$) y máxima ($V_{E \max}$).

⁷⁵ OLIVEIRA, Op. Cit.

Estos diámetros se calculan con las siguientes ecuaciones:

$$d_{E \min} = 12 * \sqrt{\frac{4 * Q_M}{\pi * V_{E \max}}} \quad d_{E \max} = 12 * \sqrt{\frac{4 * Q_M}{\pi * V_{E \min}}}$$

$d_{E \max}$ = Diámetro máximo de la boquilla de entrada, in.

$d_{E \min}$ = Diámetro mínimo de la boquilla de entrada, in.

Q_M = Caudal de la mezcla a condiciones operacionales, ft³/seg.

Luego se estandariza el valor del diámetro de la boquilla de entrada (d_E) con uno que se encuentre entre los valores calculados como mínimo y máximo, o en caso de no existir ninguno, se toma el inmediato superior al mayor. (Ver Tabla #.).

Una vez estandarizado el diámetro de la boquilla de entrada se puede calcular el valor exacto de la velocidad superficial que tendrá el fluido en la boquilla de entrada (V_E) del separador mediante la siguiente ecuación:

$$V_E = \frac{4 * Q_M}{\pi * \left(\frac{d_E}{12}\right)^2}$$

La densidad de la mezcla se calcula con las siguientes ecuaciones:

$$\rho_M = (1 - \lambda) * \rho_G + \lambda * \rho_L \quad \lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G}$$

Donde:

V_E = Velocidad superficial de la mezcla a la entrada de la boquilla, ft/seg.

ρ_M = Densidad de la mezcla en condiciones de operación, lb/ft³.

ρ_{gas} = Densidad del gas a cond. Operacionales, lb/ft³.

ρ_{liq} = Densidad del líquido, lb/ft³.

λ = Fracción volumétrica de líquido alimentado al separador.

Q_G = Caudal de gas a condiciones operacionales, ft³/seg.

Q_L = Caudal de líquido, ft³/seg.

Boquillas de Salida

- **Diámetro de la boquilla de salida de gas.**

Las velocidades máximas y mínima de la boquilla de salida de gas, se deben calcular mediante las siguientes ecuaciones⁷⁶:

$$V_{SG \min} = \frac{45}{\sqrt{\rho_G}} \qquad V_{SG \max} = \frac{60}{\sqrt{\rho_G}}$$

Donde:

$V_{SG \max}$ = Velocidad del flujo máxima en la boquilla de salida del gas, ft/seg.

$V_{SG \min}$ = Velocidad del flujo mínima en la boquilla de salida del gas, ft/seg.

Para calcular el diámetro de la boquilla de salida del gas, se calculan los valores de los diámetros máximo y mínimo que se obtendrían al utilizar las velocidades del flujo de gas mínima ($V_{E \min}$) y máxima ($V_{E \max}$).

Estos diámetros se calculan con las siguientes ecuaciones:

$$d_{SG \min} = 12 * \sqrt{\frac{4 * Q_G}{\pi * V_{SG \max}}} \qquad d_{SG \max} = 12 * \sqrt{\frac{4 * Q_G}{\pi * V_{SG \min}}}$$

⁷⁶ OLIVEIRA, Op. Cit.

Donde:

$d_{SG\ máx}$ = Diámetro máximo de la boquilla de salida del gas, in.

$d_{SG\ mín}$ = Diámetro mínimo de la boquilla de salida del gas, in.

Se estandariza el valor del diámetro de la boquilla de salida del gas (d_{SG}) con uno que se encuentre entre los valores calculados como mínimo y máximo, o en caso de no existir ninguno, se toma el inmediato superior al mayor. (Ver Figura 57)

Por último, se calcula la velocidad de flujo en la boquilla de salida de gas:

$$V_{SG} = \frac{4 * Q_G}{\pi * \left(\frac{d_{SG}}{12}\right)^2}$$

Donde:

V_{SG} = Velocidad superficial del gas a la salida de la boquilla, ft/seg.

Q_G = Caudal de gas a condiciones operacionales, ft³/seg

- **Diámetro de la boquilla de salida de líquido.**

De la misma forma como se calculó el diámetro de la boquilla de salida de gas se calcula el diámetro de la boquilla de salida de líquido del separador.

La velocidad máxima y mínima de la boquilla de salida de líquido, se deben calcular mediante las siguientes ecuaciones⁷⁷:

$$V_{SL\ min} = \frac{45}{\sqrt{\rho_L}} \qquad V_{SL\ max} = \frac{60}{\sqrt{\rho_L}}$$

⁷⁷ OLIVEIRA, Op. Cit.

Donde:

$V_{SL\ máx}$ = Velocidad del flujo máxima en la boquilla de salida del líquido, ft/seg.

$V_{SL\ mín}$ = Velocidad del flujo mínima en la boquilla de salida del líquido, ft/seg.

Se calculan los valores de los diámetros máximo y mínimo:

$$d_{SL\ mín} = 12 * \sqrt{\frac{4 * Q_L}{\pi * V_{SL\ máx}}} \qquad d_{SL\ máx} = 12 * \sqrt{\frac{4 * Q_L}{\pi * V_{SL\ mín}}}$$

Donde:

$d_{SL\ máx}$ = Diámetro máximo de la boquilla de salida del líquido, in.

$d_{SL\ mín}$ = Diámetro mínimo de la boquilla de salida del líquido, in.

Por último, se calcula la velocidad de flujo en la boquilla de salida de líquido:

$$V_{SL} = \frac{4 * Q_L}{\pi * \left(\frac{d_{SL}}{12}\right)^2}$$

V_{SL} = Velocidad superficial del líquido a la salida de la boquilla, ft/seg.

Tabla 6. Diámetros comerciales para boquillas (Peso estimado de las boquillas).

Clase ANSI	Tamaño de la boquilla (pulg)										
	2	3	4	6	8	10	12	15	16	18	20
150	10	30	45	65	100	140	185	240	320	345	410
300	15	30	55	95	130	170	245	325	440	565	670
400	20	40	70	100	150	205	295	370	490	580	705
500	20	40	75	120	180	270	330	485	675	825	1020

Fuente: OLIVEIRA, Bárbara. Desarrollo de una Metodología de Cálculo que permita diseñar o evaluar los separadores a ser instalados en las estaciones de flujo. Trabajo de grado. Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica. Venezuela. 2003.

6.2.3 Dimensionamiento del slug catcher tipo recipiente

- **Calculo del Volumen de Operación**

La ecuación general para el volumen de operación con relación al bache líquido recibido por el acumulador líquido o slug catcher es:

$$Vol_{surge} = \left(\frac{Q_{slug} - Q_{liq}}{86400} \right) * f_{slug}$$

$$Q_{slug} = 86400 * \left(\frac{Vol_{slug}}{f_{slug}} \right)$$

Donde:

Vol_{surge} = Volumen de operación, bbl.

Q_{slug} = Tasa flujo slug, bpd.

Q_{liq} = Tasa de líquido, bpd

f_{slug} = Frecuencia del Slug, seg.

- **Calculo de la Capacidad de Líquido**

La capacidad de líquido está relacionada con el tiempo retención, ya que éste es el que va establecer la separación óptima de la fase líquida de la gaseosa.

$$Cap_{liq} = Q_{liq} * \left(\frac{t_{ret} + t_{rta}}{1440} \right)$$

Donde:

Cap_{liq} = Capacidad de líquido, bbl.

t_{ret} = Tiempo de Retención, min.

t_{rta} = Tiempo de Respuesta, min.

En el diseño del acumulador de líquido en la herramienta software se tomaron en cuenta dos minutos ($t_{rta} = 2 \text{ min}$) adicionales al tiempo de retención para un tiempo de respuesta de alto nivel.

- **Calculo del Volumen Total de Liquido Requerido**

$$Vol_{total} = Vol_{surge} + Cap_{liq} \text{ [Bbl]}$$

- **Calculo de la Velocidad del Gas Máxima Admisible en el Recipiente**

Primero se calcula la densidad del gas a condiciones operacionales.

$$\rho_{gas} = 2.7 * \frac{GE * P_{oper}}{T_{oper} * Z}$$

La velocidad máxima admisible del gas se basará en correlaciones empíricas, utilizando la siguiente ecuación:

$$V_{Gmax} = K * \sqrt{\frac{\rho_{liq} - \rho_{gas}}{\rho_{gas}}}$$

Donde:

ρ_{gas} = Densidad del gas a cond. Operacionales, lb/ft³.

ρ_{liq} = Densidad del líquido, lb/ft³.

GE = Gravedad específica del gas.

P_{oper} = Presión de Operación, psi.

T_{oper} = Temperatura de Operación, °R.

Z = Factor de compresibilidad del gas.

K = Constante Souders and Brown, ft/seg.

V_{Gmax} = Velocidad del gas máxima admisible, ft/seg.

- **Calculo del Área de Flujo De Gas**

Por lo general, el flujo volumétrico del gas se conoce en condiciones normales, por lo tanto, para convertir este flujo en condiciones operacionales, se usa la siguiente ecuación:

$$Q_{GASOPER} = Q_{GAS} * \left(\frac{14.7 \text{ psia}}{P_{OPER}} \right) * \left(\frac{T_{OPER}}{520 \text{ }^\circ R} \right) * \left(\frac{Z}{86400} \right) [ft^3 / Seg]$$

El área de flujo de gas será calculada por la siguiente expresión:

$$A_G = \frac{Q_{GASOPER}}{V_{Gmax}} [ft^2]$$

Donde:

$Q_{GASoper}$ = Caudal de gas a condiciones operacionales, ft³/seg.

Q_{GAS} = Caudal de gas, scfd.

A_G = Área de flujo de gas, ft².

- **Calculo del Diámetro Interno Mínimo del Recipiente Basado en la Capacidad de Gas**

Una vez determinada la velocidad máxima (V_{Gmax}) y el área ocupada por el flujo de gas es posible calcular el diámetro mínimo del receptor utilizando la siguiente ecuación:

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 * A_G}{F_G * \pi}}$$

Donde, F_G es la fracción asumida del área transversal ocupada por el flujo de gas, un valor inicial de 0.30 es asumido; este parámetro está en función de la altura de la fase líquida.

D_{min} = Diámetro Interno Mínimo, ft

- **Calculo del Diámetro Interno Mínimo del Recipiente Basado en la Capacidad de Líquido**

El diámetro interno mínimo basado en la capacidad de líquido es calculado a partir de volumen total de líquido requerido mencionado anteriormente.

$$D_{min} = \sqrt[3]{\frac{4 * \left(\frac{5.615 * vol_{total}}{1 - F_G} \right)}{\pi * (L/D)}}$$

Donde:

D_{min} = Diámetro Interno Mínimo, ft

(L/D) = Relación Longitud-Diámetro.

- **Calculo del Diámetro Interno del Recipiente que Cumpla con Ambos Criterios de Capacidades Gas y Líquido**

Para cada relación L / D considerada, las dos ecuaciones anteriormente descritas (D_{min}) se repiten en un procedimiento iterativo en el que el valor de F_G se ajusta hasta que los diámetros internos son iguales. En otras palabras, se determina un valor F_G que arroje como resultado un diámetro que satisfaga tanto los criterios de capacidad de gas como de líquido; el diámetro resultante corresponde al diámetro interno del slug catcher (D_{vessel}).

- **Calculo de la Longitud del Recipiente**

La longitud del recipiente se calcula a partir del diámetro interno estimado anteriormente y la relación L/D.

$$L_{VESSEL} = D_{vessel} * (L/D)$$

Donde:

L_{vessel} = Longitud del Slug Catcher, ft.

D_{vessel} = Diámetro interno del Slug Catcher, ft.

6.2.4 Diseño partes internas del Slug Catcher tipo recipiente

- **Diseño de un eliminador de niebla**

Para determinar el área de sección transversal de un eliminador de niebla y predecir el rendimiento en términos de eficiencia de eliminación, en primer lugar, se determina la velocidad óptima del gas de diseño. La ecuación de Souders-Brown se utiliza para determinar esta velocidad basada en las propiedades físicas de las gotas de líquido.

la ecuación de Souders-Brown comúnmente usada para los eliminadores de niebla establece una variable K llamada factor de carga de vapor, también conocida como factor de carga del sistema, velocidad de Souders-Brown o factor K.

El factor de capacidad o carga (K) se determina a través de la experiencia y para cada aplicación; es una constante que es específica del equipo de separación y es una función de parámetros del proceso tales como: la presión del gas, viscosidad de gas y líquido, tensión superficial del líquido, carga de líquidos y el tipo, estilo o geometría de los eliminadores de malla o aletas utilizados.

El factor K puede considerarse como una velocidad de gas efectiva con el fin de expresar el límite de capacidad de flujo, ajustado para los efectos de la densidad de líquido y gas. Este parámetro permite que los datos recolectados para un determinado eliminador de niebla y un sistema de gas-líquido típicamente aire y agua, sean utilizados en el dimensionamiento de eliminadores de niebla del mismo tipo para diferentes gases y líquidos⁷⁸.

$$V_d = K * \sqrt{\frac{\rho_{liq} - \rho_{gas}}{\rho_{gas}}} \quad [\text{ft / seg}]$$

Donde:

V_d = Velocidad del gas o velocidad de diseño, ft/seg.

K=Factor de carga- Souders & Brown, ft/ seg.

ρ_{gas} =Densidad del gas a cond. Operacionales, lb/ft³.

ρ_{liq} = Densidad del líquido, lb/ft³.

La velocidad de diseño (V_d) para una aplicación dada es el valor que produce el mejor rendimiento en términos de capturar gotas y evitar la re-arrastre. La efectividad disminuye a valores muy inferiores de velocidad, ya que las gotas tendrían un momentum lo suficientemente bajo para cambiar de trayectoria a través del extractor, y a velocidades mayores porque el gas lleva suficiente energía cinética para volver a arrastrar las gotas de líquido (re-arrastre) impidiendo el drenaje. Para diseños típicos, las velocidades aceptables oscilan entre el 25% y el 125% del valor ideal⁷⁹.

El rendimiento general del eliminador de niebla es entonces un equilibrio entre la eficiencia y la caída de presión.

⁷⁸ AMISTCO, Separation Products, Inc. Mesh & Vane, Mist Eliminators. Texas, 2004

⁷⁹ ACS, Separations & Mass -Transfer Products. The Engineered Mist Eliminator. Houston, Texas.

Después de seleccionar el Factor de Capacidad apropiado y calcular la velocidad de vapor ideal, el área en sección transversal del eliminador de niebla se determina fácilmente dividiendo el caudal volumétrico por la velocidad.

$$A_{demisters} = \frac{Q_{GASOPER}}{V_d} [ft^2]$$

Donde:

$A_{demisters}$ = Área del eliminador de niebla, ft^2 .

$Q_{GASoper}$ = Caudal de gas a condiciones operacionales, ft^3/seg .

Diseño de un eliminador de niebla tipo malla

Caída de Presión

Aunque el diferencial de presión a través de un eliminador de niebla tipo malla o aleta de tamaño adecuado, no es más de unas pocas pulgadas de agua, la caída de presión es una consideración de diseño importante en ciertas aplicaciones⁸⁰.

$$\Delta P_{mesh} = \left(\frac{h}{6}\right) * F_{DP} * SG * \rho_{gas} * (V_d)^2$$

Donde:

ΔP_{mesh} = Caída de Presión, pulgadas de líquido.

h = Espesor del eliminador de Niebla, in.

F_{DP} = Factor de Diseño.

SG = Gravedad específica del líquido.

⁸⁰ SEPCO PROCESS, INC. Mist Eliminator Design Manual. [en línea] Disponible en: <<http://www.sepcoprocess.com/images/pdf/sepcodesignmanual.pdf>> [citado el 9 de diciembre del 2016].

El factor de diseño (F_{DP}) varía según los siguientes aspectos: el tipo de malla (de un solo componente o monofilamento y tejido multifilamentos “Co-Knit”) y el material del cual se compone.

Esta fórmula toma la caída de presión seca como la mitad de la húmeda. La pérdida de presión de funcionamiento a través de la almohadilla es normalmente inferior a 0,5 kPa (0,0725 psi) dependiendo de la densidad de malla, espesor de la almohadilla, carga de líquido y velocidad del gas.

Eficiencia de Recolección

El porcentaje de eficiencia de recolección en un eliminador de niebla tipo malla en función del diámetro de la gota se puede calcular mediante la siguiente ecuación⁸¹:

$$\eta_{mesh} = 100 * \left(1 - e^{-\frac{2*a*H*\eta_w}{3*\pi}} \right) \quad [\%]$$

Donde:

a= Surface área, ft²/ft³.

H= Espesor del eliminador de Niebla, ft.

La eficiencia de recolección de un alambre o monofilamento (η_w) en la ecuación anterior es una función del Número de Separación adimensional (N_s) y el rango de N_s en el que la almohadilla está operando.

$$N_s = \frac{\rho_{liq} * (D_d)^2 * V_d}{\mu_{gas} * D_w}$$

⁸¹ Ibid.

Donde:

D_d = Diámetro de partícula, ft.

D_w = Diámetro del Alambre o monofilamento, ft.

μ_{gas} = Viscosidad del Gas, lbm/ft. seg.

El procedimiento para calcular η_w es el siguiente:

Si $N_s < 0.15 \rightarrow \eta_w = 0$

Para $0.15 < N_s < 2 \rightarrow \eta_w = 0.2626 * \ln(N_s) + 0.5578$

Para $2 < N_s < 10 \rightarrow \eta_w = 0.1293 * \ln(N_s) + 0.6432$

Para $10 < N_s < 30 \rightarrow \eta_w = -0.0001 * (N_s)^2 + 0.006 * N_s + 0.88$

Para $30 < N_s < 50 \rightarrow \eta_w = 0.98$

Para $N_s > 50 \rightarrow \eta_w = 0.99$

Diseño eliminador de niebla tipo aleta

Caída de Presión

Para estimar la caída de presión, se puede utilizar la siguiente expresión⁸²:

$$\Delta P_{vane} = C * (\rho_{liq} - \rho_{gas}) * (K)^2 \quad [psi]$$

Donde:

C = factor de diseño.

Eficiencia de Recolección

La eficiencia del extractor de este tipo aumenta colocando las veletas más juntas, otros factores son el tamaño de las gotas, la densidad y la tensión superficial del líquido.

⁸² HAT INTERNATIONAL. Demisters [en línea] Disponible en: <<http://Www.Hatltd.Com>> [Citado el 28 de Junio del 2012]

Estos extractores separan partículas de líquido mayores de 10 micras. Para determinar la eficiencia de este tipo de extractor se obtiene con la siguiente expresión⁸³:

$$a_c = \frac{2 * (V_d)^2 * \sin \theta}{w * (\cos \theta)^3}$$

Donde:

a_c = Aceleración debido a la fuerza centrífuga, ft / seg²

W = Longitud de aleta o espesor del eliminador, ft.

Θ = Angulo de dirección de las láminas al flujo.

$$V_t = \frac{(d_d)^2 * \rho_{liq} * a_c}{18 * \mu_{gas}}$$

Donde:

V_t = Velocidad terminal de asentamiento, ft/seg.

d_d = Diámetro de partícula, ft.

μ_{gas} = Viscosidad del Gas, lbm/ft. seg.

$$\eta_{vane} = 100 * \left(1 - e^{-\frac{V_t * m * w * \theta}{57.3 * V_d * b * \tan \theta}} \right) \quad [\%]$$

Donde:

m = Numero de curvas.

b = Distancia entre laminas, ft.

W = Longitud de aleta o espesor del eliminador, in.

⁸³ SEPCO PROCESS, INC. Op. Cit.

- **Diseño de Placa Perforada o Rompe-Olas**

Caída de Presión en La Sección del Líquido

La caída de presión a través de una placa perforada puede ser estimado usando las siguientes formulas⁸⁴:

$$\Delta P_{BP} = (0.5 * \rho_l * (V_{in})^2) * (\beta)^2 * \left(3.1 * \left(\frac{t}{d}\right) + 3\right) * \left[\left(\frac{1070 * \mu_{k_{liq}} * \beta}{V_{in} * d}\right) + 0.22\right] [KPa]$$

Donde:

ρ_L = densidad del líquido, kg/m³.

v_{in} = velocidad del liquid antes del baffle, m/s.

β = Fracción área abierta del baffle.

t = Espesor del Baffle, m.

d = diámetro del agujero, m.

$\mu_{k_{liq}}$ = Viscosidad cinemática del líquido, m²/s.

ΔP_{BP} = Caída de presión del Baffle, kPa.

$$\Delta P_{BP[mm \text{ liquid}]} = \frac{\Delta P_{BP} [KPa]}{\rho_{liq} [Kg/m^3] * g [m/seg^2]}$$

Donde:

ΔP_{BP} = Caída de presión del Baffle, mm líquido

$\Delta P < 5$ mm liquid	→	Deflector Ineficaz.
$10 < \Delta P < 50$ mm liquid	→	Distribución del flujo.
$\Delta P > 100$ mm liquid	→	Surge suppression.

⁸⁷ HAT INTERNATIONAL. Op. Cit.

Tener en cuenta que la caída de presión a través de un deflector dual será la suma de las dos caídas de presión separadas del deflector⁸⁵.

Caída de Presión en la Sección del Gas

La caída de presión a través de una placa perforada en la sección de gas puede ser estimado usando la siguiente formula⁸⁶:

$$\Delta P_{BP} = 0.008 * \rho_{gas} * \left(\frac{V_{Gmax}}{OA} \right)^2$$

Donde:

ΔP_{BP} = Caída de presión del Baffle, pulgadas de líquido.

ρ_{gas} = Densidad del gas a cond. Operacionales, lb/ft³.

V_{Gmax} = Velocidad del gas máxima admisible, ft/seg.

OA = Fracción área abierta del baffle.

⁸⁵ Ibid.

⁸⁶ SEPCO PROCESS, INC. Op. Cit.

7. MANUAL DEL SOFTWARE

Este proyecto de grado tiene como producto un software para uso académico, con el fin de proporcionar a los estudiantes de la universidad, herramientas útiles para su formación; cabe resaltar que cuenta con una interfaz gráfica amigable con el usuario, facilitando su uso.

Para este propósito se utilizó el entorno de desarrollo integrado (IDE, por sus siglas en inglés) para sistemas operativos Windows (Microsoft Visual Studio), utilizando el lenguaje de programación dirigido por eventos Visual Basic (VB).

Lo primero que encuentra el usuario al abrir el software es la ventana principal (figura 55), y automáticamente se despliega una ventana con fundamentación teórica antes de entrar a diseñar el slug catcher (figura 56).

Figura 55. Ventana principal de la aplicación.

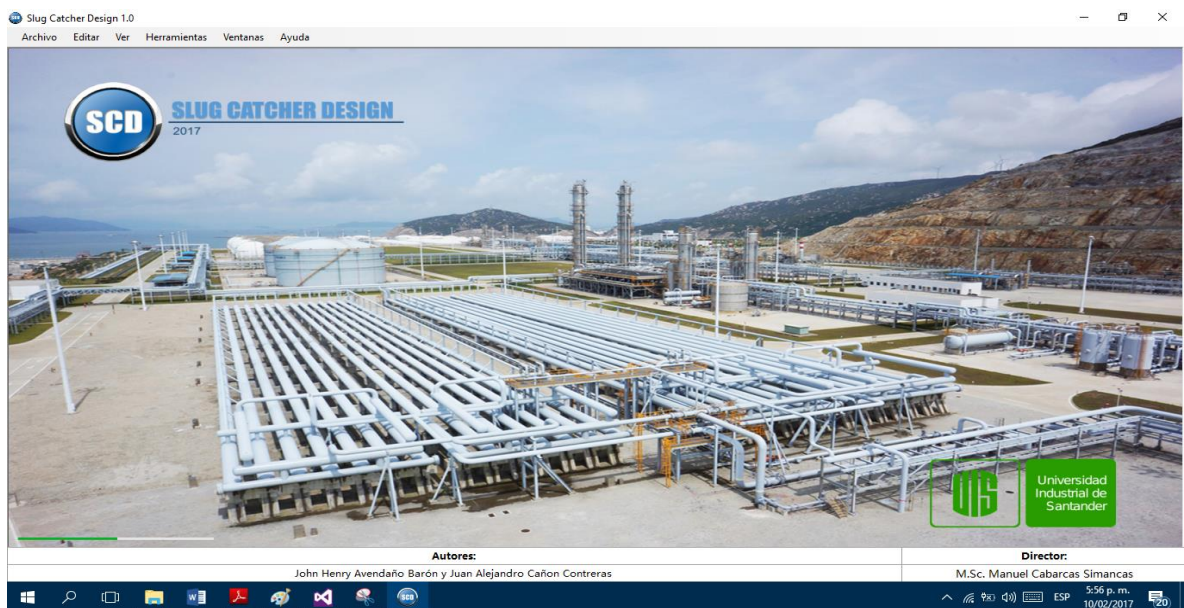
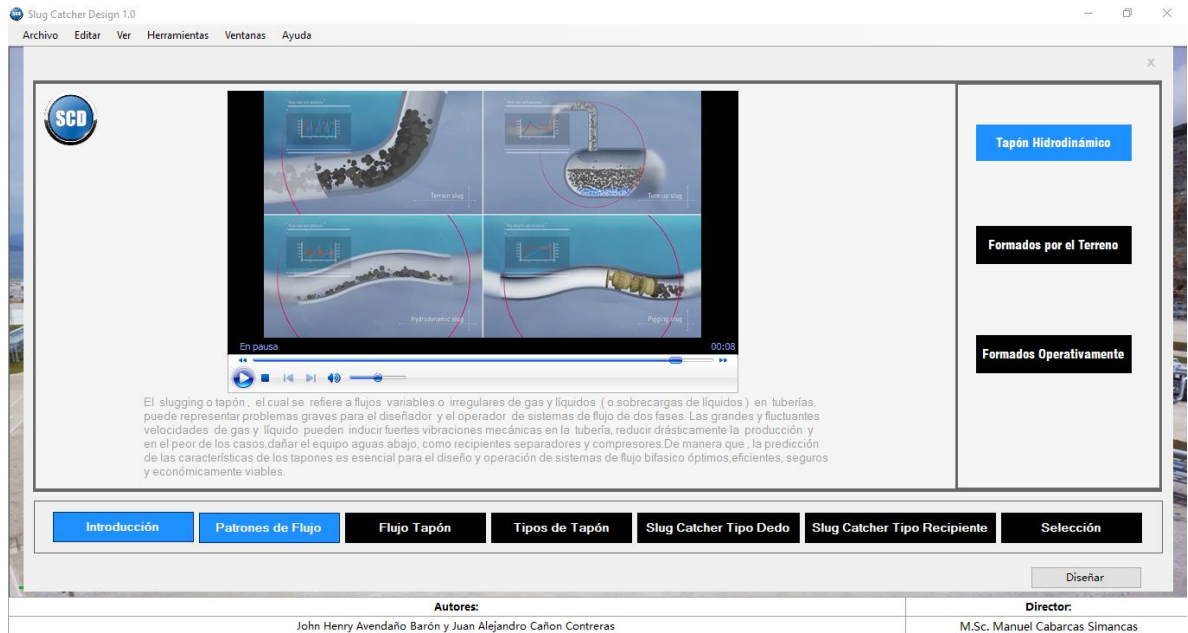


Figura 56. Ventana de fundamentos teóricos



La ventana de fundamentos teóricos guía al usuario paso a paso con el fin de que pueda navegar por la aplicación. Esta comprende una serie de botones en la parte inferior con los respectivos temas a tratar: Introducción, patrones de flujo, flujo tapón, slug catcher tipo dedo, slug catcher tipo recipiente y finaliza con la selección del tipo de slug catcher recomendado para una situación dada.

Después que el usuario haya revisado la fundamentación teórica, el software le señala que debe dar clic en el botón “Diseñar” ubicado en la parte inferior derecha donde se despliega la ventana de selección del slug catcher (figura 57). En esta ventana se elige el slug catcher que se pretende diseñar.

Figura 57. Ventana de selección del slug catcher



Al seleccionar el slug catcher se despliega la ventana de diseño (figura 58 y figura 59). Esta comprende un panel izquierdo que le permite al usuario abrir la ventana de ingreso de datos y navegar por cada sección del separador, además le indica que datos se han ingresado y cuales faltan. El software guía al usuario paso a paso señalando donde debe hacer clic.

Figura 58. Ventana de diseño del slug catcher tipo dedo

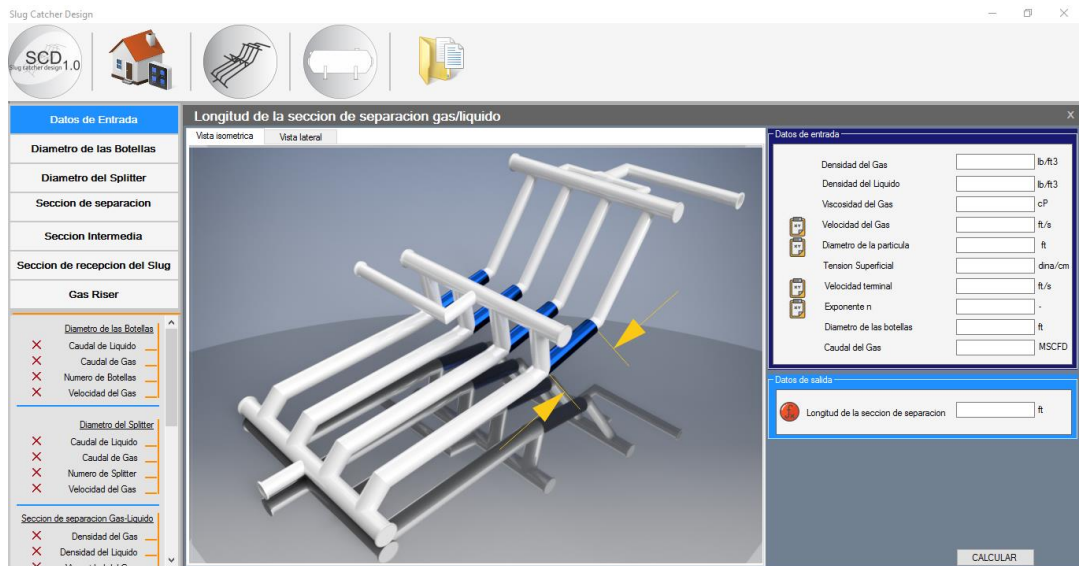
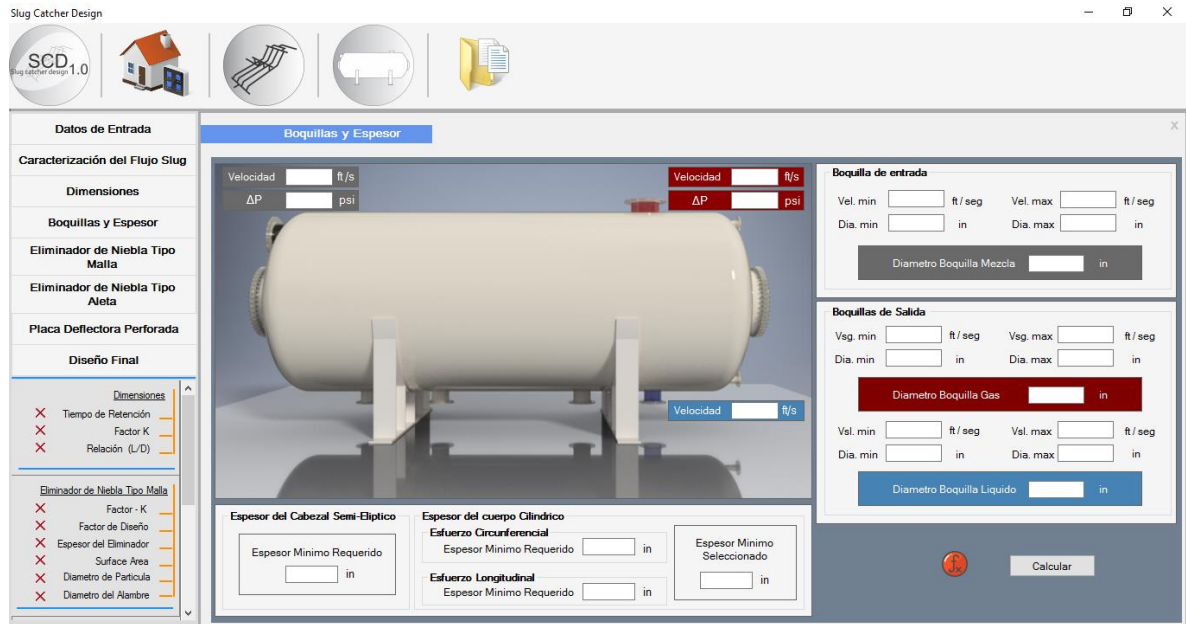


Figura 59. Ventana de diseño del slug catcher tipo dedo



En las diferentes secciones del slug catcher el usuario encontrara información adicional que le señala los rangos a respetar y las fórmulas utilizadas con sus respectivas referencias.

8. VALIDACIÓN DEL SOFTWARE

La validación del software provee información objetiva de los resultados de dicha aplicación analizando la consistencia, exactitud de su diseño y su documentación de soporte. En otras palabras, permite observar el desempeño global de la herramienta. Por esta razón uno de los objetivos planteados fue la validación de la aplicación SCD por medio de la comparación de sus resultados con datos reportados en la literatura.

8.1 VALIDACIÓN DEL SLUG CATCHER TIPO DEDO

Los resultados arrojados por el software se compararon con un ejercicio de aplicación que se encuentra en el artículo “A new approach for sizing finger-type (multiple-pipe) slug catchers⁸⁷”, de la revista GasProcessing.

Las especificaciones para el diseño del slug catcher se muestran en la tabla 5.

En la tabla 6, se determina el error porcentual tomando como valores reales los resultados del artículo y como valores experimentales los resultados de SCD.

⁸⁷ KALAT, KHOMARLOO & ASSA. Op. Cit.

Tabla 7. Especificaciones para el diseño del slug catcher

DATOS

	Fase liquida		Fase gas	
Caudal	209.446	kg/h	900.213	Kg/h
	0.086	m3/h	3.66	m3/h
Peso Molecular	61.38		19.038	
Densidad	674.33	kg/m3	68.38	kg/m3
Viscosidad	0.268	cP	0.0134	cP
Tensión superficial	0.0256	N/m		
Tamaño de partículas promedio	750	micrones		

Fuente: KALAT, H.R., KHOMARLOO P., & ASSA K. A new approach for sizing finger-type (multiple-pipe) slug catchers. GasProcessingNews.com. 2015, Mayo/Junio

Tabla 8. Comparación de los resultados del software con los resultados arrojados por la aplicación

Sección del slug catcher	Unidades	SCD	Articulo	%Error
Diámetro de las botellas	[m]	0.97668257	1	2.33174332
Diámetro del splitter	[m]	1.09196431	1.09	-0.18021155
longitud de la sección de separación gas-liquido	[m]	14.4564789	14	-3.26056339
Longitud de la sección intermedia	[m]	19.5336513	20	2.33174332
Longitud de la sección de recepción del slug	[m]	334.428494	334	-0.12829166
Diámetro del riser	[m]	0.749	0.756	0.92592593

9. CONCLUSIONES

- Un diseño apropiado para un slug catcher, requiere conocer muy bien las características del flujo bache, como la cuantificación del tamaño, frecuencia y velocidad del bache líquido.
- La selección entre el slug catcher "Tipo dedo" y "Tipo recipiente" será a través de los aspectos económicos y las características del equipo que mejor se adapte a las condiciones del sitio.
- Los procedimientos de limpieza como el pigging en las tuberías producen un mayor volumen de líquido que se debe almacenar, este aumento y los incrementos en la tasa de gas, al igual que el tiempo en que estos ocurren son dependientes de la longitud de la tubería.
- Si los procedimientos de limpieza en la tubería no son realizados, la ocurrencia de tapones de líquido son las que rigen el diseño del slug catcher.
- En el dimensionamiento de un slug catcher tipo dedo la transición del flujo slug al flujo estratificado puede ser lograda incrementando el diámetro del slug catcher.
- Es importante considerar el tiempo de residencia, en un slug catcher tipo recipiente, a fin de minimizar o amortiguar los efectos de flujo tipo bache logrando estabilizar el flujo dentro del separador y dar tiempo a que se separen las fases.
- El uso de botellas secundarias es favorable, porque una parte del bache que se recibe fluye hacia estas, por lo tanto, menos gas es desplazado a contracorriente en las botellas primarias y el arrastre de líquido es suprimido.
- El manejo del bache y las características de transporte diferencian a los dos tipos de slug catcher. La elección depende principalmente del volumen del bache líquido a manejar.
- El slug catcher de múltiple tubería o tipo dedo, es más usado comparado al tipo recipiente, en el caso de manejar grandes volúmenes de baches, el slug catcher

tipo dedo es más rentable y a su vez menos problemas operacionales se presentan.

- El concepto de doble pendiente en un slug catcher tipo dedo, al compararlo con el concepto de una sola pendiente, las botellas son más cortas, pero la capacidad de almacenamiento sigue siendo la misma. Una ventaja adicional del concepto de doble pendiente es que la altura del slug cácher se reduce.

10. RECOMENDACIONES

- Se recomienda caracterizar el flujo tapón por medio de un simulador dinámico de flujo multifásico (OLGA) para el buen dimensionamiento del slug catcher.
- complementar el diseño de un slug catcher a través de un simulador que permita predecir con éxito la hidrodinámica de los fluidos en el interior del separador (CFD) y hacer los ajustes finales en el diseño.
- Incluir un diseño detallado que permita dimensionar y por ende analizar o comprender el funcionamiento de un slug catcher tipo parking-loop.
- Se debe complementar la herramienta software con más correlaciones para el diseño de un slug catcher tipo recipiente y tipo dedo, con el fin de dar al usuario un mayor conocimiento sobre el diseño de estos equipos.
- Ampliar información referente a las diferentes configuraciones que tiene un slug catcher tipo dedo utilizados en campo.

BIBLIOGRAFÍA

ACS, Separations & Mass -Transfer Products. The Engineered Mist Eliminator. Houston, Texas.

AMISTCO, Separation Products, Inc. Mesh & Vane, Mist Eliminators. Texas, 2004
ASAHAN, P. Software educativo [en línea]. Disponible en: https://www.tes.com/lessons/l_dbuUnSXHR9FQ/software-educativo. [citado el 08 de enero de 2017]

ASAHAN, P. Software educativo [en línea]. Disponible en: https://www.tes.com/lessons/l_dbuUnSXHR9FQ/software-educativo. [citado el 10 de enero de 2017]

AZÓCAR M., Julián A, GONZÁLEZ M., Marvilec. Desarrollo de un programa en matlab para el análisis de flujo multifásico horizontal en los pozos del campo UDO. Trabajo de grado. Puerto la Cruz. Núcleo de Anzoátegui. Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Química, 2007. Pág. 26.

BEDOYA R., Sandra V., FONTECHA C., Diana C. Desarrollo de una herramienta computacional con correlaciones de flujo multifásico aplicando el factor de ajuste para la viscosidad de crudos pesados. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2010. Pág. 6.

BP EXPLORATION. Multiphase Design Manual, 1994.

BP EXPLORATION. Multiphase Design Manual. 1994. Pág. 23

CRUZ G, Diego J. Computer application for separators design. Trabajo de grado. Madrid. Universidad Politécnica de Madrid. Departamento de Energía y Combustibles, 2015.

Design of multiple-pipe slug catchers: Length of the entrance section of the primary bottles required for separation of droplets. 1998. Pág. 13

FEESA LTDA. Case Study- Hydrodynamic Slug Size in Multiphase Flowlines, 2003.

GÁMEZ GIMÉNEZ, José Luis y HERNÁNDEZ RUEDAS, Leidis. Los simuladores virtuales como estrategia metodológica para la enseñanza de la química experimental. Valledupar Cesar. Universidad Popular del Cesar. Facultad de ciencias básicas de la educación. 2011. Pág. 9.

GHETTO, Giambattista; PAONE, Francesco; VILLA, Marco. Reliability Analysis on PVT Correlations, paper SPE 28904, 1994.

GODOY, Adriana. Determinación de la Eficiencia del Separador en Flujo Bache. Trabajo de grado. México. Universidad Nacional Autónoma de México. Programa de maestría y doctorado en ingeniería. Ingeniería petrolera y gas natural-producción, 2013. Pág. 43

GÓMEZ, Juan Ángel. Apuntes de Manejo de la Producción de Superficie. México D.F.: Universidad Autónoma de México.

GPSA. Separators and Filters. Sección 7.

GUILARTE P., María G., LISCANO C., VICEYNI. Determinación de gradientes de presión para el estudio del comportamiento de una línea de flujo multifásico mediante el empleo de correlaciones en tuberías horizontales e inclinadas. Trabajo de grado. Barcelona. Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Ingeniería Química, 2011. Pág. 12.

GUZMÁN C, Luis J. Diseño mecánico de recipientes a presión bajo el código ASME Sección VIII, División 1. Trabajo de grado. Sartenejas. Universidad Simón Bolívar. Decanato de estudios profesionales. Coordinación de Ingeniería Mecánica, 2006.

HAT INTERNATIONAL. Demisters [en línea]. Disponible en: <<http://www.hatltd.com>>. [citado el 28 de junio del 2012].

HAT INTERNATIONAL. Inlet Distributors. [en línea] Disponible en: <<http://www.hatltd.com>>[citado el 10 de diciembre del 2016].

KALAT, H.R., KHOMARLOO P., & ASSA K. A new approach for sizing finger-type (multiple-pipe) slug catchers. GasProcessingNews.com. Mayo/Junio de 2015. Pág. 56

LEÓN, Juan. Diseño y Cálculo de Recipientes Sujetos a Presión. Ingeniería León S.A. México. 2001

MANUAL PETRONAS. Guidelines for hydraulic Design of multiple pipe slug catchers. Diciembre, 1984.

MANUAL SHELL. Design of Multiple-Pipe Slug Catchers. July, 1998.

MANUAL SHELL. Design of multiple-pipe slug catchers: Choice of primary and secondary bottles. 1998. Pág. 13

MÁRQUEZ, J; MANZANILLA, C; TRUJILLO, J. PDVSA Intevep. A Conceptual Study of Finger-type Slug Catcher for Heavy Oil Fields, paper SPE 122829, 2010.

MÁRQUEZ, Pere. El software educativo. Trabajo de grado. Barcelona. Universidad Autónoma de Barcelona. Pág. 2.

MIYOSHI, M.; DOTY, D.R.; SCHMIDT, Z. Slug-Catcher Design for Dynamic Slugging in an Offshore Production Facility. paper SPE, November de 1988.

MOKHATAB, Saeid; POE, William A. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing: Principles and Practices.3 ed. Estados Unidos: Elsevier. 2015.

OLIVEIRA, Bárbara. Desarrollo de una Metodología de Cálculo que permita diseñar o evaluar los separadores a ser Instalados en las estaciones de flujo. Trabajo de grado. Venezuela. Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica, 2003.

Parámetros de dimensionamiento separadores gas-liquido [en línea]. Disponible en: <http://www.jmcampbell.com/tip-of-the-month/spanish/?p=1487> [citado el 10 de febrero de 2017]

PDVSA. Manual de diseño de Proceso. Separación Física. Tambores Separadores.MDP-03-S-01. Principios Básicos. Junio 1995.

REQUENA G, José L; RODRÍGUEZ M, Mauricio F. Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos. Caracas, Trabajo de grado (Ingeniero de Petróleo). Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de Petróleo. 2006, Pág. 281

RODRÍGUEZ Y, Jairo A. Dimensionamiento de un Receptor de Tapones de Líquido “Slug catcher” para Líneas de Gas Húmedo a Través de Análisis de Estado Estable Bifásico de Beggs And Brill. Trabajo de grado. Venezuela. Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de Petróleo, 2004.

SEPCO PROCESS, INC. Mist Eliminator Design Manual. [en línea] Disponible en: <<http://www.sepcoprocess.com/images/pdf/sepcodesignmanual.pdf>> [citado el 9 de diciembre del 2016].

SHELL, Design and engineering practice, “Design of multiple-pipe slug catchers”. 2009

VALDERRAMA A, Emilio J. Diseño de un separador bifásico (Gas–Petróleo) de tipo horizontal para crudo. Trabajo de grado. Puerto la cruz. Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui. Escuela de ingeniería y ciencias aplicadas. Departamento de mecánica, 2009.

VERGARA C, Moises A; FOUCART, Nicolas; Repsol YPF. Selection Slug Catcher Type. Paper SPE 107293, 2007

ZETAPDM. Perforated Distribution Baffle [en línea] Disponible en: <<http://www.zeta-pdm.com/products/distribution-calming-devices/perforated-distribution-baffle.html#advantages>>[citado [13 noviembre de 2016].

ZETAPDM. ZP-Vane Type Inlet Device [en línea] Disponible en:<<http://www.zeta-pdm.com/products/inlet-devices/zp-vane-type-inlet-device.html>> [13 noviembre de 2016].