

APLICACIÓN DE MODELOS MECANÍSTICOS PARA EL DISEÑO DE UN
SISTEMA DE SARTA DE VELOCIDAD CON COILED TUBING EN UN CAMPO
COLOMBIANO

MITCHELL MAURICIO AMAYA URRUTIA
JAVIER JAVIER REMOLINA SALGADO



UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA

2017

APLICACIÓN DE MODELOS MECANÍSTICOS PARA EL DISEÑO DE UN
SISTEMA DE SARTA DE VELOCIDAD CON COLIED TUBING EN UN CAMPO
COLOMBIANO

MITCHELL MAURICIO AMAYA URRUTIA
JAVIER JAVIER REMOLINA SALGADO

Trabajo de grado para optar al título de
Ingeniero de Petróleos

Director:

ERIK GIOVANY MONTÉS PAEZ
M.Sc en Ingeniería de Hidrocarburos

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA

2017

DEDICATORIA

Dedico este proyecto primeramente a Dios quien me dio fortaleza y paciencia en los momentos más difíciles, que con su infinita sabiduría me ha bendecido a lo largo de mi vida y que me ha puesto a las personas indicadas a mi lado.

A mis padres Orlando y Luz Amparo quienes con su amor y apoyo me alentaron a terminar mis estudios y son de gran motivación para mi vida, los amo infinitamente.

A mi abuela Everilde quien fue la persona que me apoyo siempre y es una de las personas más importantes en mi vida, agradezco sus oraciones y el amor que me ha brindado.

A mi hermana Sthefany y a mi tía Maria Teresa quienes fueron pieza fundamental para construir mi futuro y me han apoyado en toda la vida.

A mis dos mascotas quienes amo mucho Rufo y Mily que le brindan alegría a mi vida diariamente y a Flipper donde quiera que te encuentres gracias por regalarme la mejor niñez.

A mi novia, amiga y compañera de estudio Daniela baluarte importante en este último tramo de mis estudios quien con sus consejos y compañía hicieron de mis estudios más amenos.

A todas las personas que oran diariamente por mí, infinitamente agradecido.

*Y finalmente dedico este proyecto a mi segunda familia quienes luchamos a diario en un campo de juego donde dejamos alma y sudor por representar los colores de nuestra universidad y en donde aprendí lo importante de la hermandad, eternamente agradecido con la selección de rugby masculino
(Toros Uis)*

Mauricio

DEDICATORIA

A mi padre, mi mayor ejemplo de vida, de dedicación y responsabilidad. A ti te dedico este trabajo de grado ya que sin tu ayuda nada de esto hubiese sido posible. Te amo.

A mi madre, la mujer que más amo en esta vida. Siempre sentí tu calidez a la distancia, tus buenas energías y tu amor. A ti mi principal motor por el cual alcanzar mis metas, te dedico este trabajo.

A toda mi familia, gracias por su apoyo en todos los aspectos. Uchy, Mami Wual, Moncho, tío Jechu, José, Isaí, siempre los llevaré en mi corazón.

A mis amigos, los nuevos y los de toda la vida, los verdaderos. Ustedes son parte importante en mi vida.

A Martin, saludos allá en el cielo.

Javier

AGRADECIMIENTOS

A Dios por darnos fortaleza en los momentos más necesarios. La fe y la esperanza son los motores más grandes que el hombre posee.

A nuestro director, Erik Montes quien creyó en nuestro proyecto y siempre nos brindó la mano en el transcurso del mismo. Gracias por su paciencia.

Al grupo de modelamiento de procesos hidrocarburos por permitirnos hacer parte de ellos y brindarnos consejos y recomendaciones para la realización de nuestro proyecto.

A los docentes que nos brindaron su conocimiento y nos lo impartieron en cada materia.

A la UIS, mi alma mater.

Mauricio y Javier

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	19
1. DISEÑO DE UN SISTEMA DE SARTA DE VELOCIDAD CON <i>COILED TUBING</i>	22
1.1 FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERIA	23
1.1.1 Parámetros para el flujo multifásico en tubería vertical.....	25
1.1.2 Patrones de flujo para flujo vertical ascendente.....	29
1.1.3 Correlaciones empíricas de flujo multifásico.	31
1.1.4 Modelos Mecánicos.....	35
1.2 <i>COILED TUBING</i>	36
1.2.1 Antecedentes del <i>Coiled tubing</i>	37
1.2.2 Descripción del equipo de <i>Coiled tubing</i>	42
1.2.3 Áreas de aplicaciones con <i>Coiled tubing</i>	51
1.2.4 Sartas de velocidad con Tubería Flexible	52
1.3 <i>SIMPLIFIED NODAL ANALYSIS PROGRAM (SNAP)</i>	56
1.3.1 Interfaz.....	56
1.3.2 Modulo general	57
1.3.3 Módulo PVT	58
1.3.4 Módulo Inflow.....	59
1.3.5 Módulo WellBore.....	60

1.3.6 Módulo de Sensibilidades	61
1.4 SCREENING CORRELACIONES PVT PARA ACEITES	62
1.5 SELECCIÓN DEL TIPO DE IPR	67
1.5.1 Calibración de la curva IPR pozo Uis 1	68
1.5.2 Calibración de la curva IPR pozo Uis 2	69
2. SELECCIÓN DEL MODELO MECANÍSTICO	72
3. EVALUACIÓN DEL MODELO MECANÍSTICO CON DIFERENTES CORRELACIONES EMPÍRICAS	77
4. PROCEDIMIENTOS DE CÁLCULO DE LAS VARIABLES DE FLUJO DEL MODELO MECANÍSTICO	82
4.1 MODELO MECANÍSTICO DE ANSARI	82
4.2 PREDICCIÓN DE PATRONES DE FLUJO	82
4.2.1 Fronteras de transición	83
4.3 PREDICCIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE FLUJO	87
4.3.1 Modelo de flujo burbuja	87
4.3.2 Modelo de flujo tapón o bache	89
4.3.3 Modelo de flujo anular	98
4.4 NOMENCLATURA MODELO DE ANSARI	105

5. DISEÑO DEL SISTEMA DE SARTA DE VELOCIDAD	108
5.1 ANÁLISIS DE LA VELOCIDAD DEL GAS PARA POZO UIS 1.....	108
5.2 ANÁLISIS DE LA VELOCIDAD DEL GAS PARA POZO Uis 2	110
5.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	112
5.4 OPTIMIZACIÓN DE LOS POZOS	113
5.4.1 Determinación del diámetro de tubería	113
5.4.2 Curvas de demanda pozo Uis 1.....	117
5.4.3 Curvas de demanda pozo UIS 2.	119
5.5 COMPARACIÓN DE RESULTADOS CON UN SOFTWARE COMERCIAL ..	120
5.6 ANÁLISIS DE LOS EQUIPOS DEL SISTEMA.....	123
6. ANÁLISIS FINANCIERO	126
6.2 INVERSIÓN INICIAL.....	126
6.2 FLUJO DE CAJA	128
6.2.1 Ingresos	129
6.2.2 Lifting Cost	129
6.2.3 Regalías	129
6.2.4 Impuesto de Renta.....	129
6.3 INDICADORES FINANCIEROS.....	130
6.3.1 Valor Presente Neto.....	130
6.3.2 Tasa interna de retorno	130
6.3.3 Tiempo de repago simple o Payback	131

6.4 EVALUACIÓN DEL PROYECTO.....	131
6.4.1 Evaluación financiera pozo Uis 1	136
6.4.3 Evaluación financiera pozo Uis 2	138
6.5 ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	141
7. RECOMENDACIONES	142
8. CONCLUSIONES	143
BIBLIOGRAFÍA.....	146
ANEXOS.....	149

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1: Mapa de regímenes de flujo en tubería vertical	24
Figura 2: Vida productiva de un pozo de gas.....	26
Figura 3: Velocidades críticas en diferentes diámetros de tubería.....	28
Figura 5: Cantidad de unidades de <i>Coiled tubing</i> en el mundo. (1999-2016)	40
Figura 6: Una unidad de coiled tubing, diseñada a la medida de las necesidades	43
Figura 7: Una plataforma del campo valhall en el Mar del Norte, nueva unidad CT para hacer operaciones de disparos y limpieza de pozos.	43
Figura 8: Componentes principales de una unidad de CT.	44
Figura 9: Carrete del equipo de CT.....	45
Figura 10: Tensión entre el carrete y el inyector del equipo de CT.....	46
Figura 11: Unidad de potencia.	47
Figura 12: Cabeza inyectora de la unidad de <i>Coiled tubing</i>	48
Figura 13: Cuello de ganso o arco guía.	49
Figura 14: Esquema de tablero de control.	51
Figura 15: Arreglo de sarta de velocidad con tubería flexible.	53
Figura 16: Diseño del CT como una SV.....	55
Figura 17: Relación de afluencia de comportamiento del yacimiento	56
Figura 18: Interfaz Snap	57
Figura 19: Modulo general.	58
Figura 20: Modulo PVT.	59
Figura 21: Modulo Inflow.....	60
Figura 22: Modulo WellBore.....	61
Figura 23: Modulo sensibilidades.....	62
Figura 24: Comparación de la curva IPR generada por diferentes métodos (pozo Uis 1).	67

Figura 25: Comparación de la curva IPR generada por diferentes métodos (pozo Uis 2).	69
Figura 26: Curvas Outflow del pozo Uis 1 y las generadas por el software SNAP.	80
Figura 27: Curvas Outflow del pozo Uis 2 y las generadas por el software SNAP.	81
Figura 28. Mapa de patrones de flujo de Taitel, Dukler y Barnea	85
Figura 29. Tapón desarrollado	90
Figura 30. Tapón desarrollándose	94
Figura 31. Esquema de flujo anular	99
Figura 32. Velocidad del gas con respecto a la profundidad con el diámetro original de la tubería del pozo Uis 1.	110
Figura 33. Velocidad del gas con respecto a la profundidad con el diámetro original de la tubería del pozo Uis 2.	112
Figura 34: Diseño de diámetro de coiled tubing a través de la historia	113
Figura 35. Comparación en la velocidad del gas de diferentes diámetros de tubería con la velocidad crítica del gas para el pozo Uis1	115
Figura 36. Comparación en la velocidad del gas de diferentes diámetros de tubería con la velocidad crítica del gas para el pozo Uis 2.	117
Figura 37. Tasa de producción vs presión de fondo en diferentes diámetros de tubería del pozo Uis 1.	118
Figura 39: Curvas de demanda generadas por Snap del pozo Uis 1.	121
Figura 40: Curvas de demanda generadas por Snap del pozo Uis 2.	122
Figura 41. Flujo de caja pozo Uis 1.	137

LISTA DE TABLAS

pág.

Tabla 1: Top 10 de las empresas operadoras que emplearon unidades de Coiled tubing en el año 2016.	41
Tabla 2: Porcentaje de unidades de <i>Coiled tubing</i> por área geográfica.	42
Tabla 3: Rango de datos para la correlación de STANDING. M.B.	63
Tabla 4: Rango de datos para la correlación de LASATER, J.A.	64
Tabla 5: Rango de datos para la correlación de VASQUEZ & BEGGS.	64
Tabla 6: Rango de datos para la correlación de GLASSO, O.	65
Tabla 7: Rango de datos para la correlación de BEGGS & ROBINSON.	65
Tabla 8: Datos de campo de yacimiento y fluidos (pozo Uis 1).	66
Tabla 9: Datos de campo de yacimiento y fluidos (pozo Uis 2).	66
Tabla 10: Porcentajes de error de los valores de caudal generados por los modelos de Vogel y Fetkovich.	68
Tabla 11. Porcentajes de error de los valores de caudal generados por los modelos de Vogel y Fetkovich.	70
Tabla 12. Comparación cuantitativa entre los modelos mecanísticos presentes en el SNAP en función de los factores de rendimiento para el pozo (Uis 1).	75
Tabla 13. Comparación cuantitativa entre los modelos mecanísticos presentes en el SNAP en función de los factores de rendimiento para el pozo Uis 2.	75
Tabla 14. Comparación cuantitativa entre el modelo de ANSARI y las correlaciones empíricas presentes en el SNAP en función de los factores de rendimiento para el pozo Uis 1.	78
Tabla 15. Comparación cuantitativa entre el modelo de ANSARI y las correlaciones empíricas presentes en el SNAP en función de los factores de rendimiento para el pozo Uis 2.	79
Tabla 16. Velocidad del gas para el pozo Uis 1.	109
Tabla 17. Velocidad del gas para el pozo Uis 2.	111

Tabla 18. Velocidades del gas a diferentes diámetros de tubería del pozo Uis 1.	114
Tabla 19. Velocidades del gas a diferentes diámetros de tubería del pozo Uis 2	116
Tabla 20. Resultados pozo Uis 1.....	118
Tabla 21. Resultados pozo Uis 2.....	120
Tabla 22. Comparación de resultados con SNAP del pozo uis 1	121
Tabla 23. Comparación de resultados con SNAP del pozo Uis 2.....	123
Tabla 24. Equipo de tubería flexible utilizado para el pozo Uis 1.	124
Tabla 25. Equipo de tubería flexible utilizado para el pozo Uis 2.	125
Tabla 26. Inversión inicial pozo Uis 1	127
Tabla 27. Inversión inicial pozo Uis 2	128
Tabla 28. Escenario de producción para los dos pozos	129
Tabla 29. Comparación de la tasa de producción en el pozo Uis 1	132
Tabla 30. Comparación de la tasa de producción en el pozo Uis 2.....	134
Tabla 31. Evaluación financiera pozo Uis 1.....	136
Tabla 32. Indicadores económicos pozo Uis 1.	138
Tabla 33. Evaluación financiera pozo Uis 2.....	138
Tabla 34. Indicadores económicos pozo Uis 2.	140
Tabla 35. Comparación de indicadores financieros.....	141

RESUMEN

TÍTULO: APLICACIÓN DE MODELOS MECANÍSTICOS PARA EL DISEÑO DE UN SISTEMA DE SARTA DE VELOCIDAD CON COILED TUBING EN UN CAMPO COLOMBIANO¹.

AUTORES:

MITCHELL MAURICIO AMAYA URRUTIA

JAVIER JAVIER REMOLINA SALGADO²

PALABRAS CLAVE:

Coiled tubing, sarta de velocidad, modelos mecanísticos, flujo multifásico, producción de pozos.

DESCRIPCIÓN:

El presente trabajo de grado busca llevar a cabo un estudio acerca del comportamiento de dos pozos de aceite que presentan problemas para producir los fluidos de yacimiento y posteriormente proponer una solución para que dicha productividad aumente, a través del diseño de un sistema de levantamiento artificial. Para dicho sistema se propone el uso de una tubería flexible (coiled tubing) usada como sarta de velocidad con lo cual se reduce el área de flujo pero se aumenta la velocidad del gas libre, arrastrando consigo los fluidos que no pueden fluir por si mismos hasta superficie.

El objetivo de este trabajo es hacer uso de modelos mecanísticos para determinar variables importantes en el flujo de fluidos en tubería vertical tales como gradientes de presión y fracciones de líquido (holdup) y de esa manera poder dimensionar las herramientas que componen el sistema de levantamiento, principalmente la geometría de la tubería flexible. Este estudio parte de un marco teórico donde se muestra información acerca del coiled tubing, así como de algunos modelos mecanísticos y empíricos y las variables de flujo más importantes para estos y continua con el modelamiento de dos casos reales, a través del software especializado SNAP que nos permitió conocer el modelo mecanístico más adecuado para determinar las variables ya mencionadas y de esa manera se pudo simular lo que sería la producción de los pozos con un sistema de sarta de velocidad.

Finalmente se llevó a cabo un análisis técnico y financiero en cuanto al uso de este sistema de levantamiento propuesto, debido a la necesidad de concluir la factibilidad de una posible implementación.

¹ Trabajo de grado

² Facultad de Ingenierías Físico-químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Erik Giovany Montes Páez, Ingeniero de Petróleos.

ABSTRACT

TITLE: APPLICATION OF MECHANICAL MODELS FOR THE DESIGN OF A SPEED RANGE SYSTEM WITH COILED TUBING IN A COLOMBIAN FIELD³.

AUTHORS:

MITCHELL MAURICIO AMAYA URRUTIA

JAVIER JAVIER REMOLINA SALGADO⁴

KEYWORDS:

Coiled tubing, Velocity string, mechanical models, multiphase flow, well production.

DESCRIPTION:

The present work of degree intends to carry out a study on the behavior of two oil wells that present problems to produce the fluids of deposit and later propose a solution for that productivity to increase, through the design of an artificial lift system. For this system it is proposed to use a coiled tubing used as a velocity string which reduces the flow area but increases the velocity of free gas, dragging fluids that can not flow by themselves to surface.

The objective of this work is to make use of mechanical models to determine important variables in the flow of fluids in vertical pipe such as pressure gradients and liquid fractions (holdup) and in this way to be able to size the tools that compose the lifting system, Mainly the geometry of the flexible pipe. This study is based on a theoretical framework that shows information about the coiled tubing, as well as some mechanical and empirical models and the most important flow variables for these and continues with the modeling of two real cases, through specialized SNAP software Allowed us to know the most appropriate mechanical model to determine the variables already mentioned and in this way it was possible to simulate what would be the production of the wells with a speed train system.

Finally, a technical and financial analysis was carried out regarding the use of this proposed survey system, due to the need to conclude the feasibility of a possible implementation.

³ Bachelor Thesis

⁴ Facultad de Ingenierías Físico-químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Erik Giovany Montes Páez, Ingeniero de Petróleos.

INTRODUCCIÓN

En muchos procesos que se llevan a cabo en la industria petrolera, es necesaria la aplicación de modelos de flujo multifásico con el objetivo de determinar variables clave para su optimización o implementación de manera eficiente. Los modelos de tipo mecanicista generalmente son más complejos que las correlaciones empíricas, sin embargo, al ser un enfoque soportado por las leyes de la mecánica de fluidos tienen la particularidad de que su aplicación se extiende a condiciones que difieren entre sí. Además, debido a la rigidez de las ecuaciones matemáticas que representan la física del fenómeno estos modelos pueden llegar a arrojar resultados más certeros, respecto a otros. Una de las aplicaciones de estos modelos es la del cálculo de variables en flujo multifásico para tuberías verticales tales como caídas de presiones y holdup, las cuales nos ayudan a entender mejor el comportamiento de los fluidos a través del pozo y de esa manera poder optimizar un proceso de gran importancia como lo es la producción de petróleo. En los yacimientos de gas condensado que se encuentran por debajo de la curva de saturación pueden llegar a presentarse diversos problemas con la producción de fluidos a través del tubing. Uno de estos problemas es la pérdida de la velocidad del gas que va fluyendo en la tubería como consecuencia de las pérdidas de presión, lo cual puede ocasionar problemas de colgamiento de líquidos en el fondo del pozo, y con esto, pérdida en la producción.

El escenario del presente trabajo es el descrito con anterioridad; dos pozos de gas que presentan problemas de colgamiento de líquido fueron sometidos a un procedimiento con el cual se buscaba aumentar la velocidad del gas con el fin de poder arrastrar el líquido que se encuentra acumulado en el pozo. Para ello se propuso utilizar una sarta de coiled tubing como sarta de velocidad, de tal forma que, se redujera el diámetro efectivo de tubería de producción a cambio de obtener los condensados acumulados en fondo y a su vez de evitar un matado del pozo.

En primera instancia se llevó a cabo la revisión bibliográfica pertinente a modelos de flujo, colgamiento entre fases, correlaciones empíricas, modelos mecánicos, software especializados para realizar diferentes corridas de correlaciones y modelos, tubería flexible aplicado como sartas de velocidad, todo con el fin de obtener un conocimiento base de las herramientas fundamentales en el diseño del sistema de levantamiento.

En el segundo capítulo se realizó la selección del mejor modelo mecánico que modelara el comportamiento de la curva outflow de ambos pozos para lograrlo se corrió tres modelos mecánicos en el software especializado snap quien arrojó las caídas de presiones y estas a su vez se compararon con las caídas de presiones de los pozos originales a través de una metodología propuesta por Ansari.

En el tercer capítulo se realizó una comparación entre el mejor modelo mecánico hallado en el capítulo anterior y las diferentes correlaciones empíricas que se trabajan para modelar flujos multifásicos en tubería vertical siguiendo la misma metodología anterior por medio del hallazgo de las caídas de presiones al correr las diferentes correlaciones empíricas en el software snap

En el cuarto capítulo se describieron todas las ecuaciones utilizadas para el cálculo de las variables más importantes en el flujo multifásico en tubería vertical, de la mano del modelo y submodelos matemáticos descritos en el o los modelos mecánicos hallados como los más adecuados para el modelado de los pozos. Dichas variables se utilizaron para llevar a cabo el análisis nodal en los pozos y de esa manera poder llevar a cabo el diseño del sistema de levantamiento.

En el quinto capítulo se realizó todo el diseño del coiled tubing aplicada como sarta de velocidad cuyo fin es encontrar un diámetro óptimo que permita el flujo del fluido hacia la superficie utilizando una tasa de producción mayor. En primera instancia se identificó el problema de colgamiento de líquido para el diámetro de tubería original y seis diferentes diámetros empleados en coiled tubing, una vez se identificó las tuberías donde no se presenta colgamiento de líquido se realizó un análisis nodal

utilizando la herramienta software elaborada en el capítulo anterior con el fin de determinar la tasa de producción de cada diámetro de tubería. Seguido se realizó la comparación de la tasa de producción obtenida a utilizar la herramienta software con la conseguida al utilizar el software snap. Una vez se obtuvo el diámetro de tubería óptimo en ambos pozos se diseñó todo el aparejo superficial del coiled tubing quien nos fue útil para realizar el análisis financiero.

Finalmente se realizó el análisis financiero para determinar la viabilidad económica del proyecto. En él intervinieron factores como: costos de operación, inversión inicial, ingresos, escenarios de producción, con el fin de construir un flujo de caja en el periodo de elaboración del proyecto en donde finalmente se determinó la viabilidad de realización de este.

1. DISEÑO DE UN SISTEMA DE SARTA DE VELOCIDAD CON *COILED TUBING*

El diseño de sarta de velocidad con *coiled tubing* abarca un gran número de aspectos a tener en cuenta para su óptimo desempeño dentro del pozo, para ello se debe evaluar cierto número de parámetros para llegar a encontrar un diámetro adecuado de tubería de producción.

Entre los parámetros más destacados se encuentra: el identificar el patrón de flujo presente en la tubería ya que como bien es sabido en una tubería de flujo vertical pueden coexistir diferentes tipos de fluidos lo que conlleva a un estudio del tipo de patrón dominante en la tubería, una vez identificado el tipo de patrón se debe evaluar diferentes aspectos como colgamiento entre fases, la velocidad crítica del gas y caudales críticos para así evitar un aumento de presión de fondo y por ende una disminución en la producción del fluido que puede conllevar a problemas más serios dentro del pozo. Como es difícil entender el comportamiento de flujo de gases y líquidos a través de la tubería se opta por el uso de métodos que simplificaran el comportamiento de los fluidos dentro de cualquier tubería ya sea de transporte o producción, estos métodos pueden ser correlaciones empíricas o modelos mecánicos.

En la actualidad existen diferentes softwares que ofrecen el uso de correlaciones y modelos con el fin de facilitar el estudio de los fluidos dentro del pozo a través los métodos anteriormente mencionados, estos softwares por lo general son de fácil comprensión para el usuario quienes deben disponer de información necesaria como propiedades de los fluidos, estados mecánicos, datos de yacimiento, entre otros para poder modelar el comportamiento.

Finalmente dicho comportamiento y los parámetros anteriormente descritos son los que ayudaran a la elección del mejor diámetro de tubería que será dispuesta en

el pozo que junto a la mejor elección de los equipos de superficie constituirán todo el sistema de sarta de velocidad con *coiled tubing*.

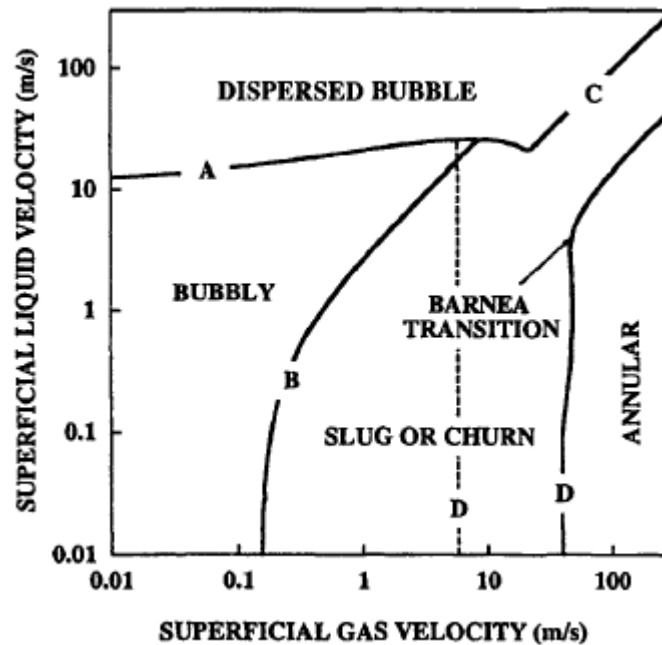
1.1 FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERIA⁵

Para flujo en corriente de un gas y un líquido de baja a moderada viscosidad, pueden ser distinguidos un número de diferentes patrones de flujo, los cuales pueden fluctuar desde el extremo de burbuja de gas dispersa en una fase líquida continua con una velocidad del gas relativamente baja, a gotas de líquido dispersa en una fase continua de gas.

Es importante señalar que, tanto para el caso de flujo en tuberías horizontales como en tuberías verticales, es posible encontrar en una misma tubería diferentes patrones de flujo. Los patrones de flujo pueden ser resumidos en un mapa de flujo, en el cual presentan las características morfológicas de arreglo de los componentes y es el resultado de la recopilación de datos experimentales. Obtenidos a partir de un gran número de observaciones de dichos patrones.

⁵ ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

Figura 1: Mapa de regímenes de flujo en tubería vertical



Fuente: A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores A.M. Ansari, Pakistan Petroleum Ltd.; N.D. Sylvester, U. of Akron; and C. Sarica, O. Shoham, and J.P. Brill, U. of Tulsa.

Las transiciones o fronteras entre un patrón de flujo y otro no están bien definidas, ya que la distinción entre los mismos tiene una dependencia cualitativa y varía de observador en observador. De hecho, las fronteras son arbitrarias porque se basan en lo que el experimentador ve, y no en los parámetros que caracterizan al flujo tales como viscosidad y flujo másico (Wallis, 1969).

Cuando se diseñan tuberías ya sea de superficie o producción, en las que se desea transportar el fluido multifásico, surgen inquietudes que deben ser resueltas dependiendo de la aplicación. Entre la de mayor relevancia se encuentran:

¿Cuál es la pérdida de presión?, ¿cuál es el nivel del líquido a transportar?, ¿cómo se pueden separar las fases?, y para ello es necesario conocer algunas propiedades de los fluidos como tensión superficial, densidad, viscosidad y entre otras que nos ayudaran a calcular los gradientes de presión.

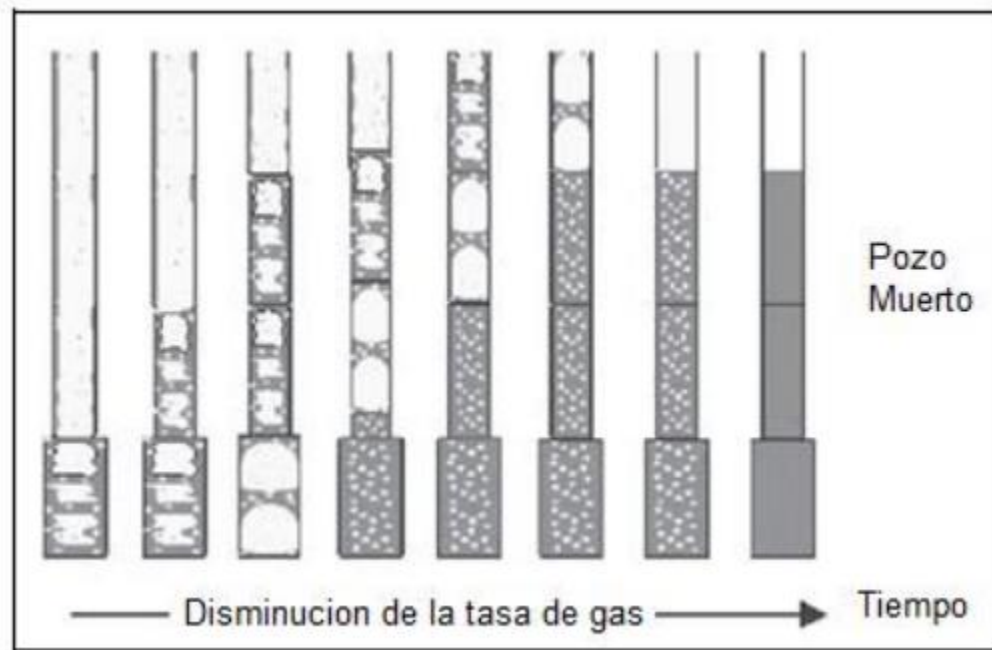
1.1.1 Parámetros para el flujo multifásico en tubería vertical. El flujo multifásico en tubería, como se ha mencionado anteriormente, es el movimiento de dos fluidos que coexisten en una misma tubería en donde pueden estar en forma de mezcla homogénea o fluir como fases separadas. Para entender este fenómeno surgen una serie de parámetros que nos ayudaran a mirar el comportamiento de los fluidos y quien nos dictaminaran si un pozo bajo a las condiciones de flujo establecidas puede presentar un problema a futuro en cuanto a la producción de gas o de aceite o si el pozo tendrá una producción estable durante un tiempo determinado. A continuación, se menciona los parámetros para el flujo multifásico en tubería vertical.

1.1.1.1 Carga de líquidos⁶. Este fenómeno se da cuando el gas carga el líquido hasta la superficie debido a las altas velocidades del gas, generando un flujo tipo niebla en donde el líquido será disperso en el gas, dando lugar a un bajo porcentaje de volúmenes de líquido presentes en la tubería.

Si la tasa de gas es lo suficientemente alta para remover los líquidos la tasa de producción llegara a un equilibrio estable de lo contrario el gradiente de la presión en la tubería aumentara debido a la acumulación de líquidos, esto genera que la presión de la formación aumente y la tasa de gas disminuya hasta el punto que pueda caer por debajo de la tasa critica ocasionando que no pueda transportar los líquidos hacia la superficie esto genera aún más que la presión de fondo aumente reduciendo la producción de gas pudiendo fortuitamente matar el pozo.

⁶ LEA, James, *et al.* Gas Well Deliquification. Two ed. Oxford: Gulf Professional Publishing, 2008. ISBN: 978-0-7506-8280-0.

Figura 2: Vida productiva de un pozo de gas.



Fuente: Modificado de LEA, James, et al. Gas Well Deliquification. 2 ed. 2008.

Ecuación de la carga de líquidos en tubería vertical.

$$H_L = \frac{\text{volumen del liquido en la tubería}}{\text{volumen de la sección de la tubería}} \quad Ec (1)$$

Donde,

H_L = carga de liquido

1.1.1.1 Velocidad crítica. Se define como la mínima velocidad que debe tener el gas dentro de la tubería para arrastrar las pequeñas gotas de fluido de forma ascendente, este término es explicado a través del modelo de la gótica de Turner, donde se observa como la fuerza de arrastre del gas va arrastrando el peso de la gota, cuando el peso de la gota es igual a la fuerza de arrastre se dice que está a “velocidad crítica”.

Ecuación desarrollada por Turner para cuantificar la velocidad crítica de una corriente de gas:

$$V_{cg, condensado} = \frac{4.043(45 - 0.0031P)^{1/4}}{(0.0031P)^{1/2}} \quad Ec (2)$$

Donde,

Vcg= velocidad crítica del gas (pies/s).

P= Presión en cabeza (psia).

La ecuación de velocidad crítica puede ser transformada a la ecuación de caudal crítico.

$$A = \frac{\pi(Dti)^2}{4 \cdot 144} \quad Ec (3)$$

Donde,

A= área de la tubería (pies²)

Dti= diámetro interno de la tubería (pulgadas)

$$Q_c = \frac{3.067PV_cA}{(T + 460)Z} \quad Ec (4)$$

Donde,

Qc= caudal del gas crítico (MMscf/d)

T= temperatura en cabeza (F°)

Z= factor de formación del gas real

P= Presión en cabeza (psia).

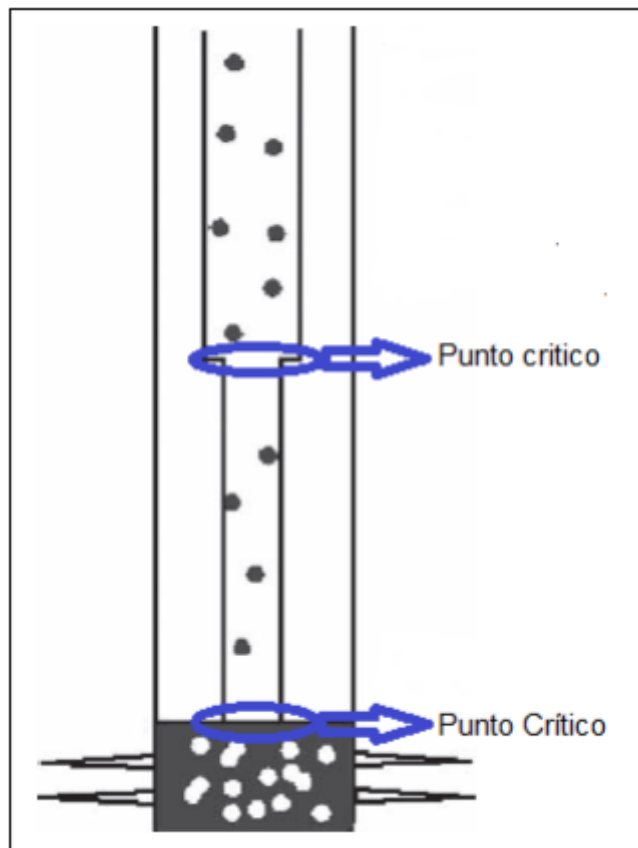
Vc= velocidad crítica del gas (pies/s).

A= área de la tubería (*pies*²).

1.1.2.1 Velocidad crítica con respecto a diferentes diámetros de tubing.

En la mayoría de los pozos se completan con diferentes diámetros de tubería por lo que se deberá hacer el análisis de la velocidad crítica en los puntos donde ocurre el cambio de diámetro que es por lo general donde las velocidades del flujo son más bajas.

Figura 3: Velocidades críticas en diferentes diámetros de tubería.



Fuente: Modificado de LEA, James, et al. Gas Well Deliquification. 2 ed. 2008.

1.1.2 Patrones de flujo para flujo vertical ascendente⁷. La diferencia básica entre flujo de una sola fase y el flujo de dos fases es que en este último, la fase gaseosa y líquida pueden estar distribuidas en la tubería en una variedad de configuraciones de flujo, las cuales difieren unas de otras por la distribución espacial de la interface, resultando en características diferentes de flujo, tales como los perfiles de velocidad y colgamiento.

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

- Parámetros operacionales, es decir, gastos de gas y líquido.
- Variables geométricas incluyendo diámetro de la tubería y ángulo de inclinación.
- Las propiedades físicas de las dos fases, tales como: densidades, viscosidades y tensiones superficiales del gas y del líquido.

1.1.2.1 Flujo burbuja. La fase gaseosa está dispersa en pequeñas burbujas, teniendo una distribución aproximadamente homogénea a través de la sección transversal de la tubería. Este patrón comúnmente está dividido en flujo burbuja, el cuál ocurre a gastos de líquido relativamente bajos y es caracterizado por el deslizamiento entre la fase gaseosa y líquida. El flujo burbuja dispersa, en cambio, ocurre a gastos relativamente altos de líquido.

1.1.2.2 Flujo tapón o bache. El patrón de flujo bache es simétrico alrededor del eje de la tubería. La mayoría de la fase gaseosa se encuentra en bolsas de gas, con forma de una gran bala llamada “burbuja de Taylor”, con un diámetro casi igual al diámetro de la tubería.

El flujo consiste de una sucesión de burbujas de Taylor separadas por baches de líquido. Una delgada película fluye contra la corriente entre la burbuja y la pared

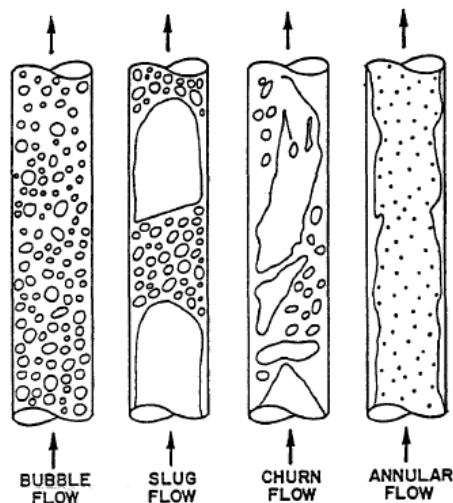
⁷ ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

de la tubería. La película penetra en el siguiente bache de líquido y crea una zona de mezcla aireada por pequeñas burbujas de gas.

1.1.2.3 Flujo transición (churn). Es caracterizado por un movimiento oscilatorio, es similar al flujo bache y los límites no están muy claros entre las fases. Ocurre a mayores tasas de flujo de gas, donde el bache de líquido en la tubería llega a ser corto y espumoso.

1.1.2.4 Flujo anular.⁸ El flujo anular está caracterizado por un núcleo central de gas cargado con gotas que fluye a una velocidad mayor que las de la película de líquido que se adhiere a la pared. Las gotas son arrancadas desde la cresta de las ondas las cuales se propagan en la superficie de la película de líquido y difunden en el núcleo de gas pudiendo eventualmente chocar contra la pared de la película del líquido.

Figura 4: Patrones de flujo en flujo ascendente bifásico.



Fuente: Tomado de: ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

⁸ SÁNCHEZ, Yamilet, *et al.* MÉTODO DE DETERMINACIÓN DE PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍAS VERTICALES A TRAVÉS DE LÓGICA DIFUSA. Simposio Brasileño de Automatización Inteligente, São Paulo, Brasil, Septiembre 1999.

1.1.3 Correlaciones empíricas de flujo multifásico. Los métodos empíricos son realizados en forma de experimentos en donde se hacen mediciones globales de los efectos producidos por el flujo, estas técnicas al ser experimentales generan cierto porcentaje de error dependiendo del sistema en el que se empleen por tal razón no se puede decir con precisión que método es mejor debido a que no existe una en general que modele todos los casos. A continuación, se presentan las diferentes correlaciones empíricas que se trabajaron para fines de este trabajo.

1.1.3.1 Correlación de Hagedorn & Brown⁹. Hagedorn & Brown desarrollaron una correlación de 475 pruebas realizadas en un pozo experimental de 1500 ft de profundidad, usando viscosidades por encima de 110 cp. Ellos utilizaron una densidad de mezcla promedio corregida a condiciones de fondo de pozo para calcular las pérdidas de presión por fricción y aceleración.

El holdup fue luego calculado de las pérdidas de presión total y los valores calculados de pérdidas por fricción y aceleración. Correlacionaron los valores de holdup con variables de flujo y propiedades de fluido, ya que el holdup líquido no fue medido directamente, los valores de holdup dados por la correlación no son físicamente significativos en algunos casos. Las pérdidas de presión calculadas fueron comparadas con un estudio dando una desviación promedio de 1.5% con una desviación estándar de 5.5%.

1.1.3.2 Correlación de Duns & Ros¹⁰. Este método es el resultado de una investigación de laboratorio a gran escala con modificaciones y ajustes usando datos de campo. Duns & Ros eligieron un enfoque un poco diferente que la mayoría de los investigadores. El gradiente de presión es expresado como una fracción del gradiente hidrostático del líquido. Ellos definieron arbitrariamente el gradiente de presión estática como el peso del volumen por la densidad in-situ y desarrollaron

⁹ Hagedorn, A. R., y Brown, K. E.: "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits," Trans., AIME.

¹⁰ Duns, H., Jr., y Ros, N.C.J.: "Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells," proc., Sixth World Pet. Cong., Frankfurt II, 1993.

correlaciones para la fricción en la pared de la tubería, de sus extensos datos de laboratorio para cada una de las tres amplias regiones de flujo. Aunque usaron en un punto específico un balance de presión en lugar de un balance de energía, sus ecuaciones son un balance de energía termodinámico. El gradiente total incluye un gradiente estático, un gradiente de fricción y un gradiente por aceleración. Los efectos de resbalamiento entre el gas y el líquido son incorporados en el gradiente estático y se mantienen separados de los efectos debidos a la fricción. Los regímenes de flujo fueron definidos en función de números adimensionales. Ellos separaron el flujo dentro de tres tipos de regiones y prepararon correlaciones separadas para el resbalamiento y fricción en las tres. Las tres regiones son:

- Región 1: La fase líquida es continua, y el flujo burbuja, flujo tapón y parte del flujo bache existen en este régimen.
- Región 2: En esta región las fases de líquido y gas se alternan. La región por lo tanto cubre el patrón de flujo bache y el resto del flujo burbuja.
- Región 3: En esta región el gas es la fase continua por lo que en ésta región se encuentra el flujo neblina.

1.1.3.3 Correlación de Orkiszewski¹¹. Orkiszewski probó varias correlaciones publicadas con datos de campo y concluyo que ninguna fue suficientemente aproximada para todos los regímenes de flujo. Luego selecciono la correlación que el considero más aproximada para el flujo burbuja y flujo niebla, y propuso una nueva correlación para el flujo bache basada en un parámetro llamado “coeficiente de distribución líquida”. La correlación compuesta fue aprobada contra 148 pruebas de pozo y reporto medidas de pérdidas de presión con un error promedio de 0.8 % y una desviación estándar de 10.8%.

Se incluyeron aquellas correlaciones que por muchos autores han sido consideradas la más aceptable por la industria del petróleo, por las más amplias

¹¹ Orkiszewski, J.: “ Predicting Two- Phase Pressure Drops in Vertical Pipe,” Trans., AIME

gamas de condiciones de flujo. Las correlaciones que no han logrado este grado de uso general pueden ser bastante adecuadas para predecir pérdidas de presión en usos específicos.

1.1.3.4 Correlación de Aziz¹². En 1972, Aziz y colaboradores propusieron un método dependiente de los regímenes de flujo en donde presentaron una nueva correlación para el flujo burbuja y el flujo bache. Para el flujo niebla fue usado el método de Duns & Ros y también se usó el método de interpolación de Duns & Ros para el flujo de transición.

1.1.3.5 Correlación de Beggs & Brill¹³. La correlación de Beggs & Brill fue desarrollada de 548 pruebas tomadas con datos obtenidos experimentalmente, de una prueba con un arreglo a pequeña escala. Esta correlación es aplicable para un amplio rango de condiciones de flujo. Las pruebas se hicieron en secciones de tuberías de acrílico de 1 y 1.5 pulgadas de diámetro y 90 pies de longitud, la cual tenía un mecanismo que podía inclinar la tubería de horizontal a vertical y los fluidos utilizados fueron aire y agua. Beggs y Brill llevaron a cabo investigaciones sobre flujo bifásico, realizando una variación en el ángulo de inclinación de las tuberías empleadas en las pruebas, de -90° a $+90^\circ$.

Para cada diámetro de tubería, los gastos de líquido y gas variaban, por lo que se pudieron observar todos los patrones de flujo cuando la tubería estaba en posición horizontal. Una vez establecido cada patrón de flujo, procedieron a variar el ángulo de inclinación, así que se pudo observar como el ángulo de inclinación afectaba el colgamiento y el gradiente de presión. El colgamiento y el gradiente de presión fueron medidos en ángulos que variaban entre 5, 10, 15, 20, 35, 55, 75 y 90 grados, y se encontró que el colgamiento llegaba a su valor máximo en $+50$ grados y a su valor mínimo en -50 grados. El mapa de patrones de flujo original que obtuvieron

¹² Aziz, K., Govier, G. W. y Fogarasi, M.: "Pressure Drop in Wells Producing Oil y Gas." J. Cdn. Pet. Tech. September 1972.

¹³ Aziz, K., Govier, G. W. y Fogarasi, M.: "Pressure Drop in Wells Producing Oil y Gas." J. Cdn. Pet. Tech. September 1972.

Beggs y Brill fue ligeramente modificado para poder incluir la zona de transición entre el patrón de flujo segregado y el intermitente. Como resultado de los experimentos, obtuvieron una ecuación generalizada, que puede ser utilizada para el cálculo de los gradientes de presión en tuberías verticales en las que exista flujo multifásico, siendo útil también para las tuberías horizontales.

1.1.3.6 Correlación de Mukherjee & Brill¹⁴. Desarrollaron una correlación siguiendo un estudio del comportamiento de caída de presión en flujo multifásico inclinado. Para flujo burbuja y bache, un factor de fricción sin deslizamiento calculado del diagrama de Moody se adecuó a los cálculos de pérdida de fricción. En un flujo estratificado, el gradiente de presión por fricción es calculado en base a un balance de *momentum* para cada fase asumiendo una interfaz gas-liquido lisa. En flujo anular, la correlación para el factor de fricción se presentó en función de la relación entre el *holdup* y el factor de fricción Moody. Los resultados concordaron con los datos experimentales y las correlaciones fueron verificadas con datos de Bahía Prudhoe y Mar del Norte.

1.1.3.7 Correlación de Gay¹⁵. La correlación fue desarrollada por H. E Gray de la compañía petrolera Shell, para fases de gas, predominante para sistemas de gas y condensado en flujo vertical. Gray consideró una fase simple, asumiendo que el agua o condensado van adheridos en las paredes de la tubería en forma de gotas. La correlación es aplicada para casos en los que se considera que las velocidades para flujo vertical están por debajo de los 50 ft/s, y que el tamaño de la tubería de producción sea menor de 3,5 in de diámetro interno y que la relación aceite y agua estén por debajo de 50 bbls/mmpcn y 5 bbls/mmpcn, respectivamente.

¹⁴ Mukherjee, H. y Brill, J. P.: "Liquid Holdup Correlations for Inclined Two-Phase Flow," JPT, mayo 1983.

¹⁵ Oyewole, Adeoluwa.: "Extension of The Gray Correlation To Inclination Angles," The University of Tulsa, SPE conference paper- 2015

1.1.4 Modelos Mecanísticos. Debido a la dificultad para derivar modelos rigurosos han surgido metodologías que combinan formulaciones experimentales para explicar diferentes procesos fundamentales que ocurren dentro de la tubería, los modelos mecanísticos intentan modelar matemáticamente la física del fenómeno en estudio cuyo fin último es determinar el patrón de flujo existente para unas condiciones dadas. A continuación, se listaran los modelos mecanísticos utilizados para esta tesis.

1.1.4.1 Modelo Mecanístico de Ansari¹⁶. El modelo de Ansari *et al.*, fue desarrollado como parte del programa “*Tulsa University Fluid Flow Projects*” (TUFFP). El modelo fue desarrollado para predecir patrones de flujo y características del mismo, para el flujo ascendente en dos fases. El modelo mecanístico está compuesto para predecir el patrón de flujo y un conjunto de modelos independientes para predecir el *Holdup* y caídas de presión en patrones de burbuja, tapón y anular. El modelo fue evaluado con una base de datos de TUFFP de 1712 pozos, y con 371 pozos de la base de datos de *Prudhoe Bay*. El modelo fue comparada con sus correlaciones empíricas comunes y el modelo mecanístico de Hasan & Kabir. El modelo tiene un excelente comportamiento en flujo anular y flujo burbuja.

1.1.4.2 Modelo Mecanístico de Chokshi¹⁷ Su desarrollo considera tres patrones de flujo: burbuja, bache y flujo anular, este consistió en la realización de 374 pruebas para mirar el cambio en la tasa de producción, caída de presión, el modelo se comparó con ocho correlaciones y modelos mecanísticos usando datos medidos y datos calculados de 1712 datos disponibles.

¹⁶ ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

¹⁷ USMAN. Anes, AL. GAHTANI, Abdallah, A Comparative Study Between Empirical Correlations and Mechanistic Models of Vertical Multiphase Flow, Society of Petroleum Engineers, Arabia Saudita, 2010.

1.1.4.3 Modelo Mecanístico de Olga¹⁸ Está basado en relaciones separadas de conservación de masa de la fase de gas y las fases líquidas, así como el arrastre de gotas de líquido. La formulación del modelo incluye ecuaciones adicionales para balances de momento en cada fase, y balance combinado de energía de mezcla. Olga ha sido comparada con datos de varias facilidades experimentales cubriendo un amplio rango de diámetros de línea, fluidos, ángulos de inclinación y condiciones de operación. La mayor parte de la información fue obtenida de experimentos del SIENTEF TWO-Phase Flow Laboratory en Noruega.

1.2 COILED TUBING

La tubería flexible o *Coiled tubing* (CT, por sus siglas en inglés) se define como un producto tubular fabricado de acero y de manera continua en diferentes longitudes que va enrollado en un tambor que tiene por obligación, cumplir las especificaciones necesarias para almacenar el producto tubular, estas tuberías pueden llegar a medir más de 12.000 ft de longitud y pueden soportar alrededor de 120.000 lb de punto de cedencia. Los diámetros generalmente varían dependiendo del uso y condiciones del pozo entre $\frac{3}{4}$ y $6\frac{5}{8}$ de pulgada.

La resistencia a la deformación y corrosión, resistencia mecánica, disminución por daño de transporte y manipulación, disminución de tiempo y costos por cambio de tubería son una de las características principales del CT que permiten a los ingenieros optar por esta tecnología en el momento de solucionar problemas en cuanto a la reparación de pozos activos.

Entre las principales ventajas del uso del *Coiled tubing* es que permite el despliegue de herramientas a través de toda la estructura tubular sin la necesidad de para la

¹⁸ ANSELM, Ruth, *et al.*, Revisión de los métodos y correlaciones para el análisis en líneas de transporte con flujo multifásico, Presentado ante: XVIII Convención de Gas, Caracas, Venezuela, Mayo 2008.

producción es decir que permite optimizar los tiempos de intervención de pozos. Entre las principales ventajas del CT están:

- Puede intervenir en pozos horizontales, altamente desviados, multilaterales.
- Puede ser operado cuando el pozo este fluyendo.
- Menor costo de movilización y de operación.
- Equipos de control de presión altamente confiables.
- Fácil movilización e instalación.
- Causa menor impacto ambiental.
- Puede realizar perforaciones sobre balance con gaslift o fluidos de niebla o aire.
- Bajo impacto sobre el terreno.
- No necesita de conexiones.

Sin embargo se ha encontrado algunas debilidades en el uso del CT que han contribuido a que aún siga siendo una tecnología de objeto de estudio. Entre las principales desventajas se encuentran:

- No se puede rotar desde la superficie.
- No es utilizable para pozos muy profundos debido a su longitud limitada de tubería.
- Necesita de mucho monitoreo en la vida útil.
- Mayor pega diferencial.
- Debido a las características del transporte en carreteras tiene una longitud limitada de CT que puede enrollarse en el carrete.

1.2.1 Antecedentes del *Coiled tubing*¹⁹ El uso de *Coiled tubing* o tubería flexible se remonta al año de 1944 en plena segunda guerra mundial en donde los aliados

¹⁹ WRIGHT, H.J., *et al.*, Coiled-Tubing Drilling Reentry: Case History from East Kalimantan, Presentado ante: SPE/ICoTA Coiled Tubing Conference and Exhibition, Houston, Texas, USA, Marzo 2004.

necesitaban una manera más práctica de transportar combustible²⁰, es allí donde utilizaron tuberías de espesor de 0,212 pulgadas enlazadas con uniones de 40 pies y 3 pulgadas de diámetro interno para formar secciones de 4000 pies de longitud, estos se enrollaban en tambores flotantes de 40 pies de diámetro.

La compañía Bowen Tools en 1962 comenzó a diseñar lo que parecía las primeras unidades de cabezales modernos de CT, en esta oportunidad un inyector regulado para cargas superficiales de 30.000 libras que permitía correr una sarta de 1,315 pulgadas de diámetro externo, el carrete de almacenamiento de 9 pies de diámetro incluía una campana de unión giratoria apta que permita el bombeo. Sin embargo los numerosos puntos de soldaduras que se desgastan con el tiempo debido a los continuos ciclos de flexión y grandes cargas a su vez la poza elasticidad del acero de esta época trabaron los avances de esta tecnología, no obstante dejó entrever que beneficios traía para los servicios de petróleo y gas.

En la década de 1960 y 1970 las compañías de fabricación, Bowen Tools, Brown Oil Tools, Uni-Flex, Inc., Hydra Rig Inc. Y Otis Engineering continuaron mejorando los equipos CT y en los cabezales de los inyectores. Estos cambios permitieron la utilización de tubería flexible de mayor diámetro y a mayores profundidades, pero desafortunadamente el pobre índice de éxito general registrado y su reputación como tecnología eran limitadas.

En 1983, Quality Tubing Inc. Comenzó a utilizar láminas de acero japonés de 13.000 pies para reducir la cantidad de soldadura requeridas en un 50 %, más adelante esta compañía introdujo la soldadura inclinada para eliminar la soldadura a tope esto reduciría la fatiga de la tubería flexible posibilitando la introducción e mejoras en la confiabilidad y el desempeño de las tuberías.

²⁰ AFGHOUL, Ali Chareuf, *et al.*, Colied Tubing: The Next Generation, Oilfield Review, Schlumberger, 2004.

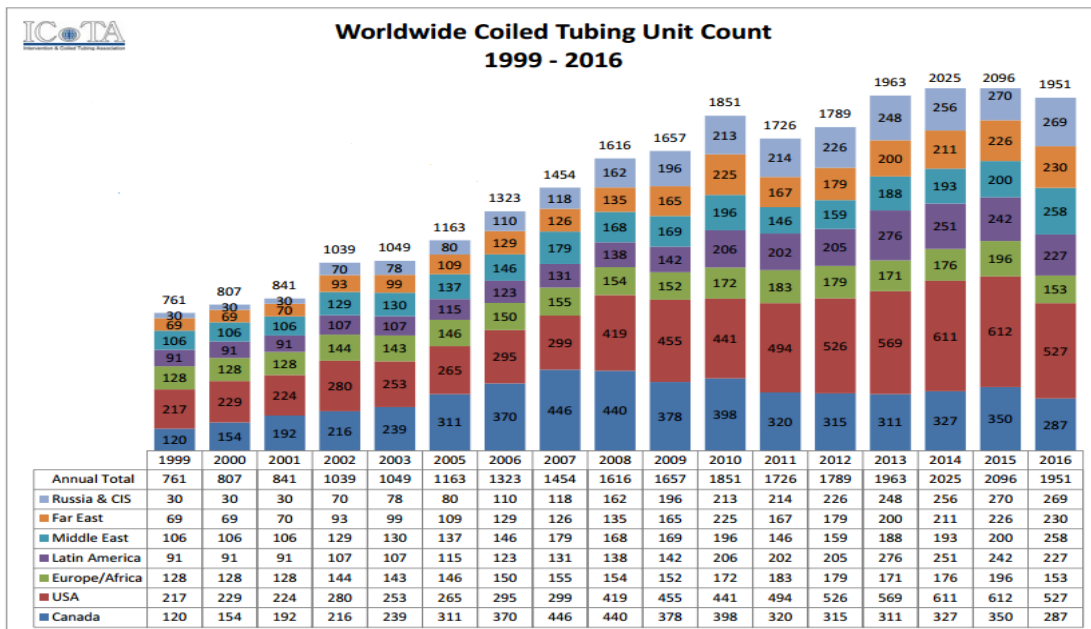
En 1990 se dio paso a la primera sarta de tubería flexible fresada de 2 pulgadas para la determinación permanente de un pozo, inmediatamente proveedores comenzaron a fabricar tuberías con diámetros exteriores de $2\frac{3}{8}$, $2\frac{5}{8}$, $2\frac{7}{8}$, $3\frac{1}{2}$, $4\frac{1}{2}$ pulgadas para aplicaciones de servicios de pozos.²¹

Actualmente, existen tres fabricantes de productos tubulares flexibles que proveen CT utilizado por los proveedores de servicios de todo el mundo. Las compañías *Precisión Tube Technology*, *Quality Tubing Y SeaCAT, Inc.* Fabrican productos tubulares flexibles en Houston, Texas y en Escocia. Cada uno de estos fabricantes está explorando nuevos avances en tecnología CT. Así mismo, la industria metalúrgica de alta resistencia y baja aleación está trabajando permanentemente en el desarrollo de los productos.

Recientemente el número de países que han involucrado esta tecnología para la extracción de petróleo y gas ha aumentado. La compañía ICOTA Intervention and *coiled tubing* association se encarga de dar a conocer nuevos avances tecnológicos sobre esta nueva tecnología así como de realizar un reporte anual sobre los países y compañías involucradas con el uso del CT.

²¹ AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. API. Recommended practice for *Coiled tubing* Operations in oil and gas well services. Washington, 1996 (R: 2007). Pág 35. (API RP 5C7).

Figura 5: Cantidad de unidades de *Coiled tubing* en el mundo. (1999-2016)



Fuente: Intervention and *coiled tubing* association.

Los datos de la tabla 1. (Datos tomados desde 1999, año en que se crea la compañía, hasta el año 2016) revelan el auge que ha tenido la tecnología partiendo de 761 unidades utilizadas en 1999 hasta 2096 unidades registradas el año 2015 actualmente transcurrido el segundo trimestre del año se reportan 1951 unidades superando todos los años anteriores a partir del 2012.

Tabla 1: Top 10 de las empresas operadoras que emplearon unidades de Coiled tubing en el año 2016.

Top 10 CTU Operators 2016	
	2016
Schlumberger	269
Halliburton	180
Baker Hughes	148
Superior Energy	73
C & J Coiled Tubing	63
Cudd Pressure Control	52
Key Energy	44
Calfrac	44
Essential Coil and Stimulation	32
Archer	22
Surqutneftegaz	22

Fuente: Modificado de: Intervention and *Coiled tubing* association.

En la tabla 2 se puede observar que Canada y Estados Unidos son los principales países en desarrollar la tecnología *coiled tubing*.

Tabla 2: Porcentaje de unidades de *Coiled tubing* por área geográfica.

	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Canadá	19%	18%	16%	16%	17%	15%
Estados Unidos	29%	29%	29%	30%	29%	27%
Europa & África	11%	10%	9%	9%	9%	8%
Latino América	12%	11%	14%	12%	12%	12%
Oriente Medio	8%	9%	10%	10%	10%	13%
Lejano Oriente	10%	10%	10%	10%	11%	12%
Rusia & Países CIS	12%	13%	13%	13%	13%	14%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%

Fuente: Modificado de: Intervention and *Coiled tubing* association.

1.2.2 Descripción del equipo de *Coiled tubing*²² La unidad de tubería flexible (tubería continua o *coiled tubing*) ha evolucionado hacia un tipo de unidad portátil compacta y eficiente que elimina el problema de armar y desarmar conexiones que entran y salen del pozo.

Los Equipos de *Coiled tubing* están diseñados para trabajar en ambientes tanto de tierra como en marítimos

1.2.2.1 Equipos de CT Tierra El uso más común con camiones (para caminos en áreas operativas), camiones todo terreno (lugares como desiertos), unidades con mástil (ambientes especiales, ártico)

²² RIGNOL, J, *et al.*, "Using *Coiled Tubing* Equipment to Run complete Jointed Tubing Velocity Strings", Paper 93586 Presentado ante: The SPE international *coiled tubing* association (ICOTA) *Coiled Tubing* Conference, Houston, Texas, USA, Abril 2005.

Figura 6: Una unidad de coiled tubing, diseñada a la medida de las necesidades.



Fuente: Schlumberger. Tubería flexible la próxima generación.

1.2.2.2 Equipos de CT Marítimo Unidades separadas, unidades en Barcazas (montadas fijamente), barcos.

Figura 7: Una plataforma del campo valhall en el Mar del Norte, nueva unidad CT para hacer operaciones de disparos y limpieza de pozos.



Fuente: Schlumberger. Tubería flexible la próxima generación.

1.2.2.3 Componentes Principales de la unidad de CT. Está formada por un conjunto de equipos necesarios para llevar a cabo actividades estándar en el campo, la unidad consiste de cuatro elementos básicos.

Figura 8: Componentes principales de una unidad de CT.



Fuente: SCHLUMBERGER. Introducción a los equipos de tubería flexible para ingenieros de nuevo ingreso.

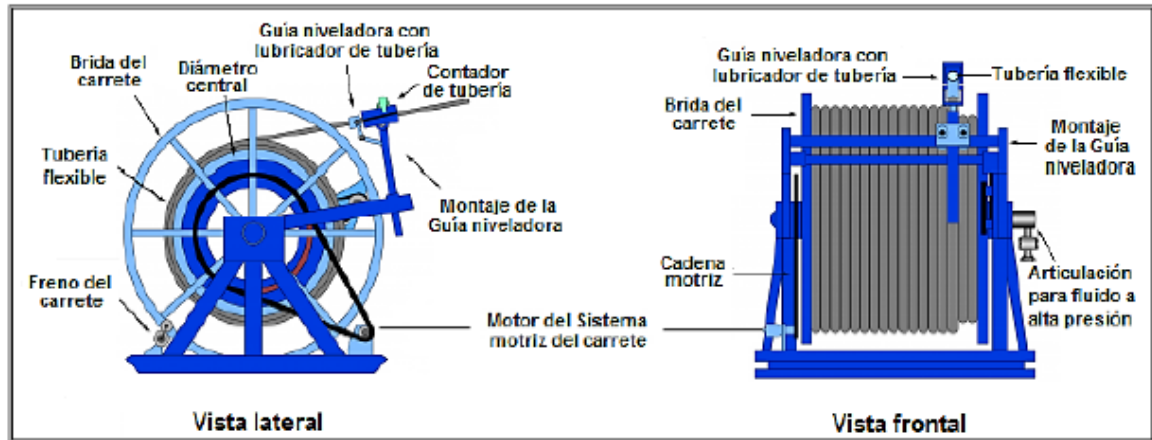
- **Carrete**

Es un tambor hecho de acero, las capacidades de la tubería enrollada depende del diámetro del tambor, El extremo del CT está conectado a través de un hueco de la flecha o eje del carrete hacia una junta rotativa de alta presión.

La junta rotativa está asegurada a una sección de tubería estacionaria, que se conecta al sistema de bombeo de fluidos, para cuando se requiera un bombeo continuo y no se cierre la circulación , una válvula de cierre es instalada entre la tubería y la flecha del carrete para aislar la tubería de las líneas de bombeo en la superficie.

Este carrete cumple funciones específicas tales como: proveer tensión a la tubería flexible, controla la tubería flexible mientras se enrolla, proporciona freno a la tubería flexible.

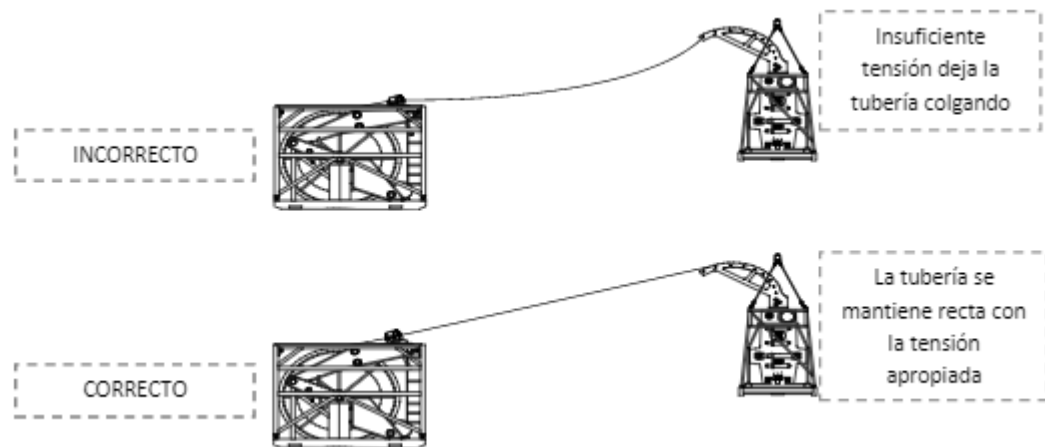
Figura 9: Carrete del equipo de CT.



Fuente: SAS-JAWORSKY, A., et al. Petroleum Engineering Handbook, II: Capítulo 16- *Coiled tubing* Well Intervention And Drilling Operations.

El carrete es operado por medio de un motor hidráulico que imprime la tracción necesaria a través de un conjunto de cadenas y catarinas; este motor permite la habilidad de controlar el torque de salida, la cantidad de presión hidráulica requerida para tener una tensión satisfactoria depende de la cantidad de tubería contenida en el carrete y la distancia del cuello al ganso.

Figura 10: Tensión entre el carrete y el inyector del equipo de CT.



Fuente: Aplicación con tubería flexible en pozos horizontales. José Luis Martínez G.

Los componentes principales del carrete son; unión giratoria, guía de enrollado, lubricador de tubería y medidor de profundidad.

- **Tubería flexible**

Es una tubería electro-soldada, fabricada con una costura longitudinal única, formada por soldaduras de inducción de alta frecuencia, sin adición al metal de relleno, lo cual se logra mediante un proceso de fresado que desbasta la sarta al diámetro exterior requerido y la lleva a la tolerancias de redondez.

- **Unidad de potencia**

Consiste de un motor de combustión interna diesel, que puede variar en un arreglo de 8 ó 6 cilindros, con una transmisión para acoplar las bombas hidráulicas que suministran la potencia hidráulica requerida mediante mangueras de alta presión para operar los componentes del equipo de tubería flexible. Cuenta con válvulas de control de presión, filtros, intercambiadores de calor y controles de emergencia para mantener re presionados todos los sistemas en caso de

que fallara el motor. El sistema está diseñado de tal forma, que permite alimentar a un generador de corriente alterna que suministra la energía a las partes eléctricas y al sistema de alumbrado. La unidad de potencia cuenta con un compresor requerido para suministrar aire y operar los sistemas neumáticos de la unidad (bomba que acciona el esto pero, lubricación de las cadenas de la cabeza inyectora y el sistema de arranque del motor).

Figura 11: Unidad de potencia.



Fuente: SCHLUMBERGER. Introducción a los equipos de tubería flexible para ingenieros de nuevo ingreso.

- **Cabeza inyectora**

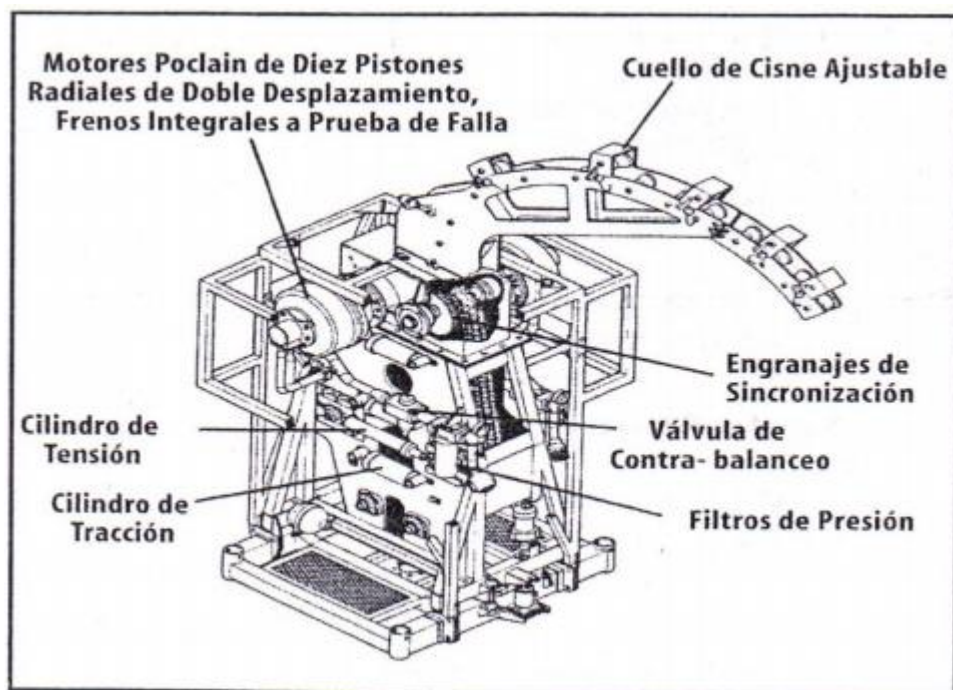
El inyector es el componente usado para agarrar la tubería de longitud continua y proveer las fuerzas necesarias para desplegar y recuperar el tubo dentro y fuera de la boca del pozo. El conjunto de inyectores está diseñado para efectuar tres funciones básicas:

- Proveer el empuje requerido para insertar la tubería dentro del pozo contra la presión o para vencer la fricción del pozo. La tubería puede ser insertada mientras se la corre a extremo abierto, o usada para llevar hacia el interior

del pozo herramientas y dispositivos sujetos en el extremo de la tubería flexible.

- Controlar la velocidad de descenso de la tubería dentro del pozo, bajo varias condiciones de pozo.
- Soportar todo el peso de la tubería y acelerarlo a la velocidad de operación, cuando se esté extrayéndolo fuera del pozo.

Figura 12: Cabeza inyectora de la unidad de *Coiled tubing*.



Fuente: Manual de Halliburton.

- **Cuello de ganso**

También llamado arco de Guía de tubería, soporta la tubería a lo largo de todo el radio de doblado y guía la tubería flexible del carrete hacia las cadenas inyectoras. El conjunto del arco guía, incluye unas ere de rodillos o cojinetes para soportar la

tubería y también una fila de rodillos superiores para centrar la tubería flexible a medida que viaja sobre el arco guía

Figura 13: Cuello de ganso o arco guía.



Fuente: Bloque 14- Andrés Petroleum.

- **Equipo de control de pozo**

El Preventor de Reventones (BOP) es la parte crítica de toda la unidad de *Coiled tubing*, y se la utiliza en cada operación de servicio. Los arietes hidráulicamente operados en la columna de preventores de reventones necesitan efectuar cuatro funciones:

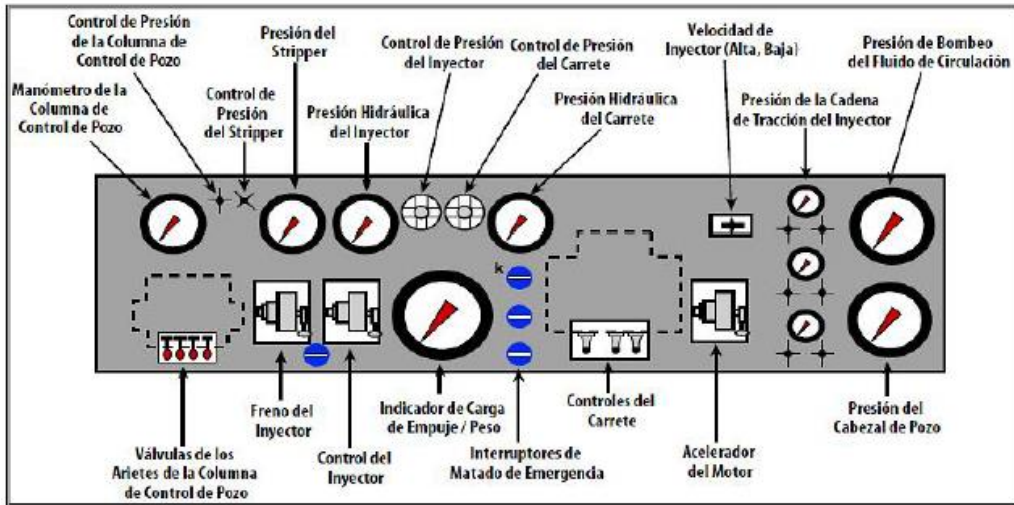
- Sellar el orificio abierto
- Cortar la tubería
- Sujetar la tubería
- Sellar alrededor de la tubería.

Según lo requieran las aplicaciones, pueden añadirse más preventores de reventones para mejorar la seguridad, la flexibilidad y los requerimientos operativos. Los preventores de reventones se hallan disponibles desde 2 1/2" hasta 6 3/8 y con presiones especificadas hasta de 15000 psi en calidades estándar y para H2S.

El preventor de reventones (BOP) está compuesto por: 4 arietes hidráulicos que soportan una presión de hasta 10.000 PSIG.

1.2.2.4 Control y monitoreo de equipo. El diseño de la consola de control para una unidad de tubería flexible, puede variar con cada fabricante, sin embargo, normalmente todos los controles están posicionados en una consola remota. La cabina se encuentra en una posición alta, esto para poder obtener una buena visibilidad, además, todos los controles e instrumentos son comprensivos y están diseñados para reducir la fatiga. Dependiendo de los requerimientos del operador, la consola puede ser ubicada en el sitio mismo del pozo. Desde el panel de control se activan los motores de la Bobina o Carrete y del Inyector, esto se logra a través de una válvula que determina el movimiento de la tubería, así como su dirección y velocidad de operación. Además en la consola se encuentra el interruptor de corte del motor para cualquier caso de emergencia. Sobre el panel se encuentra una válvula maestra de bloqueo, con lo cual las válvulas del BOP no pueden ser accionadas accidentalmente y por lo tanto no actuarán los arietes antes de que se decida realizar esta operación.

Figura 14: Esquema de tablero de control.



Fuente: WELL CONTROL SCHOOL. Capítulo 15: Tubería flexible. Lusiana: WCS, 2003.

1.2.3 Áreas de aplicaciones con *Coiled tubing*. El uso del *coiled tubing* es muy amplio en la industria ya que la gran habilidad de este método permite realizar trabajos en pozo fluyente por tal razón se puede realizar funciones avanzadas tales como:

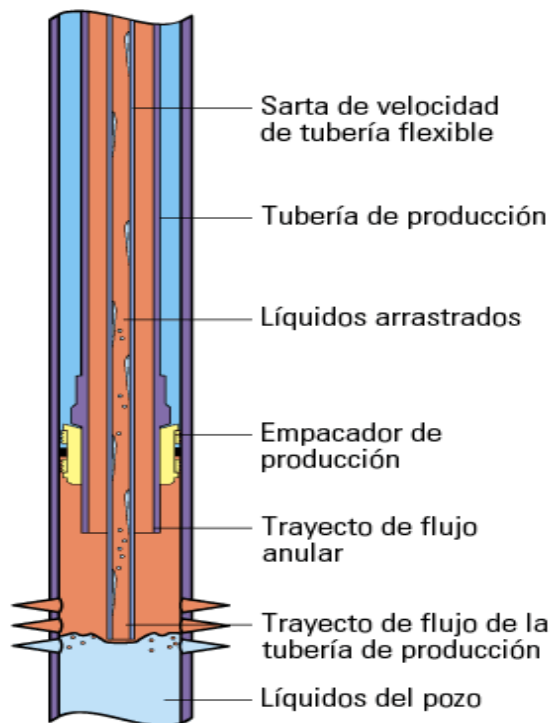
- Perforación (reduce el daño cerca del wellbore permitiendo que el pozo circule mientras se está circulando los fluidos de perforación)
- Fracturamiento
- Registro de pozos
- Lavado y limpieza de tuberías
- Cementación y cañoneo
- Pesca (reduce significativamente las pérdidas por circulación, extiende la vida útil de la broca)
- Inyección de químicos (Tratamientos químicos sin matar la zona de producción)
- Servicios de producción (sartas de velocidad, gas lift , bombas electro sumergibles)

1.2.3.1 Servicios de Producción Una de las grandes fortalezas del CT es mejorar la producción de pozos que ya se encontraban en su límite económico debido a múltiple aspectos como, pérdida de presión del yacimiento, yacimiento con alto daño de formación entre otras, entre las grandes aplicaciones se encuentra en la instalación de mecanismos de levantamiento artificial; gas lift, bombeo mecánico, bombas electro sumergible y sargas de velocidad, estas últimas serán el tema de interés y en lo que basaremos nuestro proyecto proponiendo como objeto de investigación la optimización del diámetro para aumentar la producción.

1.2.4 Sargas de velocidad con Tubería Flexible²³ Una de las aplicaciones de la tubería flexible donde va adquiriendo un mayor auge en el ámbito de terminaciones de pozo, cuyo éxito ha incidido mayormente como sargas de velocidad para mejorar el flujo en la tubería de producción de los pozos productores de gas con agua.

²³ TURNER, R. G., HUBBARD, M. G., y DUKLER, A. E.: "Analysis and Prediction of Minimum Flow Rate for the Continuous Removal of Liquid from Gas Wells," J. Pet. Tech, Septiembre 1969, 1475-1481.

Figura 15: Arreglo de sarta de velocidad con tubería flexible.



Fuente: Tomado de: Schlumberger Oilfield Glossary
<http://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/v/velocity_string.aspx>

1.2.4.1 Funcionamiento. La función que presenta este tipo de aparejos de producción es reducir el área efectiva de flujo del pozo sin necesidad de recuperar el equipo de producción, la razón para instalar una sarta de tubería flexible de menor diámetro de la tubería de producción es reducir el área de flujo de sección transversal. El área de flujo de sección transversal más pequeña aumenta la velocidad del líquido en el tubo.

La mayor velocidad del líquido en la parte inferior de la tubería proporciona más de transporte energía para levantar el líquido hacia arriba fuera del pozo. El líquido ya no se acumula en el fondo del pozo, y la producción se sostiene.

La velocidad del líquido debe cumplir o superar una velocidad mínima o crítica existen dos métodos para determinar la mínima velocidad del líquido

- Regla de la mano derecha o regla de oro (ampliamente aceptado en el Industria del petróleo); velocidad mínima del líquido 10 ft/ s
- Correlación teórica presentada por Turner et al. (1969)¹⁷, el líquido en la tubería debe suspenderse en forma de neblina, el régimen de flujo en el tubo debe ser anular-neblina

1.2.4.2 Diseño de la sarta de velocidad con CT²⁴ El objetivo del diseño de la sarta de velocidad es encontrar el diámetro óptimo de la tubería flexible a utilizar y la profundidad a la que ésta restablecerá el flujo del pozo, de manera que las pérdidas de presión debido al flujo sean mínimas y la producción se maximice. El pozo debería continuar produciendo lo suficiente como para compensar el costo de la implementación de la sarta de velocidad.

Para diseñar la sarta de velocidad que regresará al pozo a un estado fluyente y saber cuánto tiempo mantendrá la producción, se comparan dos curvas:

- La relación del comportamiento de afluencia del yacimiento (IPR), el cual describe el comportamiento de los fluidos entrando al pozo desde el yacimiento.
- La característica del comportamiento de la presión en la tubería (curva J), la cual describe el flujo de los fluidos a través de la tubería de producción.

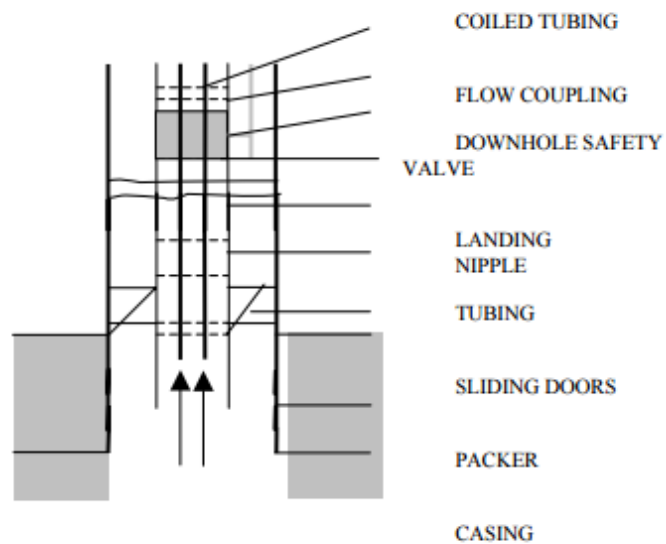
La determinación de los efectos que una cadena de velocidad tendrá en un pozo se obtiene a través de la simulación de análisis nodal (Brown, K. E.). El análisis incluye el sistema de perforaciones (sistema de nodos de admisión) para cabeza de pozo de salida (nodo de salida del sistema). Ésta permitirá determinar:

- El tamaño de la tubería flexible más eficaz de instalar
- Profundidad de colocación óptima de la tubería flexible
- Respuesta de la producción incremental

²⁴ WESSON, H.R.Jr., *Coiled tubing velocity/siphon string design and installation/ Coiled tubing Operations & Slimhole Drilling Practices*, Houston, 1993.

Una vez que el pozo es un candidato potencial a la relación entre el caudal y la presión de fondo de pozo que fluye se desarrollan. Las condiciones que se consideran son de tamaño tubería en espiral, los pesos tubulares, profundidades tubulares, presión superficial, temperatura, caudal de gas, caudal de líquido y el maquillaje líquido.

Figura 16. Diseño del CT como una SV.

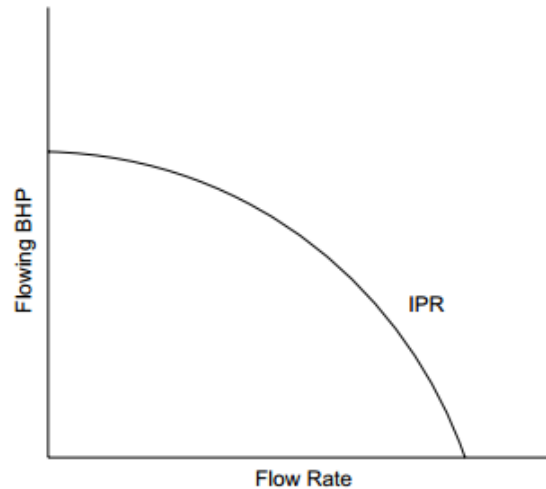


Fuente: WESSON, H.R.Jr., *Coiled tubing velocity/siphon string design and installation/ Coiled tubing Operations & Slimhole Drilling Practices*, Houston, 1993.

La relación de comportamiento de afluencia del yacimiento (IPR) muestra la relación que existe entre la presión de fondo fluyendo y el gasto de fluidos que entra al pozo proveniente del yacimiento. Se encuentran disponibles en la literatura varios métodos para calcular la IPR en pozos de aceite y gas. Muchos de estos modelos construyen la IPR basándose en la ecuación de Darcy para pozos de aceite, esto

puede ser una limitante debido a que muchas sartas de velocidad son instaladas en pozos de gas con altas relaciones de gas líquido.²⁵

Figura 17. Relación de afluencia de comportamiento del yacimiento



Fuente: BHARATH, Rao, Designing Coiled Tubing Velocity Strings, CTES, L.C., Abril 1999.

1.3 SIMPLIFIED NODAL ANALYSIS PROGRAM (SNAP)²⁶

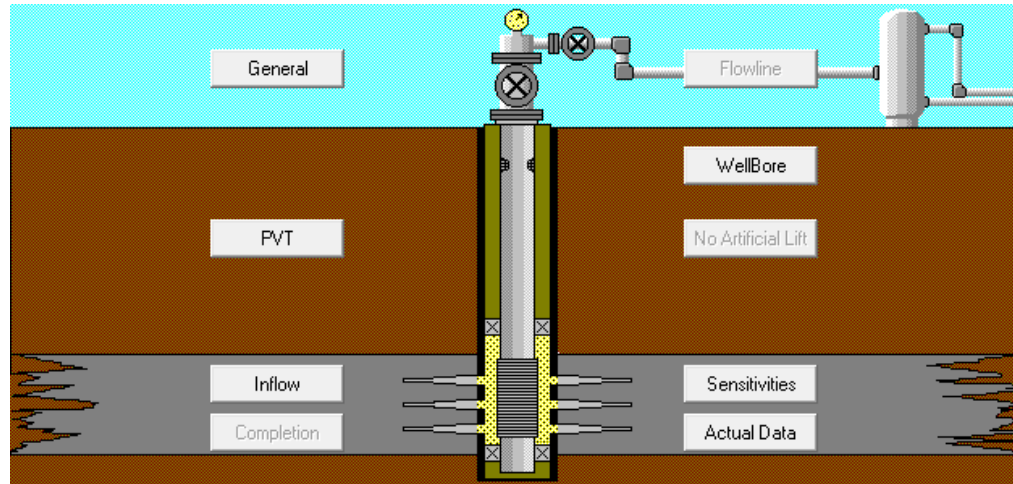
Es un software de la compañía Ryder Scott que provee herramientas para optimizar las tasas de producción del pozo, estimar variables de yacimiento desde el historial de producción y predecir la futura producción del pozo, también se puede contar con reportes de gradientes de presión, gráficos de velocidades del gas y gradientes de presión en la tubería resultados ipr y de curvas outflow.

1.3.1 Interfaz. Snap cuenta con una interfaz muy sencilla donde se puede dividir en diferentes módulos para facilitar su entendimiento

²⁵ BHARATH, Rao, Designing Coiled Tubing Velocity Strings, CTES, L.C., Abril 1999.

²⁶ PORRAS RODRIGUEZ, Mario; ZAPA BOHORQUEZ, Marvin, Evaluación de los métodos empleados en software comerciales para optimizar la producción de crudo por análisis nodal, Tesis de pregrado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga 2013.

Figura 18: Interfaz Snap.



Fuente: Software, Simplifield nodal Analysis program.

1.3.2 Modulo general. En este módulo se deben incluir datos como tipo de pozo, tipo de IPR que más adelante se realizara una evaluación entre estos tipos para seleccionar el más adecuado dependiendo del tipo de pozo, condiciones en el punto de nodo y la inclusión de línea de flujo o algún sistema de levantamiento que para este trabajo no se incluirán.

Figura 19: Modulo general.

General

General Project Definition | Additional Hydraulic Rates | Optional Input and Preferences

Title: POZO UIS

Well Type
Oil Well

IPR Type
Vogel : with Two Prod. Tests

Completion Type
Not Calculated

Include...

Flowline Basic Gas Lift
 Jet Pump Detailed Gas Lift
 PlungerLift

Delivery Node Condition

Wellhead Temperature : 144.00 °F
Wellhead Pressure : 655.0 psia

Previous Next Apply Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: Software, Simplifield nodal Analysis program.

1.3.3 Módulo PVT. En este módulo se debe incluir datos como temperatura, gravedad específica, API, GOR, y la elección de las correlaciones de las propiedades de los fluidos que de igual manera se realizara un screening de las propiedades del pozo para determinar la más adecuada.

Figura 20: Modulo PVT.

PVT Properties

Correlations MultiZone PVT Kupanuk PVT Prudhoe PVT

Reservoir Temperature: 240.0 °F

Gas Specific Gravity: 0.780 CO2%: 0 H2S%: 0 N2%: 0

Formation Producing GOR: 12662.0 scf/stb

Oil API gravity : 45.8

Water Specific Gravity 1.0000

Correlation or PVT Table Selection for Standard Properties

Solution Gas/Oil Ratio: Glaso Oil Formation Volume: Glaso

Oil Viscosity: Beggs and Robinson

Optional User PVT Tables

- Specific Gravity of Solution Gas
- Specific Gravity of Free Gas
- Surface Tension
- Z Factor
- Gas Viscosity

Previous Next Apply Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: Software, Simplifield nodal Analysis program.

1.3.4 Módulo Inflow. La interfaz del módulo inflow depende de la elección del tipo de IPR seleccionado en el módulo general de esta manera los datos requeridos dependerán de el mismo.

Figura 21: Modulo Inflow.

The screenshot shows a software window titled "Inflow" with a sub-tab "Vogel From Two Test Rates". The interface contains several input fields for data entry:

	Rates: stblpd	BH Press: psia
Test #1 :	<input type="text" value="0.1"/>	<input type="text" value="4200.0"/>
Test #2 :	<input type="text" value="437.0"/>	<input type="text" value="1275.7"/>

Below these fields is a "Water Cut" field with a value of and the unit "Fraction".

At the bottom of the window, there are six buttons: "Previous", "Next", "Apply", "Aceptar", "Cancelar", and "Ayuda".

Fuente: Software, Simplifield nodal Analysis program.

1.3.5 Módulo WellBore. En este módulo se deben incluir datos como la geometría del pozo y algunas restricciones, si lo presentan, a su vez permite la elección de la correlación con la que se va modelar y el tipo de flujo.

Figura 22: Modulo WellBore.

The screenshot shows the 'WellBore' software interface with the following components:

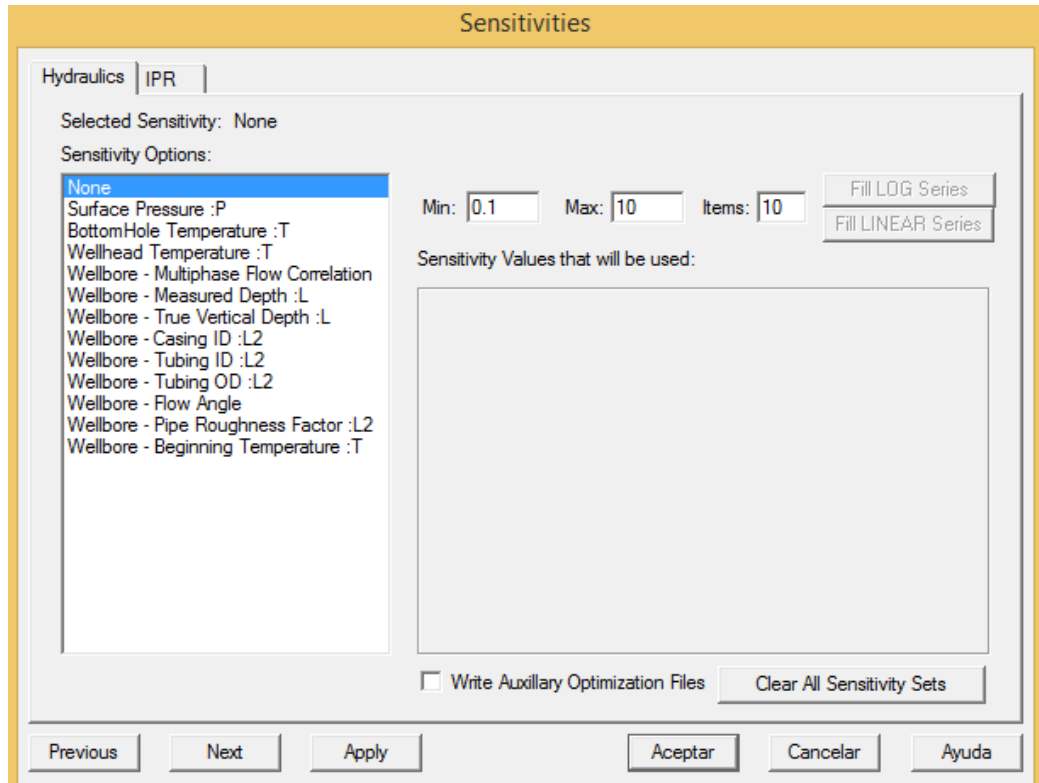
- Navigation Tabs:** Wellbore Geometry (selected), Well Restriction Data, Correlation Advisor, Standard Pipe Sizes.
- Flow Type:** Tubular Flow (dropdown).
- Modeling:** MD vs TVD (dropdown), Hydraulic Model: Ansari (dropdown), Roughness: 0.0018 in (dropdown).
- Temperature Options:**
 - Temperatures: WH & Reservoir (see below) (dropdown) °F
 - WHTemp: 144 °F
 - TRes: 240 °F
- Table:**

	Flow ID (in)	MD (ft) endseg	TVD (ft) endseg	Angle (degrees)
1	4.670	14245.0	14245.0	0.000
2				
3				
4				
5				
6				
7				
8				
9				
10				
11				
12				
13				
- Quick Reference:** A list of IDs: 1.867, 1.995, 2.259, 2.441, 2.750, 2.992, 3.476, 3.958, 3.958, 4.052, 4.090, 4.276, 4.408, 4.494, 4.548, 4.560.
- Buttons:** Previous, Next, Apply, Aceptar, Cancelar, Ayuda.

Fuente: Software, Simplifield nodal Analysis program.

1.3.6 Módulo de Sensibilidades. En el módulo se permite la inclusión de sensibilidades hidráulicas o de yacimiento.

Figura 23: Modulo sensibilidades.



Fuente: Software, Simplifield nodal Analysis program.

Los módulos de completamiento, flowline dependerán de la selección del tipo de pozo en el módulo general y el módulo de datos actuales solo se dispone cuando se tiene dicha información de los pozos a analizar.

1.4 SCREENING CORRELACIONES PVT PARA ACEITES

Con el fin de conocer las características más importantes del aceite que se está produciendo de los pozos en estudio, será necesario conocer las correlaciones PVT que más afinidad tengan con los datos de campo de los cuales se dispone. Las propiedades que serán estimadas para nuestro estudio serán: factor volumétrico de formación B_o , Relación gas-aceite en solución R_s y Viscosidad del crudo. En las casillas a completar dentro de *PVT properties* del programa especializado de

producción SNAP, se nos da la opción de elegir para las propiedades anteriores, determinadas correlaciones PVT. Dichas correlaciones opcionales son: Rs; Vásquez and Beggs, Standing MB, Glasso y Lasater. Bo; Standing MB, Glasso y Vasquez and Beggs. Viscosidad del aceite: Beggs and Robinsson y Glasso. Basados en los rangos de datos para aplicar las correlaciones que se encontraron en la literatura.

Tabla 3: Rango de datos para la correlación de STANDING. M.B.

RANGO DE DATOS PARA LA CORRELACIÓN DE STANDING, M.B	
Presión de burbujeo, lpca.	130-7000
Temperatura, °F	100-258
Factor volumétrico del petróleo, BY/BN	1,024-2,15
Razón gas disuelto-petróleo, PCN/BN	20-1425
Gravedad del petróleo, °API	16,5-63,8
Gravedad específica del gas, (aire=1)	0,59-0.95
Presión del separador, lpca	
Primera etapa	265-465
Segunda etapa	14.7
Temperatura del separador, °F	100

Fuente: Tesis análisis de sensibilidades para correlaciones PVT, pag 77 en adelante---Bibliografía.

Tabla 4: Rango de datos para la correlación de LASATER, J.A.

RANGO DE DATOS PARA LA CORRELACIÓN DE LASATER, J.A.	
Presión de burbujeo, lpca.	48-5780
Temperatura, °F	82-272
Razón gas disuelto-petróleo, PCN/BN	3-2905
Gravedad del petróleo, °API	17,9-51,1
Gravedad específica del gas, (aire=1)	0,574-1,233
Presión del separador, lpca	
Primera etapa	15-605
Segunda etapa	-
Temperatura del separador, °F	34-106

Fuente: Tesis análisis de sensibilidades para correlaciones PVT, pag 77 en adelante---Bibliografía.

Tabla 5: Rango de datos para la correlación de VASQUEZ & BEGGS.

RANGO DE DATOS PARA LA CORRELACIÓN DE VASQUEZ, M.E. Y BEGGS, H.D.		
	API <= 30	API >= 30
Número de puntos de datos	1141	4863
Temperatura promedio, °F	162	180
Factor volumétrico del petróleo, BY/BN	1,042-1,545	1,024-2,15
Razón gas disuelto-petróleo, PCN/BN	0-831	0-2199
Gravedad del petróleo, °API	5,3-30	30,6-59,5
Gravedad específica del gas, (aire=1)	0,511-1,351	0,53-1,259
Presión de burbujeo, lpca	15-4572	15-6055

Fuente: Tesis análisis de sensibilidades para correlaciones PVT, pag 77 en adelante---Bibliografía.

Tabla 6: Rango de datos para la correlación de GLASSO, O.

RANGO DE DATOS PARA LA CORRELACIÓN DE GLASSO, O.	
Presión de burbujeo, lpca.	165-7142
Temperatura, °F	80-280
Factor volumétrico del petróleo, BY/BN	1,025-2,588
Razón gas disuelto-petróleo, PCN/BN	90-2637
Gravedad del petróleo, °API	22,3-48,1
Gravedad específica del gas, (aire=1)	0,65-1,276
Presión del separador, lpca	
Primera etapa	415
Segunda etapa	15
Temperatura del separador, °F	125

Fuente: Tesis análisis de sensibilidades para correlaciones PVT, pag 77 en adelante---Bibliografía.

Tabla 7: Rango de datos para la correlación de BEGGS & ROBINSON.

RANGO DE DATOS PARA LA CORRELACIÓN DE BEGGS, H.D. Y ROBINSON	
Presión, lpca.	15-5265
Temperatura, °F	70-295
Razón gas disuelto-petróleo, PCN/BN	20-2070
Gravedad del petróleo, °API	16-58

Fuente: Tesis análisis de sensibilidades para correlaciones PVT, pag 77 en adelante---Bibliografía.

Se llevó a cabo el screening de las correlaciones PVT, utilizando por supuesto los datos de campo con los que contamos, los cuales son: Presión de burbuja,

Temperatura del sistema, API, relación gas disuelto-petróleo, gravedad específica del gas.

Tabla 8: Datos de campo de yacimiento y fluidos (pozo Uis 1).

Presión de burbuja (psi)	5560
Temperatura del sistema (F°)	288,5
API °	45,8
Relación gas disuelto-petróleo	12662
Gravedad específica del gas	0,78
Presión de yacimiento (psi)	4200

Tabla 9: Datos de campo de yacimiento y fluidos (pozo Uis 2).

Presión de burbuja (psi)	5350,55
Temperatura del sistema (F°)	265
API °	47,9
Relación gas disuelto-petróleo	25063
Gravedad específica del gas	0,79
Presión de yacimiento (psi)	3955

Después de realizar un análisis de los rangos de valores para la aplicabilidad de una correlación u otra, respecto a los valores de estudio ya mencionados, se llegó a la conclusión que la correlación de BEGGS & ROBINSON es la que tiene mejor afinidad con los datos del pozo Uis 1. La propiedad más representativa por la cual se llegó a esta conclusión fue la temperatura del sistema. Ahora bien, esta correlación servirá para determinar las viscosidades de aceite sin embargo para las otras propiedades (Relación aceite-gas en solución y factor volumétrico de formación del aceite) se debe usar la correlación de GLASSO ya que fue la segunda que mejor cumplió con el rango de datos requerido. Por lo tanto estas serán las que

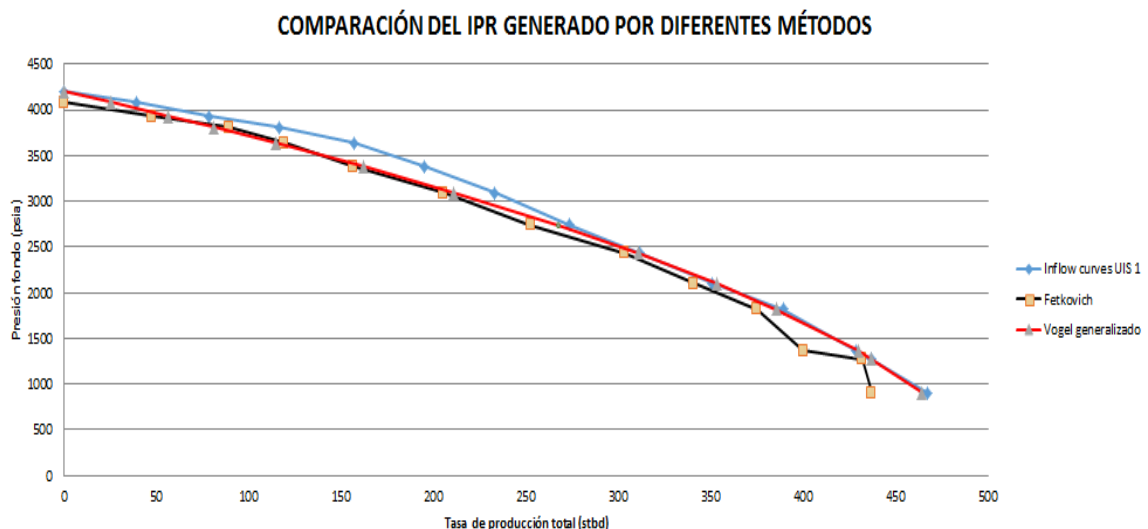
se escogerán en el programa SNAP, al momento de ingresar los datos pertinentes a las propiedades PVT.

Por su parte, se llevó a cabo el mismo procedimiento, ahora con los datos del pozo Uis 2, obteniendo que la mejor correlación para el cálculo de las relaciones gas en solución-petróleo fue la de LASATER, mientras que las propiedades de factor volumétrico de formación del aceite y viscosidad del aceite se calcularon con la correlación de GLASSO.

1.5 SELECCIÓN DEL TIPO DE IPR

Para hallar el método que construirá la curva IPR se debe realizar una comparación cuantitativa entre los datos de presión contra tasa de producción de aceite de los pozos Uis 1 y Uis 2 y los métodos a analizar (Vogel generalizado y Fetkovich) donde se determinaran los valores de presión y tasa de producción de aceite por medio de ecuaciones que modelan sus curvas.

Figura 24: Comparación de la curva IPR generada por diferentes métodos (pozo Uis 1).



Fuente: Autores

1.5.1 Calibración de la curva IPR pozo Uis 1 Se contó con la curva IPR del pozo de estudio para una presión de yacimiento de 4200 psi y una presión de operación de 1275,77 (psi) con una tasa de liquido de 437,134 (STB), además, debido a que el programa especializado de producción SNAP cuenta con los modelos IPR de Vogel y Fetkovich para pozos de aceite, se halló las curvas IPR a través de las ecuaciones que representan estos dos métodos con el fin de conocer cual modelo IPR modelaba de forma más acertada dicha curva. Para ello se comparó los valores de gastos reales con los obtenidos por los métodos de Vogel--con dos pruebas de producción y Fetkovich, a través del porcentaje de error absoluto porcentual.

Tabla 10: Porcentajes de error de los valores de caudal generados por los modelos de Vogel y Fetkovich.

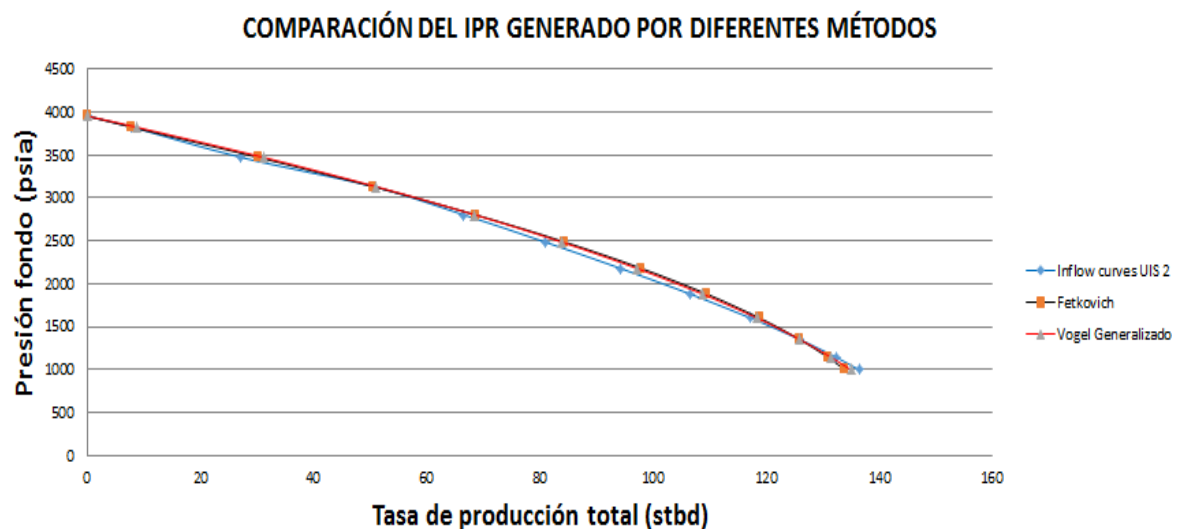
Caudal de aceite (stb/d)	Error absoluto Fetkovich %	Error absoluto Vogel %
0	0	0
39.48823251	21,11373939	34,81056295
78.97646501	12,97499909	28,58079245
116.6630469	2,475629113	30,08244351
157.0397647	0,286860517	26,94366023
195.1952693	5,266695841	17,02044169
233.3409019	8,290901905	9,594061275
273.7028116	10,95547411	2,299885695
311.8681883	9,338156253	0,23843582
351.1244274	6,855305772	0,612474084
389.4971174	2,742690127	0,99568424
428.5213631	0,822335421	0,270258846
437.1347338	0,008370601	0,006950974
467.1260464	2,715334778	0,610545305

Fuente: Autores

En la tabla 10 se pueden observar los errores obtenidos por cada uno de los métodos, para los gastos reales. Se puede observar como ambos métodos correlacionan de manera muy acertada algunos de los puntos reales, sin embargo el modelo de Vogel arroja resultados que tienen más cercanía que los arrojados por el modelo de Fetkovich en siete de los trece datos estudiados, además considerando el punto de operación del sistema como el dato más representativo de los presentes, se hace énfasis en los resultados obtenidos en este punto, obteniendo que el modelo de Vogel arroja un porcentaje de error más bajo que el de Fetkovich (a pesar que este último también se acerca en gran medida al valor real) Por esta razón usamos el modelo de Vogel para modelar el pozo Uis 1.

A continuación de manera similar se construirán los resultados para el pozo Uis 2.

Figura 25: Comparación de la curva IPR generada por diferentes métodos (pozo Uis 2).



Fuente: Autores

1.5.2 Calibración de la curva IPR pozo Uis 2 Así como en el anterior caso, en este también se contó con la curva IPR del pozo, para una presión de yacimiento de 3955 psi y una presión de operación de 1355.16 psi con una tasa de liquido de

125.77 STB/D. Siguiendo la misma metodología que la usada para el pozo Uis 1, se comparó los modelos de Vogel con dos pruebas de producción y el de Fetkovich, para saber cuál de los dos presentaba mejor comportamiento con respecto a los datos reales, usando como punto de comparación los errores absolutos porcentuales de los caudales obtenidos.

Tabla 11. Porcentajes de error de los valores de caudal generados por los modelos de Vogel y Fetkovich.

Caudal de aceite (stb/d)	Error absoluto% Fetkovich	Error absoluto% Vogel
0	0	0
7.846892498	0,004377669	0,097152108
27.1316283	0,111504401	0,145796649
50.52600779	0	0,008515024
66.48578914	0,03136096	0,029423669
80.86289218	0,042797764	0,035895066
94.28240833	0,038837084	0,030602287
106.5049409	0,02741681	0,020415838
117.1713948	0,013522948	0,009539392
125.7763769	0	0
132.2799878	0,011029047	0,006743072
136.3630318	0,01827733	0,010476757

Fuente: Autores

En la tabla 11 se observan los errores obtenidos por cada uno de los modelos para los gastos reales. Ambos, correlacionan de manera muy acertada todos los datos de producción, sin embargo el modelo de Vogel presenta menor porcentaje de error en ocho de los once datos de caudales, razón por la cual será el modelo que se usó para modelar el pozo en el programa SNAP. El punto de operación del sistema, el

error absoluto porcentual por ambos modelos fue de cero por ciento lo cual quiere decir que los dos son muy acertados para correlacionar los datos reales, pero se escoge Vogel por las razones expuesta anteriormente.

2. SELECCIÓN DEL MODELO MECANÍSTICO

Una vez que se obtuvo las correlaciones PVT más acertadas y el modelo IPR que mejor aplicaba para cada uno de los pozos de estudio, se procedió a determinar el modelo mecanístico que mejor describía el comportamiento de las curvas de outflow de los pozos, en pocas palabras aquel que presentara un porcentaje de error más bajo, respecto a los valores de caídas de presión medidos, para ambos pozos. Para llevar a cabo esta comparación se basó en los siguientes parámetros estadísticos.

- **Error porcentual promedio E1**

El error porcentual promedio indica en promedio el grado de sobre predicción o subpredicción de los valores calculados respecto a los medidos.

$$E1 = \left[\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_{ri} \right] \times 100 \quad Ec (5)$$

Dónde:

$$e_{ri} = \frac{\Delta p_{icalculado} - \Delta p_{imedido}}{\Delta p_{imedido}} \quad Ec (6)$$

- **Error porcentual absoluto promedio E2**

El error porcentual absoluto promedio es una medida de la concordancia entre los valores calculados y experimentales y la diferencia con el anterior es que los errores positivos y negativos no se cancelan entre sí.

$$E2 = \left[\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |e_{ri}| \right] \times 100 \quad Ec (7)$$

- **Desviación porcentual estándar E3**

La desviación estándar del error porcentual promedio indica el grado de dispersión de los errores con respecto al promedio.

$$E3 = \sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{(e_{ri} - E1)^2}{n - 1}} \quad Ec (8)$$

- **Error promedio E4**

El error promedio indica la tendencia global de los resultados independiente de las caídas de presión medidas.

$$E4 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_i \right) \quad Ec (9)$$

Dónde:

$$e_i = \Delta p_{icalculado} - \Delta p_{imedido} \quad Ec (10)$$

- **Error absoluto promedio E5**

E5 también es independiente de la caída de presión medida e indica la magnitud del error promedio.

$$E5 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |e_i| \right) \quad Ec (11)$$

- **Desviación estándar E6**

La desviación estándar indica el grado de dispersión de los resultados, independiente de las caídas de presión medidas.

$$E6 = \sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{(e_i - E4)^2}{n - 1}} \quad Ec (12)$$

La metodología es la misma seguida por Ansari et al en el paper ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994. Como ya se mencionó, la elección del mejor modelo mecanístico para los pozos UIS 1 y UIS 2 dependerá de los parámetros estadísticos anteriormente mencionados. Lo que se debe hacer es calcular las caídas de presión dadas por cada uno de los modelos mecanísticos a través del software SNAP. En el anexo 1 se muestran los pasos para el cálculo de estos gradientes de presión, a modo de ejemplo. Con los datos de caídas de presión medidos de los pozos, calcularemos cada uno de los parámetros en el orden en el que son mostrados. Cuando hayamos calculado todos los parámetros, los relacionaremos entre sí para el cálculo del factor de rendimiento (Frp).

La jerarquización de los modelos se llevó a cabo a través del factor de rendimiento relativo (Frp) propuesto por Ansari el cual está definido en función de los anteriores parámetros estadísticos, así:

$$F_{rp} = \frac{|E1| - |E_{1min}|}{|E_{1max}| - |E_{1min}|} + \frac{E1 - E_{2min}}{E_{2max} - E_{2min}} + \frac{E3 - E_{3min}}{E_{3max} - E_{3min}} \quad Ec (13)$$

$$+ \frac{|E4| - |E_{4min}|}{|E_{4max}| - |E_{4min}|} + \frac{E5 - E_{5min}}{E_{5max} - E_{5min}} + \frac{E6 - E_{6min}}{E_{6max} - E_{6min}}$$

Entre menor sea el resultado obtenido del Frp, menor será el porcentaje de error. En la tabla 12 se muestra el factor de rendimiento obtenido para cada modelo mecanístico.

Tabla 12. Comparación cuantitativa entre los modelos mecánicos presentes en el SNAP en función de los factores de rendimiento para el pozo (Uis 1).

MODELOS MECANÍSTICOS	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
ANSARI	44.264	44.264	164.45	0.065	0.065	0.128	1.120
CHOKSHI	5.262	45.079	19.553	0.0759	0.099	0.388	1.234
OLGA	N.C	N.C	N.C	N.C	N.C	N.C	N.C

Fuente: Autores

Como se puede observar en la tabla 7 los datos de caída de presión obtenidos a través de modelos mecánicos que menor porcentaje de error presentaron con respecto a los valores de caídas de presión medidos en el pozo Uis 1 son los que se obtuvieron con el modelo de ANSARI. El modelo de OLGA no arrojó ningún dato de caída de presión y esto es debido a que el software no tiene todas las ecuaciones generadas por este modelo por tal razón para algunos no genera datos de caída, cabe resaltar que OLGA es generado por la compañía SCHLUMBERGER y todas sus ecuaciones son reservadas.

Para la selección del modelo mecánico en el pozo Uis 2 se siguió el mismo procedimiento propuesto anteriormente, obteniéndose los resultados mostrados en la tabla 13.

Tabla 13. Comparación cuantitativa entre los modelos mecánicos presentes en el SNAP en función de los factores de rendimiento para el pozo Uis 2.

MODELOS MECANÍSTICOS	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
---------------------------------	-----------	-----------	-----------	-----------	-----------	-----------	------------

ANSARI	4,0391	7,530	15,006	0,001	0,00888	0,03137	0,06181
CHOKSHI	31,133	31,133	115,669	0,0476	0,00138	0,115	1,162
OLGA	N.C	N.C	N.C	N.C	N.C	N.C	N.C

Fuente: Autores

Como podemos observar el modelo de ANSARI fue el que arrojó los datos de caídas de presión con menor porcentaje de error, respecto a los medidos.

Basados en los resultados obtenidos para los pozos Uis 1 y Uis 2, se seleccionó el modelo mecánico de ANSARI como el predilecto para modelar el flujo de fluidos dentro de los pozos. A continuación se muestra el panorama del modelo mecánico seleccionado con respecto a las correlaciones empíricas presentes en el software SNAP, y que son más comúnmente utilizadas en la industria, para las predicciones de patrones de flujo y gradientes de presión.

3. EVALUACIÓN DEL MODELO MECANÍSTICO CON DIFERENTES CORRELACIONES EMPÍRICAS.

Como se mencionó con anterioridad, se planteó comparar el modelo mecanístico con el cual se va a modelar el flujo de fluidos, con las correlaciones empíricas para flujo multifásico vertical comúnmente usadas en la industria.

Se siguió la misma metodología utilizada en el capítulo anterior, obteniéndose el siguiente resultado.

En la tabla 14 se aprecian los resultados para el pozo Uis 1 en donde los mejores resultados se obtienen de la mano de las correlaciones de HAGEDORG & BROWM y GRAY, seguido por el modelo de ANSARI con un porcentaje de error bajo.

Mientras que para el pozo Uis 2 ANSARI resulta ser el mejor modelo de flujo multifásico para el fluido producido por encima de las correlaciones empíricas estudiadas estos resultados se pueden observar en la tabla 15.

Tabla 14. Comparación cuantitativa entre el modelo de ANSARI y las correlaciones empíricas presentes en el SNAP en función de los factores de rendimiento para el pozo Uis 1.

MODELO ESCOGIDO Y CORRELACIONES	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
ANSARI	44,26491429	44,26491429	164,4551778	0,06558	0,06558	0,128460435	1,120617557
HAGEDOM&BROWN	0,436199614	33,52488901	1,944445628	-0,066923077	0,085076923	0,305733614	0,686761825
ORKISZEWSKI	75,77359644	117,8747391	281,5177771	-0,0466	0,146769231	0,564244418	3,974636545
DUNS & ROS	31,16298517	54,81878496	115,7782489	-0,033130769	0,077746154	0,305733614	1,314695159
AZIZ	105,496328	105,496328	391,9451251	0,236676923	0,236676923	0,431906854	5,549572182
BEGGS & BRILL	54,07379953	87,44633092	200,8976287	-0,036	0,1176	0,451718851	2,719857205
MUKHERJEE & BRILL	14,87278771	63,71254743	55,25610939	-0,087546154	0,126992308	0,48544943	2,077452953
GRAY	-5,046372258	38,68559853	18,7485294	-0,078561538	0,094207692	0,330608529	1,002538013

Fuente: Autores

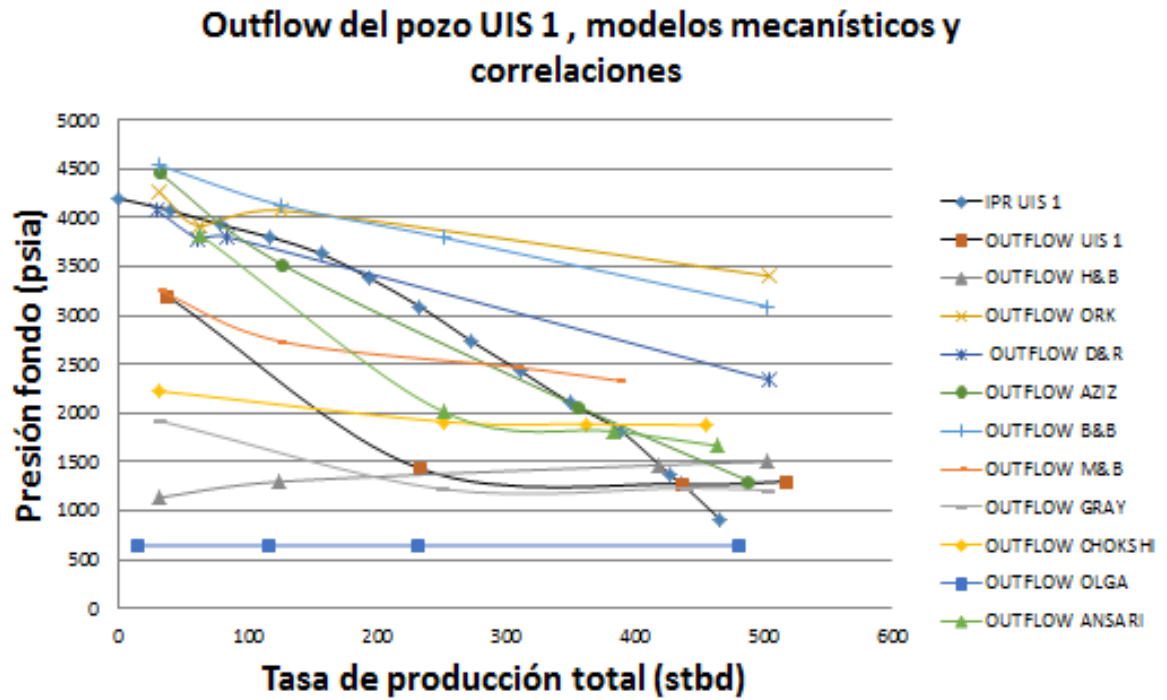
Tabla 15. Comparación cuantitativa entre el modelo de ANSARI y las correlaciones empíricas presentes en el SNAP en función de los factores de rendimiento para el pozo Uis 2.

MODELOS Y CORRELACIONES	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
ANSARI	4,039168497	7,53082955	15,00651665	0,001361538	0,008884615	0,031376767	0,061817497
HAGEDOM&BROWN	-20,18571916	20,18571916	74,99497258	-0,032392308	0,032392308	0,133976351	1,117249615
ORKISZEWSKI	135,6966273	135,6966273	504,1467565	0,148569231	0,001307692	0,040139167	4,02637489
DUNS & ROS	77,84289077	77,84289077	289,2057207	0,101207692	0,101207692	0,133976351	3,471892286
AZIZ	35,42023751	35,42023751	131,5950014	0,0539	0,0539	0,102941553	1,695705181
BEGGS & BRILL	96,7733571	96,7733571	359,5371165	0,123876923	0,123876923	0,150364216	4,295439627
MUKHERJEE & BRILL	64,77760103	64,77760103	240,6649163	0,092911538	0,092911538	0,162506336	3,133310993
GRAY	102,304903	106,6125954	380,0881869	0,164446154	0,1666	0,363601876	5,722240114

Fuente:Autores

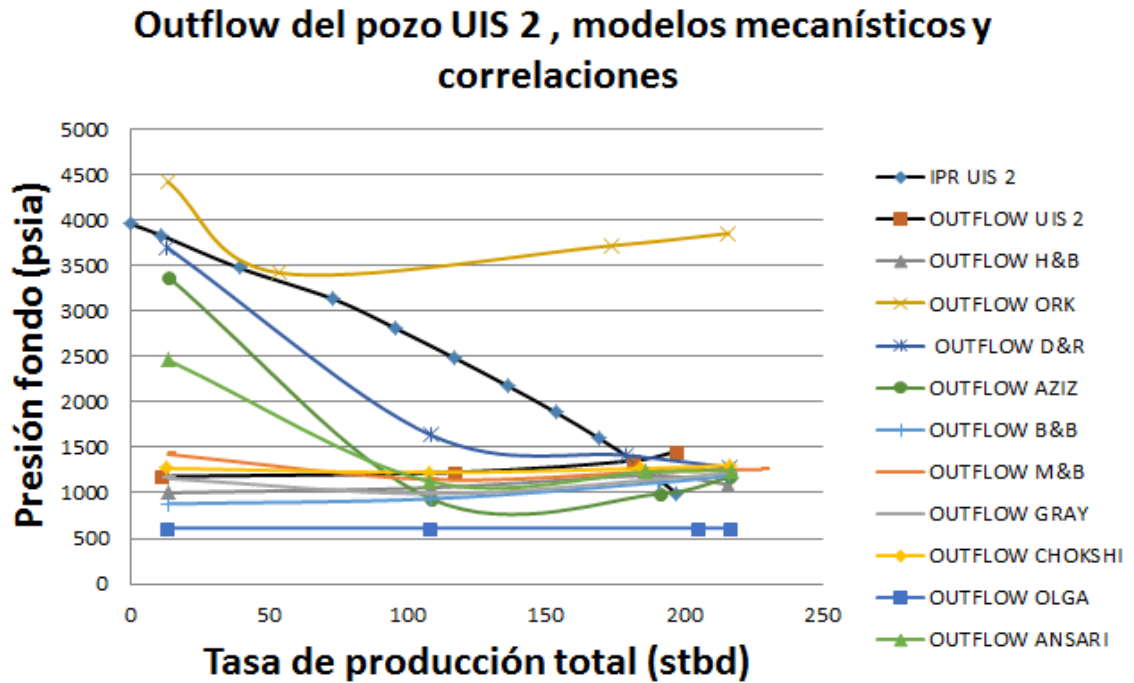
A continuación, se mostrará los resultados gráficos obtenidos por el software SNAP para los pozos Uis 1 y Uis 2

Figura 26: Curvas Outflow del pozo Uis 1 y las generadas por el software SNAP.



Fuente: Autores.

Figura 27: Curvas Outflow del pozo Uis 2 y las generadas por el software SNAP.



Fuente: Autores

La conclusión del análisis cuantitativo a través de los parámetros estadísticos descritos con anterioridad y del análisis gráfico obtenido a través de las gráficas de outflow arrojadas por el SNAP, es que el modelo mecánico de ANSARI funciona muy bien para la predicción de gradientes de presión en los pozos de estudio. Mientras en el pozo Uis 1 ocupó el tercer lugar entre todos los modelos y correlaciones analizadas, obteniendo un factor de rendimiento bajo, en el pozo Uis 2 resultó ser el mejor modelo para el flujo de los fluidos.

4. PROCEDIMIENTOS DE CÁLCULO DE LAS VARIABLES DE FLUJO DEL MODELO MECANISTICO²⁷

4.1 MODELO MECANÍSTICO DE ANSARI

Ansari y colaboradores publicaron en 1994 el desarrollo de un modelo para el cálculo de caídas de presión y variables de flujo para flujo multifásico en tubería vertical, el cual se basaba en la predicción de los patrones de flujo a través de teorías propuestas con anterioridad por autores como Taitel y Barnea y posteriormente en el tratamiento por separado usando submodelos pertinentes al patrón de flujo encontrado en determinado punto de la tubería. Este modelo fue evaluado usando un banco de datos de 1712 pozos y además fue comparado con seis correlaciones empíricas y con el modelo mecanístico de Hassan Kabir.

4.2 PREDICCIÓN DE PATRONES DE FLUJO

Como se había mencionado, el proceso que se lleva a cabo para el cálculo de los gradientes de presión en la tubería a través del modelo de Ansari, conlleva primero a determinar el patrón de flujo que ocurre en determinado punto de la tubería. En ese sentido, el sistema desarrollado por Taitel et al. Es la base para definir los criterios de transición entre diferentes patrones de flujo. En su trabajo ellos consideraron cinco configuraciones: flujo burbuja, burbuja dispersa, bache, transición y anular, todos ellos para tuberías con flujo ascendente de dos fases. El modelo de Ansari dejó fuera de su alcance el flujo transición debido a que este es considerado como un fenómeno en la región de entrada, relacionado al flujo bache y por tanto no es relevante para aplicaciones en la industria petrolera.

²⁷ ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

4.2.1 Fronteras de transición

4.2.1.1 Transición de flujo burbuja a flujo bache. Taitel establece el diámetro mínimo para cual existe el flujo burbuja, dado por:

$$d_{min} \geq 19.01 \left[\frac{(p_l - p_g)\sigma_L}{p_l^2 g} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (Ec 14)$$

Si la ecuación 14 se cumple quiere decir que el mecanismo básico de transición de flujo burbuja a flujo burbuja bache es la coalescencia de pequeñas burbujas de gas dentro de grandes burbujas de Taylor. Los experimentos muestran que esto ocurre para una fracción de vacío de aproximadamente 0.25 y velocidades de flujo moderadas. Basados en esto, la ecuación (15) que se muestra a continuación representa la frontera entre el flujo burbuja y el flujo bache:

$$v_{sg} = 0.25v_s + 0.333v_{sl} \quad (Ec 15)$$

Donde v_s es la velocidad de deslizamiento y está dada por:

$$v_s = 1.53 \left[\frac{g\sigma_L(p_L - p_G)}{p_L} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (Ec 16)$$

4.2.1.2 Transición a flujo burbuja dispersa. A altas tasas de líquido, fuerzas turbulentas rompen las burbujas de gas grandes convirtiéndolas en unas más pequeñas, lo mismo sucede a fracciones de vacío que exceden el valor de 0.25, la ecuación que representa la línea de transición (línea A en la figura 28) entre los flujos burbuja y burbuja dispersa es:

$$2 \left[\frac{0.4\sigma_L}{(p_L - p_G)g} \right]^{\frac{1}{2}} \left(\frac{p_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{3}{5}} \left[\frac{f}{2d} \right]^{\frac{2}{5}} (v_{sl} + v_{sg})^{1.2} = 0.725 + 4.15 \left(\frac{v_{SG}}{v_{SG} + v_{SL}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (Ec 17)$$

Por otro lado, cuando existen altas velocidades de gas, la transición es gobernada por el máximo empaque de burbujas para dar coalescencia. Scout y Kouba concluyen que esto ocurre a una fracción de vacío de 0.76. La ecuación que representa la transición entre flujo de burbujas dispersas y flujo tapon o bache (definida como la curva C en la figura 28) es:

$$v_{SG} = 3.17v_{SL} \quad (Ec\ 18)$$

4.2.1.3 Transición a flujo anular. El criterio de transición para flujo anular se basa en la velocidad de la fase de gas requerida para prevenir el atrapamiento de gotas de líquido que van cayendo en la línea de gas. La transición está representada por la siguiente ecuación que en la figura 28 equivale a la línea D:

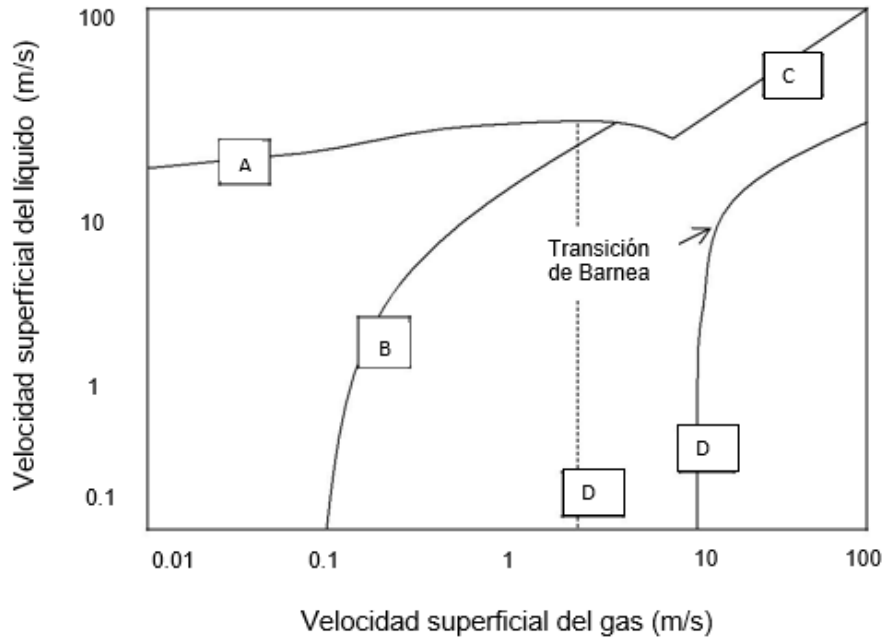
$$v_{SG} = 3.1 \left[\frac{g\sigma_L(p_L - p_G)}{p_G} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (Ec\ 19)$$

Barnea modificó la misma transición pero considerando los efectos del espesor de película en la transición. Un efecto es que un espesor de película de líquido supera el núcleo de gas a altas tasas de líquido. El otro efecto es inestabilidad de la película de líquido, el cual causa que la película de flujo descienda a bajas tasas de líquido. El Holdup de líquido mínimo que se requiere para formar tapón de líquido es:

$$H_{LF} > 0.12 \quad (Ec\ 20)$$

Donde H_{LF} es la fracción de sección de tubería ocupada por la película de líquido, asumiendo no atrapamiento en el núcleo. El mecanismo de inestabilidad de la película puede expresarse en término de los parámetros Lockhart y Martinelli modificados, X_M y Y_M

Figura 28. Mapa de patrones de flujo de Taitel, Dukler y Barnea



Fuente: Tomado de: ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

$$Y_M = \frac{2 - 1.5H_{LF}}{H_{LF} (1 - 1.5H_{LF})} X_M^2 \quad (Ec 21)$$

Donde:

$$X_M = \sqrt{B \frac{(dp/dL)_{SL}}{(dp/dL)_{SC}}} \quad (Ec 22)$$

$$Y_M = \frac{g \sin \theta (p_L - p_C)}{(dp/dL)_{SC}} \quad (Ec 23)$$

Por su parte $B = 4\delta_{\min}(1 - \delta_{\min})$. Para consideraciones geométricas, H_{LF} puede expresarse en términos de espesor de película mínimo adimensional, δ_{\min} , como:

$$H_{LF} = 4\delta_{\min}(1 - \delta_{\min}) \quad (Ec\ 24)$$

Teniendo en cuenta el líquido entrampado en el núcleo de gas, la ecuación (Ec 20) es modificada a:

$$\left(H_{LF} + \lambda_{LC} \frac{A_C}{A_P}\right) > 0.12 \quad (Ec\ 25)$$

El flujo anular existe si u_{Sg} es mayor que el dado en la transición de la (Ec 19) y si los dos criterios de Barnea se satisfacen, para ello la (Ec 21) debe primero resolverse implícitamente para δ_{\min} . H_{LF} es calculado de la (Ec 24); si la (Ec 25) no se satisface, existe flujo anular. La (Ec 21) puede resolverse normalmente para δ_{\min} pero usando la aproximación de segundo grado de Newton-Raphson. Así la ecuación se expresa como:

$$F(\delta_{\min}) = Y_M - \frac{2 - 1.5H_{LF}}{H_{LF}(1 - 1.5H_{LF})} X_M^2 \quad (Ec\ 26)$$

$$F'(\delta_{\min}) = \frac{1.5H'_{LF}X_M^2}{H_{LF}^3(1 - 1.5H_{LF})} + \frac{(2 - 1.5H_{LF})X_M^2H'_{LF}(3 - 5.5H_{LF})}{H_{LF}^3(1 - 1.5H_{LF})^2} \quad (Ec\ 27)$$

El espesor de la película mínimo adimensional se determina iterando a partir de la siguiente ecuación:

$$\delta_{\min_{j+1}} = \delta_{\min_j} - \frac{F(\delta_{\min_j})}{F'(\delta_{\min_j})} \quad (Ec\ 28)$$

Para empezar el procedimiento iterativo es recomendable iniciar por suponer $\delta_{\min_j} = 0.25$

4.3 PREDICCIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE FLUJO

Una vez determinado el patrón de flujo existente, el siguiente paso es desarrollar los submodelos físicos para el comportamiento de flujo de cada patrón teniendo en cuenta que el flujo transición no ha sido modelado como un patrón aparte por su complejidad y en cambio es tratado como parte del flujo tapón.

4.3.1 Modelo de flujo burbuja. En el desarrollo del modelo los regímenes de burbuja y burbuja dispersa se consideran separados en el desarrollo del modelo.

Debido a la distribución uniforme de las burbujas de gas en el líquido y el no deslizamiento entre las dos fases, el flujo de burbuja dispersa puede ser aproximado como una fase pseudo simple. Con esta simplificación, los parámetros de las dos fases pueden expresarse como:

$$p_{TP} = p_L \lambda_L + p_g (1 - \lambda_L) \quad (Ec\ 29)$$

$$\mu_{TP} = \mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L) \quad (Ec\ 30)$$

$$v_{TP} = v_M v_{SL} + v_{SG} \quad (Ec\ 31)$$

Donde:

$$\lambda_L = \frac{v_{SL}}{v_M} \quad (Ec\ 32)$$

Para el flujo burbuja el deslizamiento es considerado tomando en cuenta la velocidad ascendente de la burbuja con respecto a la velocidad de la mezcla. Asumiendo un perfil de velocidades turbulentas para la mezcla con la concentración de burbujas ascendentes más al centro que a lo largo de las paredes de la tubería, se puede expresar la velocidad de deslizamiento como:

$$v_s = v_g - 1.2v_M \quad (Ec\ 33)$$

Hamathy da una expresión para la velocidad de burbuja ascendente (Ec 16). Zuber y Hench modificaron esta expresión a:

$$v_s = 1.53 \left[\frac{g\sigma_L(p_L - p_g)}{p_L^2} \right]^{\frac{1}{4}} H_L^{n'} \quad (Ec 34)$$

Donde el valor de n' varía dependiendo de las condiciones del estudio. En este trabajo se usó $n'=0.5$. Sustituyendo la (Ec 33) en la (Ec 34) nos queda que:

$$1.53 \left[\frac{g\sigma_L(p_L - p_g)}{p_L^2} \right]^{\frac{1}{4}} H_L^{0.5} = \frac{v_{sg}}{1 - H_L} - 1.2v_M \quad (Ec 35)$$

Los parámetros de flujo para ambas fases pueden calcularse de:

$$p_{TP} = p_L H_L + p_g(1 - H_L) \quad (Ec 36)$$

$$\mu_{TP} = \mu_L H_L + \mu_g(1 - H_L) \quad (Ec 37)$$

Por su parte los gradientes de presión de las dos fases la conforman los tres componentes, elevación, fricción y aceleración.

$$\left(\frac{dp}{dL} \right) = \left(\frac{dp}{dL} \right)_e + \left(\frac{dp}{dL} \right)_f + \left(\frac{dp}{dL} \right)_a \quad (Ec 38)$$

El gradiente de presión por elevación está dado por:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_e = p_{TP} g \sin \theta \quad (Ec 39)$$

El componente de fricción está dado por:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_f = \frac{f_{TP} p_{TP} v_{TP}^2}{2d} \quad (Ec 40)$$

En donde f_{TP} se obtiene del diagrama de Moody para un número de Reynolds el cual está definido por:

$$N_{RE_{TP}} = \frac{\rho_{TP} v_{TP} d}{\mu_{TP}} \quad (Ec 41)$$

Debido a que el flujo burbuja es dominado por la fase líquida incompresible, hay un cambio no significativo en la densidad del flujo de fluidos. Esto mantiene la velocidad del fluido casi constante, resultando que la caída de presión debido a la aceleración es despreciable.

4.3.2 Modelo de flujo tapón o bache. Sylvester presentó una versión simplificada del modelo de Fernandes. La simplificación básica fue el uso de una correlación para fracción de vacío tapón. Se asume completamente el desarrollo de flujo tapón. McQuillan y Whalley introdujeron el concepto de desarrollo de flujo durante sus estudios de transición de patrones de flujo. Debido a las diferencias básicas en flujo geométrico, el modelo trata completamente el flujo desarrollándose y el desarrollado de manera separada. El balance de masa de gas y líquido da:

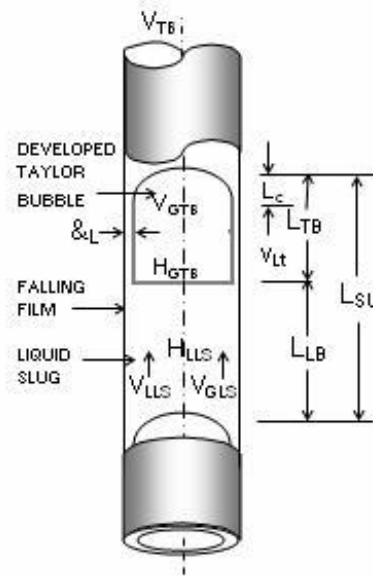
$$v_{sg} = \beta v_{gTB}(1 - H_{LTB}) + (1 - \beta)v_{gLS}(1 - H_{LLS}) \quad (Ec 42)$$

$$v_{SL} = (1 - \beta)v_{LLS}H_{LLS} - \beta v_{LTB}H_{LTB} \quad (Ec 43)$$

Donde:

$$\beta = \frac{L_{TB}}{L_{SU}} \quad (Ec 44)$$

Figura 29. Tapón desarrollado



Fuente: Tomado de: ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

El balance de masa para líquido y gas de tapón de líquido a burbuja de Taylor da:

$$(v_{TB} - v_{LLS})H_{LLS} = [v_{TB} - (-v_{LTB})]H_{LTB} \quad (Ec 45)$$

$$(v_{TB} - v_{GLS})(1 - H_{LLS}) = (v_{TB} - v_{gTB})(1 - H_{LTB}) \quad (Ec 46)$$

La velocidad de la burbuja de Taylor ascendente es igual a la velocidad en el centro más la de la columna de líquido, entonces:

$$v_{TB} = 1.2v_M + 0.35 \left[\frac{gd(p_L - p_G)}{p_L} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (Ec 47)$$

Similarmente, la velocidad de las burbujas de gas en el tapón de líquido es:

$$v_{gLS} = 1.2v_M + 1.53 \left[\frac{g\sigma_L(p_L - p_G)}{\rho_L^2} \right]^{\frac{1}{4}} H_{LLS}^5 \quad (Ec 48)$$

Donde el segundo término de la derecha representa la velocidad de la burbuja ascendente, definido en la (Ec 34)

La velocidad de la película cayendo puede correlacionarse con el espesor de película de la expresión de Brotz, así:

$$v_{LTB} = \sqrt{196.7g\delta_L} \quad (Ec 49)$$

Donde δ_L es el espesor de película constante para flujo desarrollado, el cual puede expresarse en términos de fracción de vacío de burbuja de Taylor para dar:

$$v_{LTB} = 9.916 \left[gd \left(1 - \sqrt{H_{gTB}} \right) \right] \quad (Ec 50)$$

La fracción de vacío de tapón de líquido puede obtenerse por la correlación de Silvestre, Fernandes y Schmidt)

$$H_{gLS} = \frac{v_{Sg}}{0.425 + 2.65v_M} \quad (Ec 51)$$

La (Ec 44) o (Ec 45), de la (Ec 46) a la (Ec 47), la (Ec 48) y (Ec 49) pueden resolverse por iteración para obtener las ocho variables desconocidas las cuales definen el modelo de flujo tapón: β , H_{LTB} , H_{gLS} , v_{gTB} , v_{LTB} , v_{gLS} , v_{LLS} , y v_{TB} . Vo y Shoham demostraron que esas ocho ecuaciones pueden combinarse para dar:

$$(9.916\sqrt{gd})(1 - \sqrt{1 - H_{LTB}})^{0.5} H_{LTB} - v_{TB}(1 - H_{LTB}) + \bar{A} = 0 \quad (Ec 52)$$

Donde:

$$\begin{aligned} \bar{A} = & H_{gLS}v_{TB} \\ & + (1 - H_{gLS}) \left[v_M \right. \\ & \left. - H_{gLS} \left\{ 1.53 \left[\frac{\sigma_L g (p_L - p_g)}{p_L^2} \right]^{0.25} (1 - H_{gLS})^{0.5} \right\} \right] \end{aligned} \quad (Ec 53)$$

Con v_{TB} y H_{gLS} dados por la (Ec 47) y (Ec 51) respectivamente, \bar{A} puede determinarse de la (Ec 54). La (Ec 53) se usa para encontrar H_{LTB} por un método de solución iterativo. Definiendo el lado izquierdo de la (Ec 53) como $F(H_{LTB})$, entonces nos queda que:

$$F(H_{LTB}) = (9.916\sqrt{gd})(1 - \sqrt{1 - H_{LTB}})^{0.5}H_{LTB} - v_{TB}(1 - H_{LTB}) + \bar{A} \quad (Ec 54)$$

Derivando la (Ec 55) con respecto a H_{LTB} :

$$\begin{aligned} F'(H_{LTB}) = & v_{TB} \\ & + (9.916\sqrt{gd}) \left[(1 - \sqrt{1 - H_{LTB}})^{0.5} + \frac{H_{LTB}}{4\sqrt{(1 - H_{LTB})(1 - \sqrt{1 - H_{LTB}})}} \right] \end{aligned}$$

(Ec 55)

H_{LTB} La raíz de la (Ec 52), es determinado de manera iterativa por:

$$H_{LTB_{j+1}} = H_{LTB} - \frac{F(H_{LTB})}{F'(H_{LTB})} \quad (Ec 56)$$

El procedimiento paso a paso para determinar todas las variables en flujo tapón desarrollado es como se muestra a continuación.

1. Calcular v_{TB} y H_{gLS} de la (Ec 47) y (Ec 51)
2. Usando la (Ec 53) a la (Ec 56), se determina H_{LTB} . Un buen inicio es suponer $H_{LTB} = 0.15$
3. Resolver la (Ec 50) para v_{LTB} . Notar que $H_{gTB} = 1 - H_{LTB}$
4. Resolver la (Ec 45) para v_{LLS} . Notar que $H_{LLS} = 1 - H_{gLS}$
5. Resolver la (Ec 48) para v_{gLS}
6. Resolver la (Ec 46) para v_{gTB}
7. Resolver la (Ec 42) o (Ec 43) para β .
8. Asumiendo que $L_{LLS} = 30d$, calcular L_{SU} y L_{TB} de la definición de β

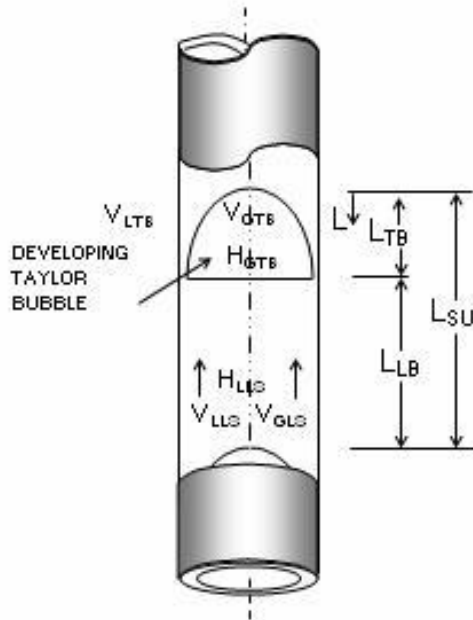
Para el modelo de flujo tapón desarrollándose (figura 30), se debe determinar la existencia de cada flujo. Para esto se requiere calcular y comparar la longitud del casquete con la longitud total de una burbuja de Taylor desarrollada. La expresión para la longitud del casquete es:

$$L_C = \frac{1}{2g} \left[v_{TB} + \frac{v_{NgTB}}{H_{NLTB}} (1 - H_{NLTB}) - \frac{v_M}{H_{NLTB}} \right]^2 \quad (Ec 57)$$

Donde v_{NgTB} y H_{NLTB} es calculado en el espesor de la película crítica, llamado espesor de película de Nusselt, dado por:

$$\delta_N = \left[\frac{3}{4} d \frac{v_{NLTB} \mu_L (1 - H_{NLTB})}{g(p_L - p_g)} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (Ec 58)$$

Figura 30. Tapón desarrollándose



Fuente: Tomado de: ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

La geometría del flujo de película da H_{NLTB} en términos de δ_N como:

$$H_{NLTB} = 1 - \left(1 - \frac{2\delta_N}{d}\right)^2 \quad (Ec 59)$$

Para determinar v_{NgTB} , la tasa de flujo de δ_N puede usarse para obtener

$$v_{NgTB} = v_{TB} - (v_{TB} - v_{gLS}) \frac{(1 - H_{LLS})}{(1 - H_{NLTB})} \quad (Ec 60)$$

La longitud del tapón de líquido puede calcularse empíricamente por

$$L_{LS} = C'd \quad (Ec 61)$$

Donde C' varía de 16 a 45. Nosotros usaremos $C'=30$, al igual que Ansari et al. Esto da la longitud de la burbuja de Taylor como:

$$L_{TB} = \left[\frac{L_{LS}}{(1-\beta)} \right] \beta \quad (Ec 62)$$

Para la comparación de L_c y L_{TB} , si $L_c > L_{TB}$, el flujo es tapón desarrollándose para lo cual se requieren nuevos valores para L_{TB}^* , H_{LTB}^* y V_{LTB}^* calculado para cada flujo desarrollado.

Para L_{TB}^* , el volumen de la burbuja de Taylor puede ser usado

$$V_{gTB}^* = \int_0^{L_{TB}^*} A_{TB}(L) dL \quad (Ec 63)$$

Donde A_{TB} puede expresarse en términos de holdup local $h_{LTB}(L)$, el cual a su vez puede expresarse en términos de velocidades usando la (Ec 45), lo cual nos da:

$$A_{TB}(L) = \left[1 - \frac{(v_{TB} - v_{LLS})H_{LLS}}{\sqrt{2gL}} \right] A_p \quad (Ec 64)$$

El volumen puede expresarse en términos de geometría de flujo como:

$$V_{gTB}^* = v_{Sg} A_p \left(\frac{L_{TB}^* + L_{LS}}{v_{TB}} \right) - v_{gLS} A_p (1 - H_{LLS}) \frac{L_{LS}}{v_{TB}} \quad (Ec 65)$$

Sustituyendo de la (Ec 64) y (Ec 65) en la (Ec 63) nos queda que:

$$v_{Sg} \left(\frac{L_{TB}^* + L_{LS}}{v_{TB}} \right) - v_{gLS} (1 - H_{LLS}) \frac{L_{LS}}{v_{TB}} = \int_0^{L_{TB}^*} \left[1 - \frac{(v_{TB} - v_{LLS})H_{LLS}}{\sqrt{2gL}} \right] dL \quad (Ec 66)$$

La (Ec 66) se puede integrar y simplificar para dar:

$$L_{TB}^{*2} + \left(\frac{-2ab - 4c^2}{a^2} \right) L_{TB}^* + \frac{b^2}{a^2} = 0 \quad (Ec 67)$$

Donde

$$a = 1 - \frac{v_{Sg}}{v_{TB}} \quad (Ec 68)$$

$$b = \frac{v_{Sg} - v_{gLS}(2 - H_{LLS})}{v_{TB}} L_{LS} \quad (Ec 69)$$

$$c = \frac{v_{TB} - v_{LLS}}{\sqrt{2g}} H_{LLS} \quad (Ec 70)$$

Después calculando L_{TB}^* , el otro parámetro local puede calcularse de

$$v_{LTB}^*(L) = \sqrt{2gL} - v_{TB} \quad (Ec 71)$$

$$h_{LTB}^*(L) = \frac{(v_{TB} - v_{LLS})H_{LLS}}{\sqrt{2gL}} \quad (Ec 72)$$

En el cálculo de gradientes de presión, se considera el efecto de variaciones de espesor de película y se ignora el efecto de fricción a lo largo de la burbuja de Taylor

$$\left(\frac{dp}{dL} \right) = [(1 - \beta)p_{LS} + \beta p_g] g \sin \theta \quad (Ec 73)$$

Donde

$$p_{LS} = p_L H_{LLS} + p_g (1 - H_{LLS}) \quad (Ec 74)$$

Los componentes de elevación para flujo tapón desarrollándose están dados por:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right) = [(1 - \beta^*)p_{LS} + \beta^*p_{TBA}]g\sin\theta \quad (Ec 75)$$

Donde P_{TBA} está basado en la fracción de vacío promedio en la sección de burbuja de Taylor con variaciones de espesores de película y está dado por:

$$p_{TBA} = p_L H_{LTBA} + p_g(1 - H_{LTBA}) \quad (Ec 76)$$

Donde H_{LTBA} se obtiene de la integración de la (Ec 72) y dividiendo por L_{TB}^* , dando:

$$H_{LTBA} = \frac{2(v_{TB} - v_{LLS})H_{LLS}}{\sqrt{2gL_{TB}^*}} \quad (Ec 77)$$

El componente de fricción es el mismo para ambos, flujo tapón desarrollado y flujo tapón desarrollándose debido a que esto sucede solo a través del tapón de líquido. Este es dado por:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right) = \frac{f_{LS}p_{LS}v_m^2}{2d}(1 - \beta) \quad (Ec 78)$$

Donde β podría reemplazarse por β^* para flujo tapón desarrollándose. F_{LS} puede calcularse usando:

$$N_{RELS} = \frac{p_{LS}v_M d}{\mu_{LS}} \quad (Ec 79)$$

Para los gradientes de presión debido a la aceleración, la velocidad en la película debe considerarse. El líquido en el tapón experimenta desaceleración como la velocidad ascendente de V_{LLS} cambia a una velocidad descendente de V_{LTB} . El mismo líquido también experimenta aceleración cuando sale de la película con una

velocidad V_{LTB} en el tapón de líquido ascendente de velocidad V_{LLS} . Si los dos cambios en la velocidad del líquido ocurren dentro del mismo tapón, entonces no hay caída de presión debido a la aceleración existente sobre el tapón. Esto pasa cuando el flujo tapón es estable.

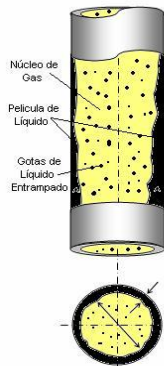
4.3.3 Modelo de flujo anular. Wallis presentó una correlación para entrampamiento y fricción interfacial como una función de espesor de película. Luego, Hewitt y Hall Taylor dan un análisis detallado del mecanismo envolvente en un flujo anular. Todos los modelos que siguen después están basados en esas aproximaciones.

El desarrollo completo de flujo anular se demuestra en la figura 4. La conservación del momento aplicado separadamente para el núcleo y la película son:

$$A_C \left(\frac{dp}{dL} \right) - \tau_i S_i - p_C A_C g \sin \theta = 0 \quad (Ec 80)$$

$$A_F \left(\frac{dp}{dL} \right) + \tau_L S_L - \tau_F S_F - p_L A_F g \sin \theta = 0 \quad (Ec 81)$$

Figura 31. Esquema de flujo anular



Fuente: Tomado de: ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

La densidad del núcleo, es una densidad de no deslizamiento debido a que el núcleo es considerado una mezcla homogénea de gotas de gas y líquido atrapado fluyendo a la misma velocidad. Así:

$$p_c = p_L \lambda_{LC} + p_g (1 - \lambda_{LC}) \quad (Ec 82)$$

Donde:

$$\lambda_{LC} = \frac{F_E v_{SL}}{v_{SG} + F_E v_{SL}} \quad (Ec 83)$$

F_E es la fracción del total de líquido atrapado en el núcleo, dado por Wallis como:

$$F_E = 1 - \exp[-0.125(v_{crit} - 1.5)] \quad (Ec 84)$$

Donde

$$v_{cric} = 10000 \frac{v_{sg} \mu_g}{\sigma_L} \left(\frac{p_g}{p_L} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (Ec 85)$$

El esfuerzo de corte en la película se puede expresar como:

$$\tau_F = f_F p_L \frac{v_F^2}{8} \quad (Ec 86)$$

Donde f_F se obtiene del diagrama de moody para un número de Reynolds definido por:

$$N_{REF} = \frac{p_L v_F d_{HF}}{\mu_L} \quad (Ec 87)$$

Donde

$$v_F = \frac{q_L(1 - F_E)}{A_F} = \frac{v_{SL}(1 - F_E)}{4\delta(1 - \delta)} \quad (Ec 88)$$

$$Y \quad d_{HF} = 4\delta(1 - \delta)d \quad (Ec 89)$$

Con lo cual resulta:

$$\tau_F = \frac{f_F}{8} (1 - F_E) p_L \left[\frac{v_{SL}}{4\delta(1 - \delta)} \right]^2 \quad (Ec 90)$$

La (Ec 90) se reduce a

$$\tau_F = \frac{d}{4} \frac{(1 - F_E)^2}{4[4\delta(1 - \delta)]} \frac{f_F}{f_{SL}} \left(\frac{dp}{dL} \right) \quad (Ec 91)$$

Donde el gradiente de fricción de líquido superficial está dado por:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{SL} = \frac{f_{SL} p_L v_{SL}^2}{2d} \quad (Ec 92)$$

f_{SL} es el factor de fricción para la velocidad de líquido y puede obtenerse del diagrama de Moody por el número de Reynolds definido por:

$$N_{RESL} = \frac{p_L v_{SL} d}{\mu_L} \quad (Ec 93)$$

El corte a la interfase se calcula de:

$$\tau_i = \frac{f_i p_c v_c^2}{8} \quad (Ec 94)$$

Donde

$$v_c = \frac{v_{sc}}{(1 - 2\delta)^2} \quad (Ec 95)$$

$$Y \quad f_i = f_{sc} Z \quad (Ec 96)$$

Donde Z es un factor de correlación para fricción interfacial y el espesor de película. Basado en el comportamiento del modelo, la expresión de Wallis para Z trabaja bien para películas delgadas o grandes entrampamientos, donde la expresión de Whalley y Hewitt es buena para películas gruesas o bajo entrampamiento. Así.

$$Z = 1 + 300\delta \quad \text{para } F_E > 0.9 \quad (Ec 97)$$

$$Z = 1 + 24 \left(\frac{p_L}{p_g}\right)^{1/3} \delta \quad \text{para } F_E < 0.9 \quad (Ec 98)$$

Combinando la (ec 94) con la (Ec 97) resulta:

$$\tau_i = \frac{d}{4} \frac{Z}{(1-2\delta)^4} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} \quad (Ec 99)$$

El gradiente de presión por fricción superficial en el núcleo está dado por:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} = \frac{f_{SC} p_C v_{SC}^2}{2d} \quad (Ec 100)$$

Donde f_{SC} se obtiene del diagrama de Moody para un número de Reynolds definido por:

$$N_{RE_{SC}} = \frac{p_C v_{SC} d}{\mu_{SC}} \quad (Ec 101)$$

$$v_{SC} = F_E v_{SL} + v_{Sg} \quad (Ec 102)$$

$$Y \quad \mu_C = \mu_L \lambda_{LC} + \mu_g (1 - \lambda_{LC}) \quad (Ec 103)$$

El gradiente de presión para flujo anular puede calcularse sustituyendo la ecuación anterior en la (Ec 93) y la (Ec 94) así:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_C = \frac{Z}{(1-2\delta)^5} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} + p_C g \sin \theta \quad (Ec 104)$$

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_F = \frac{(1-F_E)^2}{64\delta^3(1-\delta)^3} \left(\frac{f_F}{f_{SL}} \right) \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SL} - \frac{Z}{4\delta(1-\delta)(1-2\delta)^3} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} + p_L g \sin \theta \quad (Ec 105)$$

En la (Ec 105) no se conoce el espesor de película adimensional δ . Una ecuación implícita para δ puede obtenerse de la (Ec 104) y (Ec 105). Esto da:

$$\frac{Z}{4\delta(1-\delta)(1-2\delta)^5} \left(\frac{dp}{dL}\right)_{sc} - (p_L - p_C)g\sin\theta - \frac{(1-F_E)^2}{64\delta^3(1-\delta)^3} \frac{f_F}{f_{SL}} \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SL} = 0 \quad (Ec 106)$$

Para simplificar esta ecuación se usa la aproximación adimensional desarrollada por Alves. Esta aproximación define los siguientes grupos adimensionales en adición a los previamente definidos parámetros modificados de Lockhart Martinelli, X_M y Y_M

$$\phi_c^2 = \frac{(\frac{dp}{dL})_c - g\rho_c\sin\theta}{(\frac{dp}{dL})_{sc}} \quad (Ec 107)$$

$$\phi_F^2 = \frac{(\frac{dp}{dL})_F - g\rho_L\sin\theta}{(\frac{dp}{dL})_{SL}} \quad (Ec 108)$$

Usando los parámetros modificados de Lockhart Martinelli, la (Ec 106) se reduce a:

$$Y_M - \frac{Z}{4\delta(1-\delta)[1-4\delta(1-\delta)]^{2,5}} + \frac{X_M^2}{[4\delta(1-\delta)]^3} = 0 \quad (Ec 109)$$

La ecuación de arriba puede ser resuelta por iteración para obtener δ . Si la (Ec 109) es $F(\delta)$, si se toma su derivada con respecto a δ .

$$F'(\delta) = \frac{Z[4(1-2\delta)]}{[4\delta(1-\delta)]^2[1-4\delta(1-\delta)]^{2,5}} - \frac{Z'}{4\delta(1-\delta)[1-4\delta(1-\delta)]^{2,5}} - \frac{2,5Z[4(1-2\delta)]}{4\delta(1-\delta)[1-4\delta(1-\delta)]^{3,5}} - \frac{3X_M^2[4(1-2\delta)]}{[4\delta(1-\delta)]^4} \quad (Ec 110)$$

El método Newton-Raphson puede incorporarse para determinar δ , la raíz de la (Ec 109).

$$\delta_{j+1} = \delta_j - \frac{F(\delta_j)}{F'(\delta_j)} \quad (Ec 111)$$

Donde δ es conocido, los grupos adimensionales ϕ_F Y ϕ_C pueden obtenerse de la siguiente forma de las (Ec 104) y (Ec 105).

$$\phi_C^2 = \frac{Z}{(1-2\delta)^5} \quad (Ec 112)$$

$$\phi_F^2 = \frac{(1-FE)^2}{[1-(1-2\delta)^2]^2} \frac{f_F}{f_{SL}} \frac{\frac{Z}{(1-2\delta)^5} - Y_M}{\frac{Z}{(1-2\delta)^5} - Y_M [1-(1-2\delta)^2]^2} \quad (Ec 113)$$

Alves declara que la (Ec 113) puede expresarse como:

$$\phi_F^2 = \frac{\phi_C^2 - Y_M}{X_M^2} \quad (Ec 114)$$

El gradiente de la presión total puede entonces obtenerse de la (Ec 107) o (Ec 108) porque el gradiente de presión en la película y el núcleo debe ser el mismo. Así,

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_T = \left(\frac{dp}{dL}\right)_C = \phi_C^2 \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC} + g\rho_C \sin\theta \quad (Ec 115)$$

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_T = \left(\frac{dp}{dL}\right)_F = \phi_F^2 \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SL} + g\rho_L \sin\theta \quad (Ec 116)$$

La ecuación de arriba no incluye el gradiente de presión por aceleración. Esto es basado en los resultados encontrados por López y Dukler que indicaron que, excepto por un rango limitado de altas tasas de flujo de líquido, el componente de

aceleración resultante del intercambio de gotas de líquido entre el núcleo y la película es despreciable.

4.4 NOMENCLATURA MODELO DE ANSARI.

a = coeficiente definido en la (Ec 68)

A = área transversal de la tubería, L, m²

b = coeficiente definido en la (Ec 69)

c = coeficiente definido en la (Ec 70)

C = factor constante relacionado con el factor de fricción de Reynolds para tuberías lisas

C' = coeficiente definido en la (Ec 61)

d = diámetro de la tubería, L, m

f = factor de fricción

F_E = fracción de líquido atrapado en el núcleo de gas

F_{rp} = factor de comportamiento relativo

g = aceleración de la gravedad, m/seg²

H = fracción de holdup promedio

L = longitud a lo largo de la tubería, m

n' = exponente tomando en cuenta el efecto de turbulencia en la velocidad de la burbuja ascendente

N_{RE} = número de Reynolds

P = presión, m/Lt², Pa

q = tasa de flujo, L³/t, m³/seg

S = Perímetro húmedo, L, m

u = velocidad, L/t, m/seg

V = volumen, L³, m³

X = parámetro de Lockhart y Martinelli

Y = parámetro de Lockhart y Martinelli

Z = factor empírico que define la fricción interfacial

β = radio de longitud, definido en la (Ec 44)
 δ = espesor de película, L, m
 $\bar{\delta}$ = relación diámetro espesor de película
 - = diferencia
 ϵ = rugosidad absoluta de tubería, L, m
 θ = ángulo con respecto a la horizontal, radianes o grados
 λ = fracción de holdup sin deslizamiento
 μ = viscosidad dinámica, Kg/m seg, kg/m^s
 ρ = densidad, m/L³, Kg/m³
 σ = tensión superficial, m/t², dinas/cm
 τ = Esfuerzo de corte, m/Lt², N/m³
 ϕ = grupos adimensionales definidos en la (Ec 107) y (Ec 108)

Subíndices

a = aceleración
 m = mezcla
 A = promedio
 M = modificado
 c = casquete de la Burbuja de Taylor, núcleo
 max = máximo
 $crit$ = crítico
 min = mínimo
 e = elevación
 N = Nusselt
 f = fricción
 ρ = tubería
 F = película
 g = gas
 s = deslizamiento
 H = hidráulico

S = superficial

i = íésimo elemento

SU = unidad de tapón

I = interfacial

t = total

L = líquido

TB = Burbuja de Taylor *LS* = tapón de líquido

TP = Dos fases

Superíndice

* = flujo tapón desarrollándose

r = relativo

5. DISEÑO DEL SISTEMA DE SARTA DE VELOCIDAD

Antes de abordar el diseño de todo el sistema, se tiene que identificar posibles problemas que se pueden presentar en los pozos de gas condensado ya que la saturación de líquido condensado puede incrementarse como consecuencia de la caída de presión por debajo del punto de rocío, restringiendo el flujo de gas, reduciendo la productividad de un pozo drásticamente.

5.1 ANÁLISIS DE LA VELOCIDAD DEL GAS PARA POZO UIS 1

A continuación, se determinó la velocidad crítica del gas a partir de la ecuación 2 del modelo de Turner.

$$V_{cg, condensado} = \frac{4.043(45 - 0.0031P)^{1/4}}{(0.0031P)^{1/2}}$$

$$V_{cg, condensado} = \frac{4.043(45 - 0.0031 * 655)^{1/4}}{(0.0031 * 655)^{1/2}}$$

$$V_{cg, condensado} = 7.24 \text{ ft/s}$$

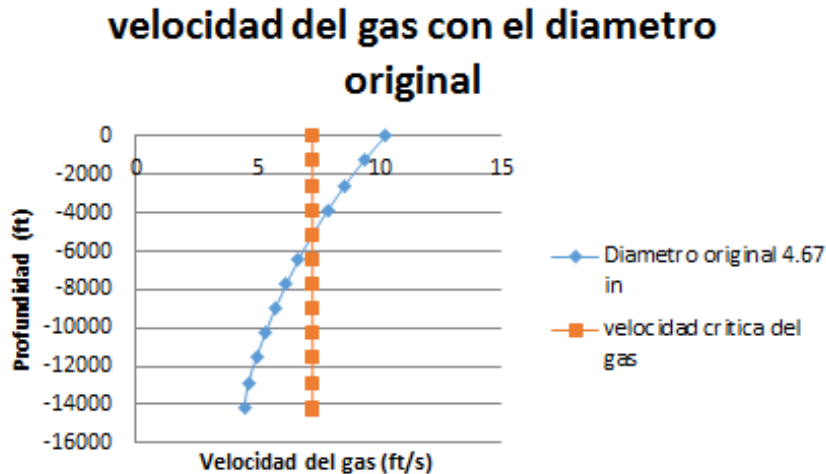
Teniendo el valor de la velocidad crítica del gas se procedió a hallar la velocidad del gas para el pozo Uis 1 para ello se contó con los datos generados por el software Snap donde me muestran la velocidad del gas respecto a la profundidad.

Tabla 16. Velocidad del gas para el pozo Uis 1.

PROFUNDIDAD (ft)	VELOCIDAD DEL GAS (ft/s)
0	0
1285.2	10.24
2570.4	9.36
3855.6	8.58
5140.9	7.88
6426.1	7.25
7711.3	6.69
8996.5	6.19
10281.7	5.73
11566.9	5.32
12852.2	4.96

Fuente: Autores.

Figura 32. Velocidad del gas con respecto a la profundidad con el diámetro original de la tubería del pozo Uis 1.



Fuente: Autores.

5.2 ANÁLISIS DE LA VELOCIDAD DEL GAS PARA POZO Uis 2

De la misma manera que se determinó la velocidad crítica del gas para el pozo Uis 1 se hará para el pozo Uis 2 en esta ocasión utilizando la presión en cabeza correspondiente para este pozo.

$$V_{c, \text{ condensado}} = \frac{4.043(45 - 0.0031P)^{1/4}}{(0.0031P)^{1/2}}$$

$$V_{c, \text{ condensado}} = \frac{4.043(45 - 0.0031 * 634)^{1/4}}{(0.0031 * 634)^{1/2}}$$

$$V_{c, \text{ condensado}} = 7.38 \text{ ft/s}$$

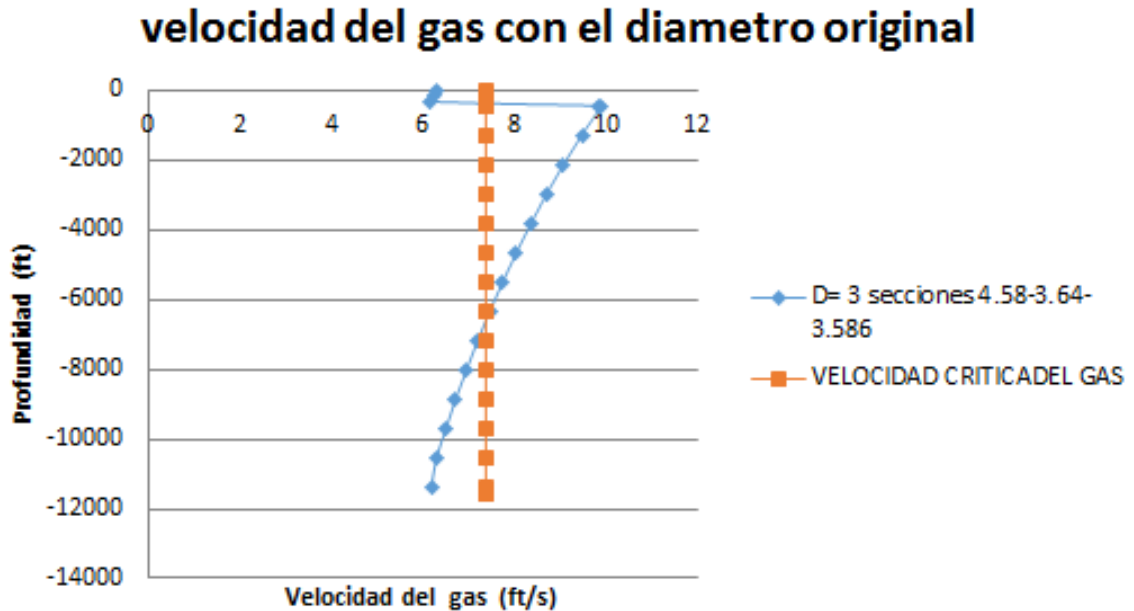
Teniendo el valor de la velocidad crítica del gas se procede hallar la velocidad del gas para el pozo Uis 2 para ello se cuenta con los datos generados por el software Snap donde me muestran la velocidad del gas respecto a la profundidad.

Tabla 17. Velocidad del gas para el pozo Uis 2.

PROFUNDIDAD (ft)	VELOCIDAD DEL GAS (ft/s)
0	0
155.4	6.31
310.7	6.24
428	6.16
436	9.84
1278.3	9.91
2120.6	9.48
2963	9.08
3805.3	8.71
4647.6	8.37
5489.9	8.05
6332.2	7.75
7174.5	7.47
8016.9	7.2
8859.2	6.96
9701.5	6.72
10543.8	6.51
11386.1	6.3
11556.2	6.19

Fuente: Autores.

Figura 33. Velocidad del gas con respecto a la profundidad con el diámetro original de la tubería del pozo Uis 2.



Fuente: Autores.

5.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS

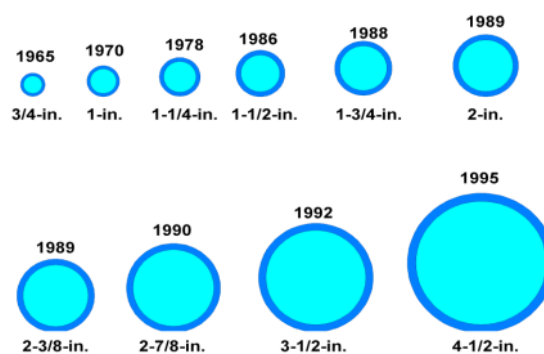
Como se observa los dos pozos presentan problemas de colgamiento de líquido es decir el líquido condensado se está acumulando en el fondo debido a que el gas no tiene la suficiente energía (velocidad) para transportar el líquido a la superficie, lo que puede ocasionar la restricción de la producción.

Para el caso del pozo Uis 1 a partir de los 5500 ft aproximadamente, se evidencia que la velocidad del gas es menor a la crítica, y en el pozo Uis 2 desde la superficie hasta los 5000 ft y a partir de los 7500 ft aproximadamente, se puede evidenciar que la velocidad del gas es menor a la crítica, cabe destacar que la configuración geométrica de este pozo presenta tres tubulares de un diámetro diferente.

5.4 OPTIMIZACIÓN DE LOS POZOS

Para dar solución a este problema se planteó el uso de una tecnología que sea capaz de aumentar la energía del gas para que este pueda transportar el líquido condensado hacia superficie en esta ocasión se reducirá el diámetro de la tubería para aumentar la velocidad de flujo. Esto se lograra variando los diámetros comerciales de *coiled tubing* hasta encontrar el diámetro adecuado para que no se presente la carga de líquidos, para esto se dispuso de una lista de diámetros que han sido diseñados a lo largo de la historia con la cual contaremos para nuestro diseño de sarta de velocidad.

Figura 34: Diseño de diámetro de coiled tubing a través de la historia.



Fuente: MARTINEZ GONZALEZZ, José Luis. Aplicaciones con tubería flexible en pozos petroleros” Tesis de pregrado. México, D.F Ciudad 2010, UNAM.

Antes de integrar todos los procedimientos matemáticos mostrados en el capítulo anterior a través de cálculos manuales, se realizó por el software Snap diferentes corridas de diámetros para identificar las velocidades del gas que se producen con cada una de ellas, para posteriormente trabajar con los diámetros de tubería donde no se presente colgamiento de líquido esto debido a que la herramienta software no cuenta con algunas propiedades necesarias para determinar la velocidad del gas.

5.4.1 Determinación del diámetro de tubería Para determinar el diámetro de tubería se realizaron 6 corridas con diámetro diferente para el pozo Uis 1 donde se

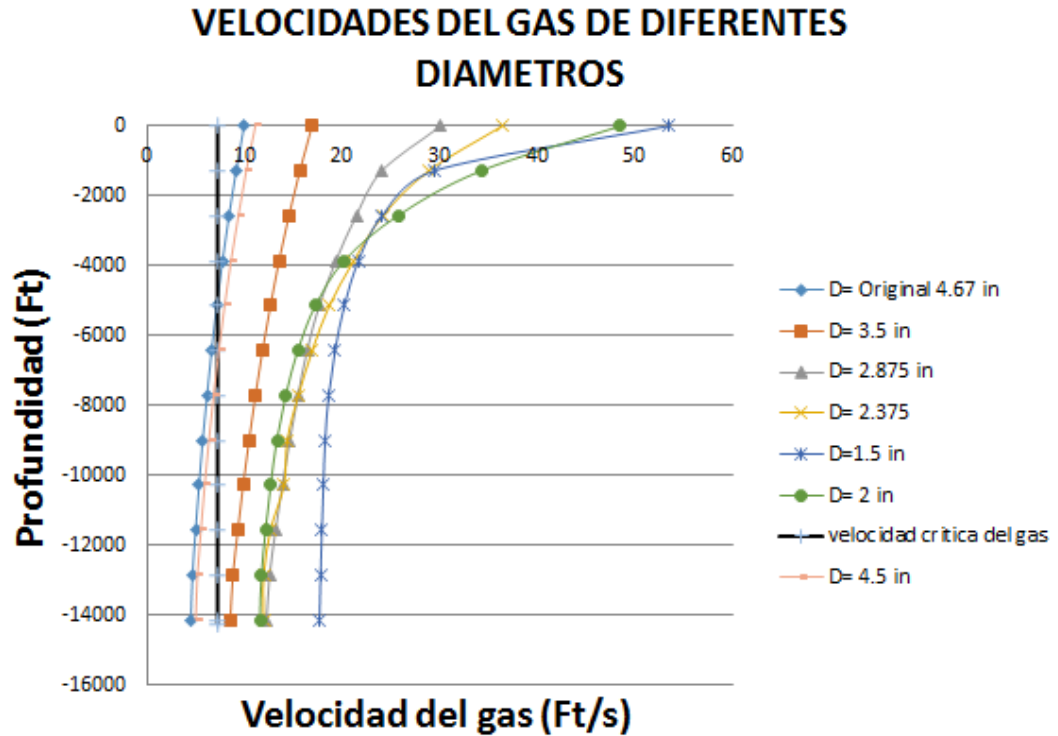
modeló por el software Snap a partir del modelo mecánico de Ansari. En la tabla 18 se muestran las velocidades del gas obtenidas al correr diferentes diámetros de tubería en el pozo Uis 1.

Tabla 18. Velocidades del gas a diferentes diámetros de tubería del pozo Uis 1.

PROFUNDIAD (ft)	VELOCIDAD DEL GAS (ft/s)						
	D = 4.67 in	D= 4.5 in	D= 3.5 in	D= 2.875 in	D= 2.375 in	D= 2 in	D= 1.5 in
0	0	0	0	0	0	0	0
1285.2	10.24	11.11	19.03	30.1	38.19	48.49	53.37
2570.4	9.36	10.19	17.63	24.07	30.46	34.21	29.39
3855.6	8.58	9.37	16.38	21.45	25.67	25.69	24.1
5140.9	7.88	8.63	15.27	19.37	22.42	20.22	21.68
6426.1	7.25	7.97	14.28	17.66	20.04	17.28	20.24
7711.3	6.69	7.38	13.38	16.42	18.23	15.46	19.29
8996.5	6.19	6.85	12.57	15.49	16.77	14.24	18.64
10281.7	5.73	6.36	11.84	14.65	15.58	13.32	18.27
11566.9	5.32	5.93	11.17	13.89	15.24	12.69	18.09
12852.2	4.96	5.54	10.56	13.2	13.81	12.17	17.94

Como se puede apreciar en la tabla 18, para diámetros de 4.67 in y 4.5 in se evidencia una carga de líquido en ciertos tramos de la tubería por lo cual se descarta su uso. Por lo tanto, se analizaron los restantes diámetros para determinar el óptimo. En la figura 35 se puede observar detalladamente la relación entre las curvas de velocidad del gas con la velocidad del gas crítica.

Figura 35. Comparación en la velocidad del gas de diferentes diámetros de tubería con la velocidad crítica del gas para el pozo Uis1



Fuente: Autores.

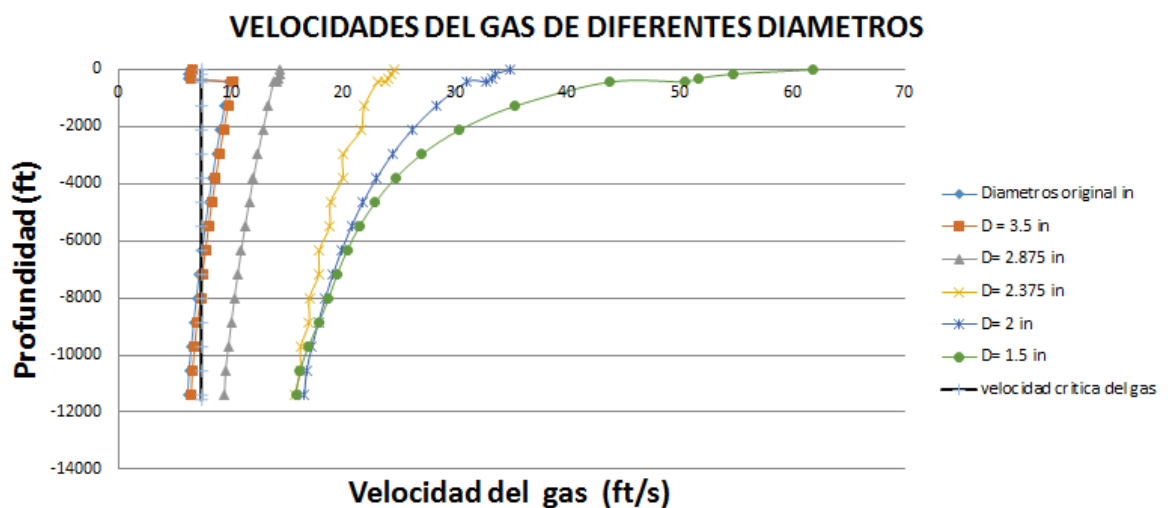
Para el pozo Uis 2 se realizaron 5 corridas de diámetros diferentes de donde se tomó como referencia de la tubería original el diámetro mínimo de 3.58 in, para poder realizar el resto de corridas, debido a que este pozo presentaba diferentes diámetros y para el caso de la tecnología *coiled tubing* solo se maneja uno solo. De igual manera se utilizó el software para hallar las curvas de velocidades del gas correspondientes a cada diámetro de tubería.

Tabla 19. Velocidades del gas a diferentes diámetros de tubería del pozo Uis 2

PROFUNDIDAD (ft)	VELOCIDAD DEL GAS (ft/s)					
	D= 4.58-3.64-3.58 in	D= 3.5 in	D= 2.875 in	D= 2.375 in	D= 2 in	D= 1.5 in
0	0	0	0	0	0	0
155.4	6.31	6.61	14.43	24.64	34.84	61.86
310.7	6.24	6.54	14.32	24.35	33.61	54.8
428	6.16	6.46	14.21	24.07	33.31	51.67
436	9.84	10.14	14.12	23.83	32.74	50.46
1278.3	9.91	10.21	13.84	23.13	31.03	43.74
2120.6	9.48	9.78	13.34	21.91	28.28	35.35
2963	9.08	9.38	12.87	21.61	26.14	30.38
3805.3	8.71	9.01	12.43	20.05	24.41	27.05
4647.6	8.37	8.67	12.03	19.97	22.99	24.67
5489.9	8.05	8.35	11.65	18.9	21.79	22.9
6332.2	7.75	8.05	11.29	18.83	20.77	21.49
7174.5	7.47	7.77	10.96	17.9	19.88	20.39
8016.9	7.2	7.5	10.64	17.85	19.11	19.49
8859.2	6.96	7.36	10.35	17.02	18.42	18.74
9701.5	6.72	7.02	10.07	16.99	17.81	17.87
10543.8	6.51	6.81	9.81	16.25	17.26	16.94
11386.1	6.3	6.6	9.56	16.22	16.77	16.19
11556.2	6.19	6.49	9.46	15.7	16.58	15.81

De la tabla 19 se puede identificar que tanto los diámetros originales como el de 3.5 in, presentan cargas de líquido es ciertos tramos de la tubería por tal razón se descarta su uso y se optara por analizar los demás diámetros. En la figura 36 se puede observar detalladamente la relación entre las curvas de velocidad del gas con la velocidad del gas crítica.

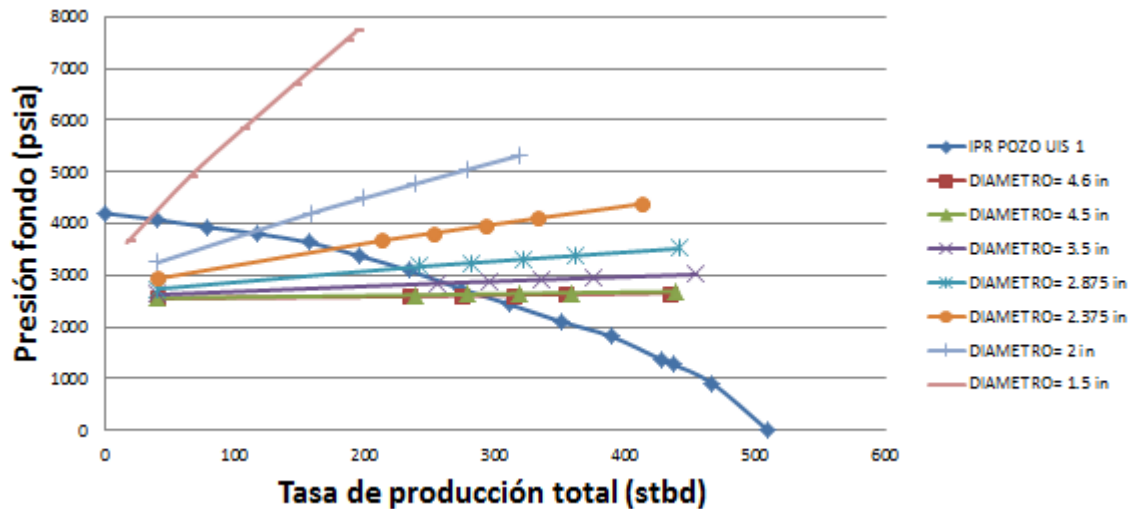
Figura 36. Comparación en la velocidad del gas de diferentes diámetros de tubería con la velocidad crítica del gas para el pozo Uis 2.



Fuente: Autores.

5.4.2 Curvas de demanda pozo Uis 1. A continuación se muestran los resultados referentes a las curvas de demanda del sistema obtenido a través del modelo de Ansari y con las condiciones de presión y temperatura existente, así como las propiedades de los fluidos dentro de pozo, al correrse diferentes diámetros de tubería.

Figura 37. Tasa de producción vs presión de fondo en diferentes diámetros de tubería del pozo Uis 1.



Fuente: Autores.

Tabla 20. Resultados pozo Uis 1.

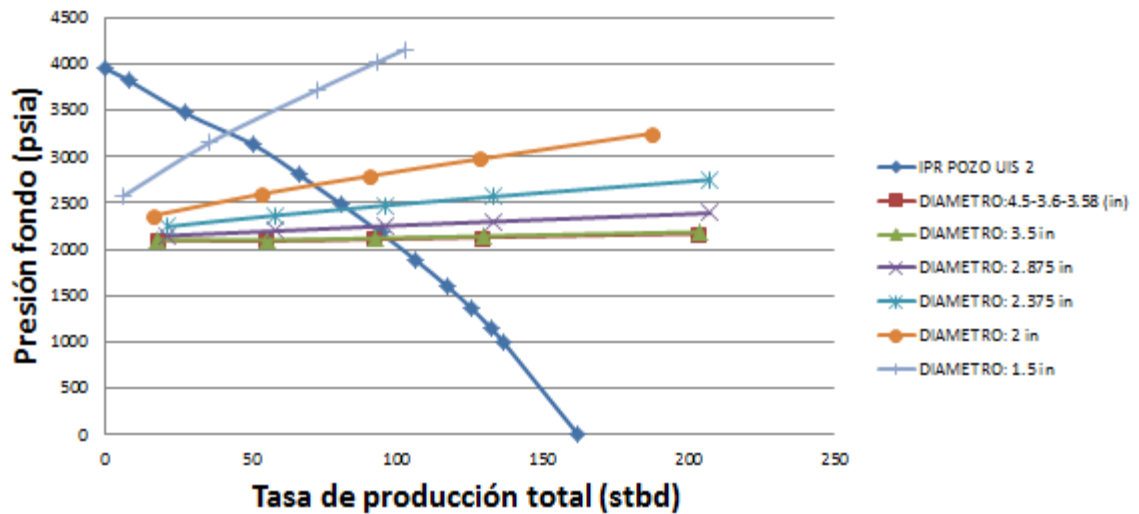
DIÁMETRO DE TUBERÍA (IN)	TASA DE PRODUCCIÓN (STBD)	CARGA DE LIQUIDOS
4,67 (Original)	290,20	Si
4,5	289,65	Si
3,5	255,76	No
2,875	226,34	No
2,375	186,34	No
2	112,87	No
1,5	35,83	No

En la tabla 20 se evidencia que el diametro de tubería de 3,5 in, obtuvo los mejores resultados al no presentar carga de líquidos y al proporcionar la mejor tasa de

produccion diaria con 255,76 stbd seguido del diametro 2,875 in con una produccion diaria de 226,34 stbd.

5.4.3 Curvas de demanda pozo UIS 2. De igual manera para el pozo uis 2 se muestran los resultados referentes a las curvas de demanda del sistema obtenido a través del modelo de Ansari y con las condiciones de presión y temperatura existente, así como las propiedades de los fluidos dentro de pozo, al correrse diferentes diámetros de tubería.

Figura 38. Tasa de producción vs presión de fondo en diferentes diámetros de tubería del pozo Uis 2.



Fuente: Autores.

Tabla 21. Resultados pozo Uis 2.

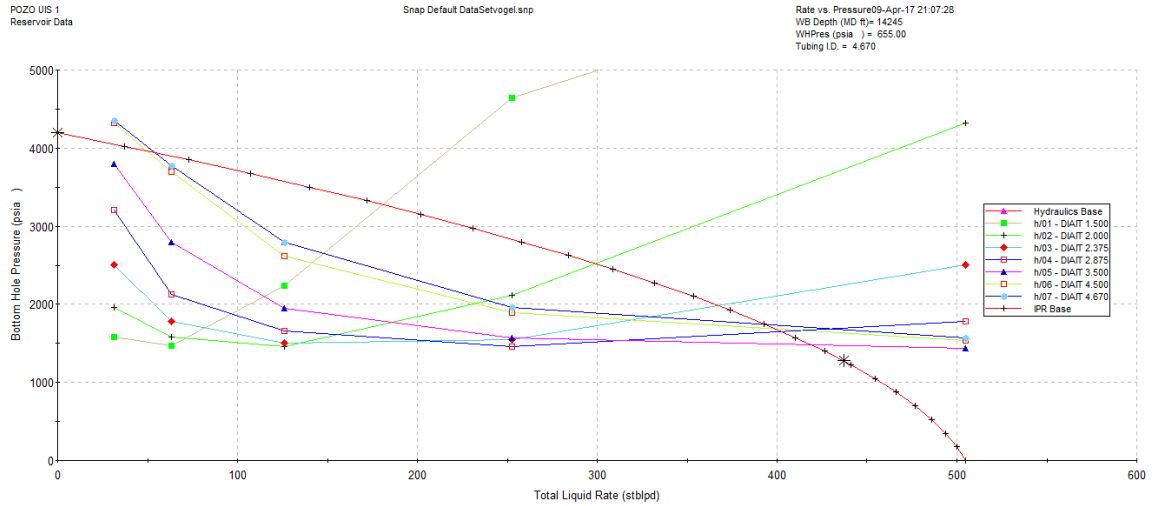
DIÁMETRO DE TUBERÍA (IN)	TASA DE PRODUCCIÓN (STBD)	CARGA DE LIQUIDOS
4,58-3,64-3,58 (Original)	96,7	Si
3,5	95,6	Si
2,875	91,3	No
2,375	80,1	No
2	71,8	No
1,5	42,09	No

En la tabla anterior se observa que el diámetro 2,875 in obtuvo el mejor resultado en cuanto a producción diaria (91,3 stbd) y al no presentar carga de líquidos seguido del diámetro de tubería 2,375 in con una producción diaria de 80,1 stbd.

5.5 COMPARACIÓN DE RESULTADOS CON UN SOFTWARE COMERCIAL

Con el fin de mirar que tan acertados fueron los resultados obtenidos a través de nuestros cálculos nos disponemos a compararlos con un software comercial en este caso Snap, quien proporcionará las curvas de demandas generadas por cada tubería a estudio y que nos permitirá hallar el error absoluto porcentual que genero cada una de ellas.

Figura 39: Curvas de demanda generadas por Snap del pozo Uis 1.



Fuente: Autores.

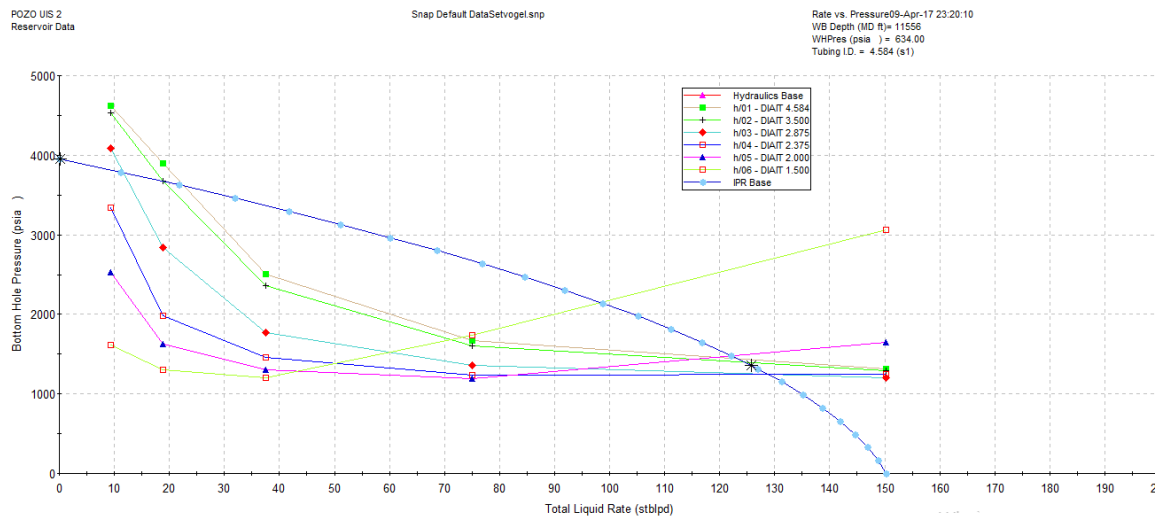
Tabla 22. Comparación de resultados con SNAP del pozo uis 1

DIÁMETRO DE TUBERÍA (IN)	TASA DE PRODUCCIÓN CALCULADOS (STBD)	TASA DE PRODUCCION SNAP (STBD)	ERROR (%)
4,67 (Original)	290,20	314,2	7,638
4,5	289,65	318,84	9,15
3,5	255,76	335,07	23,66
2,875	226,34	321,97	29,7
2,375	186,34	292,94	36,38
2	112,87	238,84	52,74
1,5	35,83	144,48	75,2

Fuente: Autores.

El error porcentual absoluto hallado para el pozo uis 1 no fue muy grande en los diámetros de tubería de 3,5 in y 2,875 in, con tan solo un 23,66 % y 29,7 % de error respectivamente. Esto concluye que los cálculos generados tienen buena aceptación para ser utilizados. Para este pozo se utilizará la tubería de 3,5 in debido a que no presenta carga de líquidos, tiene una mayor producción de aceite diaria y el error porcentual fue menor con respecto a las demás tuberías que no presentan carga de líquidos.

Figura 40: Curvas de demanda generadas por Snap del pozo Uis 2.



Fuente: Autores.

Tabla 23. Comparación de resultados con SNAP del pozo Uis 2

DIÁMETRO DE TUBERÍA (IN)	TASA DE PRODUCCIÓN CALCULADOS (STBD)	TASA DE PRODUCCION SNAP (STBD)	ERROR (%)
4,58-3,64-3,58 (Original)	96,7	91,64	5,52
3,5	95,6	92,36	3,5
2,875	91,3	95,7	4,59
2,375	80,1	95,71	16,3
2	71,8	90,8	20,92
1,5	42,09	72,97	42,31

Fuente: Autores

Los resultados arrojados en el pozo uis 2 son similares al primero, aunque los errores porcentuales fueron menores. Al comparar los diámetros más destacados en este caso 2,875 in y 2,375 in se evidencia que los datos obtenidos a través de los procedimientos matemáticos para el cálculo de los gradientes de presión son acertados al tener un error absoluto porcentual de 4,59 % y 16,3 % respectivamente. Para este pozo se utilizará la tubería de 2,875 in debido a que no presenta carga de líquidos, tiene una mayor producción de aceite diaria y el error porcentual fue menor con respecto a las demás tuberías que no presentan carga de líquidos.

5.6 ANÁLISIS DE LOS EQUIPOS DEL SISTEMA

En esta sección se escogieron los equipos que conforman el aparejo del sistema de levantamiento, características y dimensiones que cada uno puede presentar de acuerdo al diámetro de tubería seleccionado en cada pozo. Esta selección se realizó

en un ámbito operativo es decir no se tuvo en cuenta la parte financiera sino hasta el siguiente capítulo.

Tabla 24. Equipo de tubería flexible utilizado para el pozo Uis 1.

EQUIPO DE TUBERIA FLEXIBLE POZO UIS 1	
EQUIPO DE TUBERIA FLEXIBLE EN TRAILER	
Modelo	KTLG-630
Dimensión (mm)	15800 X 3000 X 4300
Peso (kg)	68000
Sala de control	Tipo mejorada, de acuerdo a los requerimientos
BOP	4,06 / 5,12
CABEZA DE INYECTOR	
Modelo	KR-140K
Capacidad de elevación (kg)	63500
Máxima velocidad (m/min)	42,5
Mínima velocidad (m/min)	0,2
Cuello de ganso (in)	98 / 120 / 140
Diámetro exterior de t.f (in)	1 ¼ - 3 ½
TAMBOR OPERATIVO DE TUBERIA	
Dimensión del tambor (in)	165 x 105 x 86
Volumen de tubería (m)	7000

Fuente: Autores

Para el pozo Uis 1 un equipo de tubería en tráiler debido a que este soporta mayores pesos y es aplicado para mayores diámetros de tubería.

Tabla 25. Equipo de tubería flexible utilizado para el pozo Uis 2.

EQUIPO DE TUBERIA FLEXIBLE POZO UIS 2	
EQUIPO DE TUBERIA FLEXIBLE EN CAMIÓN	
Modelo	KTLG-450
Dimensión (mm)	12050 X 2800 X 4490
Peso (kg)	58000
Sala de control	Tipo mejorada, de acuerdo a los requerimientos
BOP	4,06 / 5,12
CABEZA DE INYECTOR	
Modelo	KR-100K
Capacidad de elevación (Kg)	45000
Máxima velocidad (m/min)	60
Mínima velocidad (m/min)	0,2
Cuello de ganso (IN)	72 / 98 / 120
Diámetro exterior de T.F (in)	1 ¼ - 2 7/8
TAMBOR OPERATIVO DE TUBERIA	
Dimensión del tambor (in)	159 x 95 x 86
Volumen de tubería (m)	4450

Fuente: Autores

Para el pozo Uis 2 se utilizó un equipo de tubería flexible en camión, ya que el diámetro de tubería correspondiente para este pozo es permisible para ser utilizado en este equipo.

6. ANÁLISIS FINANCIERO

El análisis financiero es un estudio previo a la ejecución de un proyecto de inversión en la cual se busca determinar la viabilidad financiera de un proyecto. Para la evaluación financiera se tuvo en cuenta solo la tasa de producción de aceite generada al instalar el CT debido a que al instalar el coiled tubing no aumenta la tasa de gas por ende lo que cubre el costo de implementación del CT es la tasa del líquido que se extrae por el efecto de el mismo. La evaluación se realizó en un periodo estimado de 2 años ya que solo en el segundo año los costos por renta disminuyen a la mitad, en el transcurso de este periodo no hay cambios en escenarios de producción.

Para realizar el estudio se deben definir algunos parámetros importantes que dictaminan la viabilidad de un proyecto, permiten calcular el flujo de caja y determinar indicadores financieros, estos son:

- Inversión inicial
- Costos de operación
- Ingresos en el tiempo de operación

6.2 INVERSIÓN INICIAL

La inversión inicial se define como el desembolso realizado por la empresa al inicio del proyecto, sin tener en cuenta aquellos futuros egresos relacionados con dicho capital, como es un gasto debe ir en signo negativo en el estado de flujo neto. En la inversión inicial se tienen en cuenta costos de instalación, transporte y mantenimiento del sistema de coiled tubing para cada pozo en específico, la relación de costos se encuentra en las siguientes tablas.

Tabla 26. Inversión inicial pozo Uis 1

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	COSTO POR UNIDAD (\$)	COSTO TOTAL (\$)
Renta	Los costos de renta en el segundo año disminuyen a la mitad	2	43.330,00	65.000,00
Instalación	Equipos (tambor, cabina de mando, cuello de ganso, BOP), Ct 3,5 in.	1	8.500,00	8.500,00
Mantenimiento	Daños mecánicos (cada 6 meses)	1	1.800,00	1.800,00
TOTAL				\$ 75.300,00

Fuente: Autores

Tabla 27. Inversión inicial pozo Uis 2

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	COSTO POR UNIDAD (\$)	COSTO TOTAL (\$)
Renta	Los costos de renta en el segundo año disminuyen a la mitad	2	35.670,00	53.500,00
Instalación	Equipos (tambor, cabina de mando, cuello de ganso, BOP), Ct 2,875 in.	1	8.500,00	8.500,00
Mantenimiento	Daños mecánicos (cada 6 meses)	1	1.800,00	1.800,00
TOTAL				\$ 63.800,00

Fuente: Autores

6.2 FLUJO DE CAJA

Un flujo de caja es la diferencia neta entre los ingresos y los egresos en un determinado tiempo, se representa gráficamente en una línea de tiempo donde se ubican periodos (en este caso meses) y los ingresos y egresos en el mismo periodo de tiempo. Para realizar el cálculo del flujo de caja es necesario tener presente los siguientes valores.

6.2.1 Ingresos Valor positivo que provienen únicamente de la tasa de producción de aceite mensual con el del sistema coiled tubing. Este valor depende del precio de venta del crudo manejado actualmente.

6.2.2 Lifting Cost Valor negativo proveniente de los costos por operación al producir un barril de petróleo, a su vez comprende (transporte, suministro, mantenimiento, mano de obra).

6.2.3 Regalías Valor negativo definido como una contraprestación económica de propiedad del estado que es causado por la explotación de un recurso natural no renovable

6.2.4 Impuesto de Renta Valor negativo que debe pagar todo contribuyente sobre las utilidades o rentas que se logre durante un año.

En la siguiente tabla se muestra el escenario de producción manejado para la elaboración del flujo de caja, tanto el pozo Uis 1 como el 2 presentan el mismo escenario de producción.

Tabla 28. Escenario de producción para los dos pozos

Servicio	Precio
Precio del crudo	50 USD/bbl
Regalías	20%
Lifting cost	20 USD/bbl
Impuesto de renta	2,8 %
Tasa de oportunidad	0,1

Fuente: Autores.

6.3 INDICADORES FINANCIEROS

6.3.1 Valor Presente Neto El método más conocido a la hora de evaluar proyectos a largo plazo, el Vpn permite determinar si una inversión cumple con el objetivo básico financiero, maximizar la inversión, el cambio en el valor estimado puede ser: positivo, el valor tendrá un incremento equivalente al monto del valor presente neto, negativo, el proyecto arrojará resultados negativos y se verá afectado en su riqueza, cero, si el Vpn el proyecto no tendrá beneficios ni pérdidas. El Vpn se puede calcular a través de la siguiente ecuación.

$$VPN = -I_o + \sum_{t=1}^n \frac{Vt}{(1+i)^t} \quad Ec (117)$$

Donde;

VPN: Valor presente neto.

I_o : Inversión inicial.

N: número de periodos considerados.

I: tasa de oportunidad

Vt: flujo de caja en cada periodo de tiempo t.

6.3.2 Tasa interna de retorno El Tir es un indicador de rentabilidad del proyecto, cuanto mayor sea el Tir mayor es la rentabilidad y afectara la efectividad económica del proyecto. El valor del Tir se obtiene de la siguiente ecuación iterativa.

$$VPN = -I_o + \sum_{t=1}^n \frac{Vt}{(1+TIR)^t} = 0 \quad Ec (118)$$

Donde;

VPN: Valor presente neto.

I_0 : Inversión inicial.

N: número de periodos considerados.

I: tasa de oportunidad

Vt: flujo de caja en cada periodo de tiempo t.

TIR: Tasa interna de retorno.

6.3.3 Tiempo de repago simple o Payback Es el periodo de tiempo de recuperación financiera, es decir un tiempo aproximado en el que se requiere para recuperar la inversión realizada del proyecto. Este resulta muy útil cuando se requiere realizar una inversión de elevada incertidumbre y de esta manera se tiene idea del tiempo en el que se podrá recuperar el dinero que se ha invertido. El valor del Payback es inverso al Tir; es decir entre menor sea es mejor ya que la recuperación financiera se lograría en un menor tiempo. El valor el Payback se puede obtener mediante la siguiente ecuación.

$$PB = \frac{\text{Inversion inicial}}{\text{Flujo efectivo acumulado}} \quad \text{Ec (119)}$$

6.4 EVALUACIÓN DEL PROYECTO

En esta sección se determina la tasa de producción mensual durante dos años tanto de la tubería original como la del CT para ambos pozos, con el fin de realizar una comparación del gasto obtenido. Para determinar la tasa de producción se analizó el histórico de producción del pozo con el diámetro original para determinar la tasa de declinación nominal en donde se observó que seguía un comportamiento exponencial por tal motivo para obtener la tasa de producción mensual apartir del segundo mes del pozo con la tubería ct se empleo las siguientes ecuaciones.

$$D = -\frac{(q_1 - q_2)}{q_1} \quad Ec(120)$$

Donde.

D= Tasa de declinación exponencial.

q_1 = tasa de producción primer mes (stbm).

q_2 = tasa de producción segundo mes (stbm).

$$q = q_i * e^{-Dt} \quad Ec(121)$$

Donde.

q= Tasa de producción (stb).

e= Euler

D= Tasa de declinación exponencial.

t = Tiempo (meses)

a continuación se muestran los resultados de las tasas de producción mes a mes de los pozos Uis 1 y Uis 2 con el sistema coiled tubing.

Tabla 29. Comparación de la tasa de producción en el pozo Uis 1

	Diámetro = 4,67 in	Diámetro = 3,5 in
Tiempo (meses)	T. Producción (STBM)	T. Producción (STBM)
1	381,9113149	249,207478
2	380,1532136	242,822831
3	378,3400978	236,601757
4	374,5488226	230,540066
5	368,4493009	224,633675
6	357,1831411	218,878603
7	336,2965303	213,270976
8	294,846306	207,807015
9	208,2480683	202,48304
10	16,60282262	197,295463
11	0	192,240792
12	0	187,31562
13	0	182,51663
14	0	177,84059
15	0	173,284348
16	0	168,844837
17	0	164,519065
18	0	160,304118
19	0	156,197158
20	0	152,195417
21	0	148,2962
22	0	144,49688
23	0	140,794898
24	0	137,18776

Fuente: Autores

En la tabla anterior se puede apreciar que con la tubería original de diámetro 4,6 in en los primeros meses se logra una alta tasa de producción comparada con la tubería CT, sin embargo esta tasa de producción va declinando con el paso de los meses hasta llegar a 0 BPM en el mes numero 11 (esto debido al problema colgamiento de líquido que presenta la tubería), mientras que con la tubería flexible la tasa de producción declina exponencialmente hasta 137,18 BPM al cabo de dos años.

Tabla 30. Comparación de la tasa de producción en el pozo Uis 2.

Tiempo (meses)	Diámetro = 4.58- 3.64- 3.58 in		Diámetro = 2,875 in
	T. producción (BPM)		T. producción (BPM)
1	105,400608		89,1756648
2	104,805434		87,1007579
3	104,48257		85,0741292
4	103,818062		83,0946554
5	102,774352		81,1612392
6	100,909639		79,272809
7	97,6005877		77,4283182
8	91,3689155		75,6267442
9	79,0676157		73,8670887
10	53,2983023		72,1483762
11	0		70,469654
12	0		68,8299918
13	0		67,2284806
14	0		65,6642328
15	0		64,1363813
16	0		62,6440793
17	0		61,1864997
18	0		59,7628345

Tiempo (meses)	Diámetro = 4.58- 3.64- 3.58 in	Diámetro = 2,875 in
	T. producción (BPM)	T. producción (BPM)
19	0	58,3722946
20	0	57,0141094
21	0	55,6875258
22	0	54,3918087
23	0	53,1262399
24	0	51,8901179

Fuente: Autores

La tabla anterior tiene resultados similares a la del pozo Uis 1, puesto que al inicio el diámetro original de la tubería alcanza mayores tasas de producción con respecto a la del CT, sin embargo al igual que el pozo anterior presenta el mismo comportamiento con el paso de los meses hasta llegar a 0 BPM en el mes número 11 (esto debido al problema colgamiento de líquido que presenta la tubería), mientras que con la tubería flexible la tasa de producción declina exponencialmente hasta 51,89 BPM al cabo de dos años.

Una vez teniendo el valor de la tasa de producción mensual se procedió a hacer el flujo de caja al implementar el sistema en esta ocasión se tuvo en cuenta los parámetros de inversión y los escenarios de producción

6.4.1 Evaluación financiera pozo Uis 1

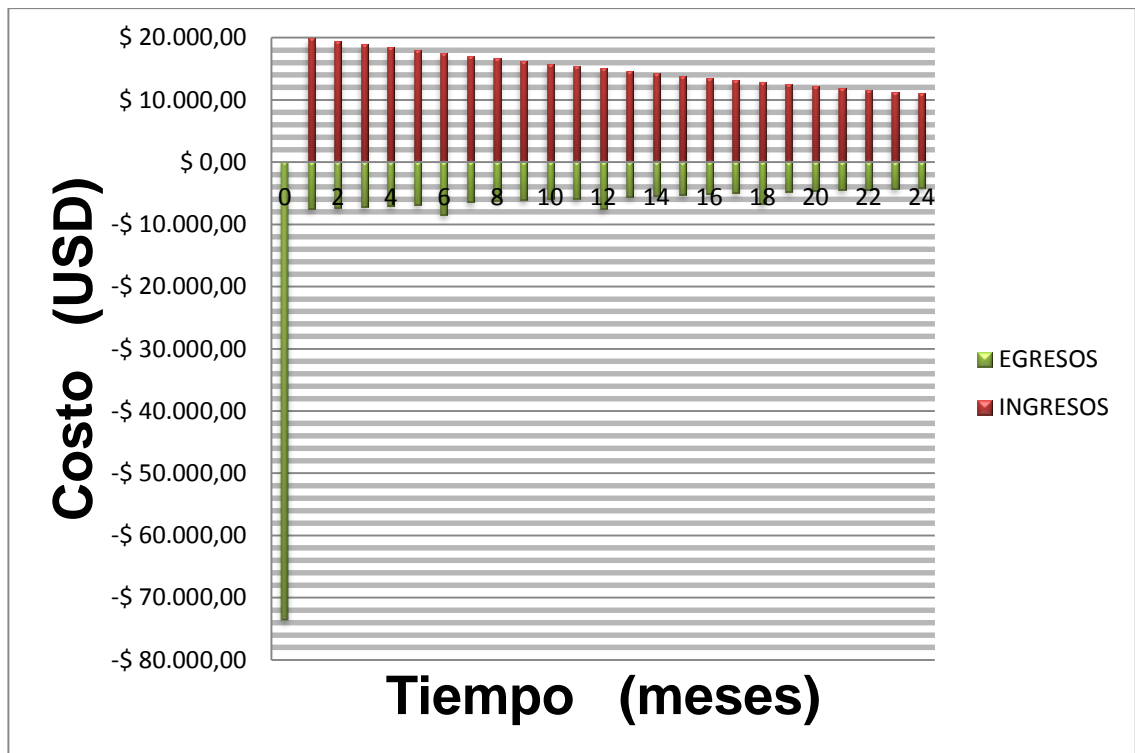
Tabla 31. Evaluación financiera pozo Uis 1

MES	Tasa de producción (BPM)	Ingresos	Egresos	Rentabilidad Mensual	Rentabilidad Acumulada
0			-75.300,00		\$ (75.300,00)
1	249,207478	12.460,37	7.825,11	\$ 4.635,26	\$ (70.664,74)
2	242,822831	12.141,14	7.624,64	\$ 4.516,50	\$ (66.148,24)
3	236,601757	11.830,09	7.429,30	\$ 4.400,79	\$ (61.747,44)
4	230,540066	11.527,00	7.238,96	\$ 4.288,05	\$ (57.459,40)
5	224,633675	11.231,68	7.053,50	\$ 4.178,19	\$ (53.281,21)
6	218,878603	10.943,93	8.672,79	\$ 2.271,14	\$ (51.010,07)
7	213,270976	10.663,55	6.696,71	\$ 3.966,84	\$ (47.043,23)
8	207,807015	10.390,35	6.525,14	\$ 3.865,21	\$ (43.178,02)
9	202,48304	10.124,15	6.357,97	\$ 3.766,18	\$ (39.411,83)
10	197,295463	9.864,77	6.195,08	\$ 3.669,70	\$ (35.742,14)
11	192,240792	9.612,04	6.036,36	\$ 3.575,68	\$ (32.166,46)
12	187,31562	9.365,78	7.681,71	\$ 1.684,07	\$ (30.482,39)
13	182,51663	9.125,83	5.731,02	\$ 3.394,81	\$ (27.087,58)
14	177,84059	8.892,03	5.584,19	\$ 3.307,83	\$ (23.779,75)
15	173,284348	8.664,22	5.441,13	\$ 3.223,09	\$ (20.556,66)
16	168,844837	8.442,24	5.301,73	\$ 3.140,51	\$ (17.416,14)
17	164,519065	8.225,95	5.165,90	\$ 3.060,05	\$ (14.356,09)
18	160,304118	8.015,21	6.833,55	\$ 1.181,66	\$ (13.174,43)
19	156,197158	7.809,86	4.904,59	\$ 2.905,27	\$ (10.269,16)
20	152,195417	7.609,77	4.778,94	\$ 2.830,83	\$ (7.438,33)
21	148,2962	7.414,81	4.656,50	\$ 2.758,31	\$ (4.680,02)
22	144,49688	7.224,84	4.537,20	\$ 2.687,64	\$ (1.992,38)

MES	Tasa de producción (BPM)	Ingresos	Egresos	Rentabilidad Mensual	Rentabilidad Acumulada
23	140,794898	7.039,74	4.420,96	\$ 2.618,79	\$ 626,41
24	137,18776	6.859,39	4.307,70	\$ 2.551,69	\$ 3.178,10
Total	4509,575	225.478,8	147.000,66	\$ 78.478,10	\$ (800.581,21)

Fuente. Autores.

Figura 41. Flujo de caja pozo Uis 1.



Fuente. Autores

Tabla 32. Indicadores económicos pozo Uis 1.

VPN	\$ (42.323,66)
TIR	-1 %
PayBack	2,37 años

Fuente. Autores.

6.4.3 Evaluación financiera pozo Uis 2

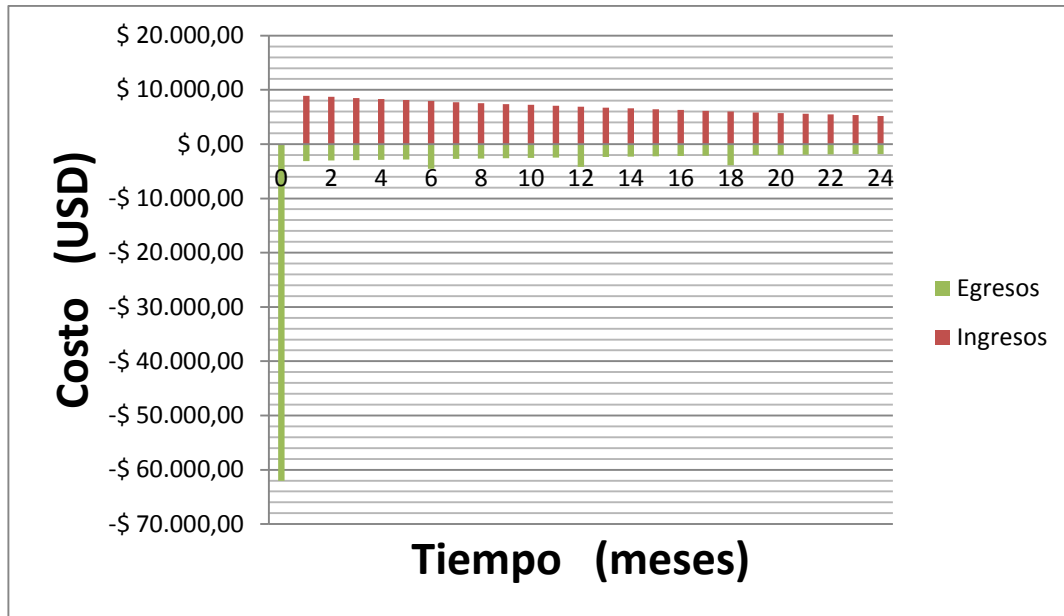
Tabla 33. Evaluación financiera pozo Uis 2

MES	Tasa de producción (BPM)	Ingresos	Egresos	RENTABILIDAD MENSUAL	RENTABILIDAD ACUMULADA
0			(63.800,00)	(62.000,00)	\$ (63.800,00)
1	89,1756648	4.458,78	2.800,12	2.372,07	\$ (60.999,88)
2	87,1007579	4.355,04	2.734,96	2.316,88	\$ (58.264,92)
3	85,0741292	4.253,71	2.671,33	2.262,97	\$ (55.593,59)
4	83,0946554	4.154,73	2.609,17	2.210,32	\$ (52.984,42)
5	81,1612392	4.058,06	2.548,46	2.158,89	\$ (50.435,96)
6	79,272809	3.963,64	4.289,17	308,66	\$ (46.146,79)
7	77,4283182	3.871,42	2.431,25	2.059,59	\$ (43.715,54)
8	75,6267442	3.781,34	2.374,68	2.011,67	\$ (41.340,86)
9	73,8670887	3.693,35	2.319,43	1.964,86	\$ (39.021,44)
10	72,1483762	3.607,42	2.265,46	1.507,88	\$ (36.755,98)

MES	Tasa de producción (BPM)	Ingresos	Egresos	RENTABILIDAD MENSUAL	RENTABILIDAD ACUMULADA
11	70,469654	3.523,48	2.212,75	1.338,90	\$ (34.543,23)
12	68,8299918	3.441,50	3.961,26	1.188,86	\$ (30.581,97)
13	67,2284806	3.361,42	2.110,97	1.055,64	\$ (28.470,99)
14	65,6642328	3.283,21	2.061,86	937,34	\$ (26.409,14)
15	64,1363813	3.206,82	2.013,88	(183,75)	\$ (24.395,25)
16	62,6440793	3.132,20	1.967,02	739,03	\$ (22.428,23)
17	61,1864997	3.059,32	1.921,26	656,22	\$ (20.506,97)
18	59,7628345	2.988,14	3.676,55	582,68	\$ (16.830,42)
19	58,3722946	2.918,61	1.832,89	517,38	\$ (14.997,53)
20	57,0141094	2.850,71	1.790,24	459,40	\$ (13.207,29)
21	55,6875258	2.784,38	1.748,59	(165,61)	\$ (11.458,70)
22	54,3918087	2.719,59	1.707,90	362,21	\$ (9.750,80)
23	53,1262399	2.656,31	1.668,16	321,62	\$ (8.082,63)
24	51,8901179	2.594,51	1.629,35	285,58	\$ (6.453,28)
Total	1654,35403	82.717,70	57.346,72	253,58	\$ (817.175,82)

Fuente. Autores.

Figura 42. Flujo de caja pozo Uis 1.



Fuente. Autores

Tabla 34. Indicadores económicos pozo Uis 2.

VPN	\$ (53.033,94)
TIR	- 7 %
PayBack	4,2 años

Fuente. Autores

6.5 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Tabla 35. Comparación de indicadores financieros.

INDICADOR	POZO UIS 1	POZO UIS 2
VPN	\$ (42.323,66)	\$ (53.033,94)
TIR	-1 %	- 7 %
PAYBACK	2,37 años	4,2 años

Fuente. Autores

Se puede observar del análisis financiero elaborado de los dos pozos que ambos proyectos reflejan pérdidas significativas en un lapso de dos años, el TIR para ambos pozos llega a ser negativo lo que sobrelleva a no ser rentable. El Payback en el pozo Uis 1 es alcanzado después de ser realizado el proyecto y en el pozo Uis 2 no es alcanzado durante el periodo mayor a 4 años lo que conlleva a que nunca se va a recuperar la inversión inicial en ambos pozos.

Uno de los factores que incidió en que ambos proyectos no fueran rentables es el precio del crudo actual, debido a que los ingresos se redujeron en gran medida con este factor. Con un precio del crudo alrededor de los 85 USD el barril podría llegar a ser rentable y alcanzar la recuperación económica en los primeros meses de ejecutado el proyecto para el pozo Uis 1, mientras que para el pozo Uis 2 el precio del crudo tendría que oscilar entre los 110 USD el barril esto es debido a que la tasa de producción de aceite en este pozo es muy baja.

7. RECOMENDACIONES

- El empleo de coiled tubing en la industria petrolera ha ido aumentando con el tiempo en todas las áreas, no solo producción. Su utilidad es enorme y queda mucho por estudiar. Se recomienda realizar una investigación que involucre a esta herramienta en alguna de las muchas áreas en las que se puede usar.
- La aplicación de modelos mecánicos para el estudio de flujo de fluidos en tubería es realmente extensa. Se puede considerar emplearlos para un análisis de flujo con variantes geométricas como tuberías excéntricas o de producción por el anular CT-TP.
- Adicional a lo anterior cabe la posibilidad de estudios con sistemas combinados en los que el coiled tubing esté presente acompañado de motores de fondo o sistemas de gas lift por ejemplo.
- El empleo de modelos mecánicos recientes podría aportar resultados más certeros en cuanto al análisis de flujo. Sin embargo, muchos de estos no se encontrarán programables en software comercial por lo cual sería tarea de quien decida tomarla solucionar el modelo a través de herramientas computacionales.

8. CONCLUSIONES

- La tecnología con coiled tubing es una nueva herramienta con la que cuenta la industria petrolera para resolver problemas ya sea en ámbitos de perforación, producción o acondicionamiento de pozo, por tal razón para esta tesis resultado de vital importancia el estudio detallado de esta tecnología.
- El uso de coiled tubing como sarta de velocidad resulta ser una solución para pozos con problemas de producción ya sea por problemas generados en el pozo, fluidos o bien sea por la depleción que se genera en este por el paso del tiempo, sin embargo, el uso del coiled tubing no está limitado a solucionar problemas propios de yacimiento, sino que también brinda una serie de optimizaciones como tiempo o facilidad de ensamblaje que ayudaran a facilitar su uso.
- Los estudios realizados a los pozos uis 1 y uis 2 se hicieron solamente atreves de software y herramientas manuales debido a la complejidad de realizar una prueba piloto en este campo por tal razón los resultados obtenidos contienen una cierta incertidumbre. La veracidad de los datos se obtendrá cuando se realice una prueba con el coiled tubing instalado como sarta de velocidad en el pozo y se realice el estudio de velocidades del gas y tasa de producción.
- El uso de un software especializado facilito la tarea de realizar los procedimientos de cálculo que se debían de hacer para dar solución a los modelos mecanísticos y correlaciones empíricas que se emplearían para determinar el comportamiento de flujo multifásico de los fluidos.
- La aplicación de correlaciones empíricas y modelos matemáticos simplifican el estudio del comportamiento de flujo multifásico en tubería vertical, sin

embargo, es tarea de nosotros los ingenieros seguir realizando modelos y correlaciones que reduzcan la incertidumbre generada al reproducir los datos del comportamiento de los fluidos.

- En este trabajo en particular se opta por realizar el análisis de flujo de fluidos en tubería vertical, a través del modelo mecanístico que mejor se adoptara a las propiedades de pozo y fluidos arrojándonos resultados muy acertados comparados con los datos de campo. Dando por sentado la utilidad de los modelos que se enfocan en la física del fenómeno transmitida a través de modelos matemáticos
- Es de suma importancia analizar las ecuaciones que describen el fenómeno de flujo multifásico en tubería vertical ya que nos permite tener un panorama global de las características más importantes durante el flujo para posteriormente saberlas como usar en pro de mejorar la eficiencia del proceso
- El factor financiero resulta ser uno de los principales parámetros para la aplicación de un proyecto de coiled tubing con sarta de velocidad ya que en un escenario negativo o donde el precio del crudo no sea lo suficiente mente alto y estabilizado se hará muy difícil realizar el proyecto quien deviene una gran cantidad de inversión inicial.
- Los resultados financieros obtenidos en los dos pozos dejaron un balance negativo en el periodo de estudio de dos años esto obedece a un panorama mundial negativo en cuanto al precio del crudo se refiere y a la poca producción de aceite en cada pozo.
- En el documento original que describía las ecuaciones del modelo mecanístico de Ansari () se encontró un error en las páginas 1 y 2 en una

parte de la predicción de los patrones de flujo y el gráfico de Taitel y Barnea de la transición entre patrones, ya que una de las ecuaciones que describe una curva de transición, no corresponde con dicha curva (a) siendo esta la transición de burbuja a burbuja dispersa y no de flujo burbuja a bache, como se dice en el documento.

BIBLIOGRAFÍA

AFGHOUL, Ali Chareuf, *et al.*, Coiled Tubing: The Next Generation, Oilfield Review, Schlumberger, 2004.

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. API. Recommended practice for *Coiled tubing* Operations in oil and gas well services. Washington, 1996 (R: 2007). Pág 35. (API RP 5C7).

ANSARI, A.M., *et al.* A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. Society of Petroleum Engineers. Vol 9, N° 02, Mayo 1994.

LEA, James, *et al.* Gas Well Deliquification. Two ed. Oxford: Gulf Professional Publishing, 2008. ISBN: 978-0-7506-8280-0.

ANSELMINI, Ruth, *et al.*, Revisión de los métodos y correlaciones para el análisis en líneas de transporte con flujo multifásico, Presentado ante: XVIII Convención de Gas, Caracas, Venezuela, Mayo 2008.

AZIZ, K., GOVIER, G. W. y FOGARASI, M.: "Pressure Drop in Wells Producing Oil y Gas." J. Cdn. Pet. Tech. September 1972.

BEDOYA, Sandra; FONTECHA, Diana, "Desarrollo de una herramienta computacional con correlaciones de flujo multifásico aplicando el factor de ajuste para la viscosidad de crudos pesados", Tesis de Pregrado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, 2016.

BEGGS, H. D. Y BRILL, J. P: "A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes,"Trans. AIMME 1973

BHARATH, Rao, Designing Coiled Tubing Velocity Strings, CTES, L.C., Abril 1999.

DUNS, H., Jr., y ROS, N.C.J.: " Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells,"proc., Sixth World Pet. Cong., Frankfurt II, 1993.

HAGEDORN, A. R., y BROWN, K. E.: "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits," Trans., AIME.

MUKHERJEE, H. y BRILL, J. P.:" Liquid Holdup Correlations for Inclined Two-Phase Flow," JPT, mayo 1983.

ORKISZEWSKI, J.: "Predicting Two- Phase Pressure Drops in Vertical Pipe," Trans., AIME.

PORRAS RODRIGUEZ, Mario; ZAPA BOHORQUEZ, Marvin, Evaluación de los métodos empleados en software comerciales para optimizar la producción de crudo por análisis nodal, Tesis de pregrado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga.

RIGNOL, J, *et al.*,"Using *Coiled Tubing* Equipment to Run comple Jointed Tubing Velocity Strings", Paper 93586 Presentado ante: The SPE international *coiled tubing* association (ICOTA) *Coiled Tubing* Conference, Houston, Texas, USA, Abril 2005.

SÁNCHEZ, Yamilet, *et al.* MÉTODO DE DETERMINACIÓN DE PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍAS VERTICALES A TRAVÉS DE LÓGICA DIFUSA. Simposio Brasileño de Automatización Inteligente, São Paulo, Brasil, Septiembre 1999.

SOSA SOLÍS, Sergio, "Aplicación de Modelos mecanísticos para la Optimización del Diametro de Tuberías Flexibles como Sartas de Velocidad", Tesis de pregrado, Universidad Nacional Autónoma de Mexico, Ciudad Universitaria, Mexico D.F, 2010.

TURNERr, R. G., HUBBARD, M. G., y DUKLER, A. E.: "Analysis and Prediction of Mininum Flow Rate for the Continuous Removal of Liquid from Gas Wells," J. Pet. Tech, Septiembre 1969, 1475-1481.

USMAN. Anes, AL. GAHTANI, Abdallah, A Comparative Study Between Empirical Correlations and Mechanistic Models of Vertical Multiphase Flow, Society of Petroleum Engineers, Arabia Saudita, 2010.

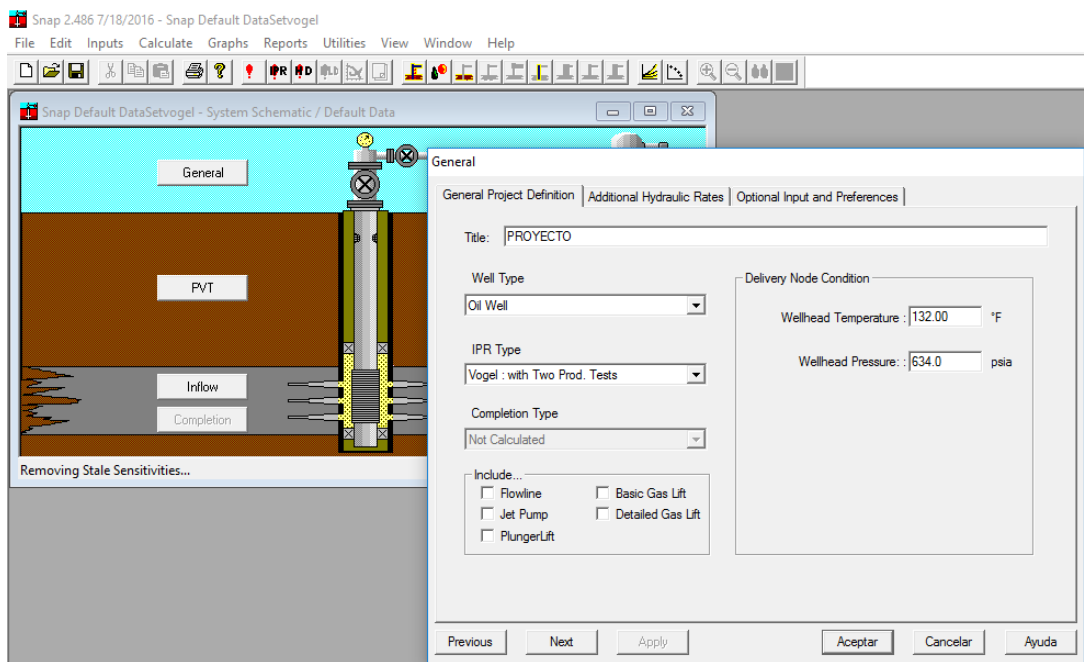
WESSON, H.R.Jr., *Coiled tubing* velocity/siphon string design and installation/*Coiled tubing* Operations & *Slimhole* Drilling Practices, Houston, 1993.

WRIGHT, H.J., *et al.*, Coiled-Tubing Drilling Reentry: Case History from East Kalimantan, Presentado ante: SPE/ICoTA Coiled Tubing Conference and Exhibition, Houston, Texas, USA, Marzo 2004.

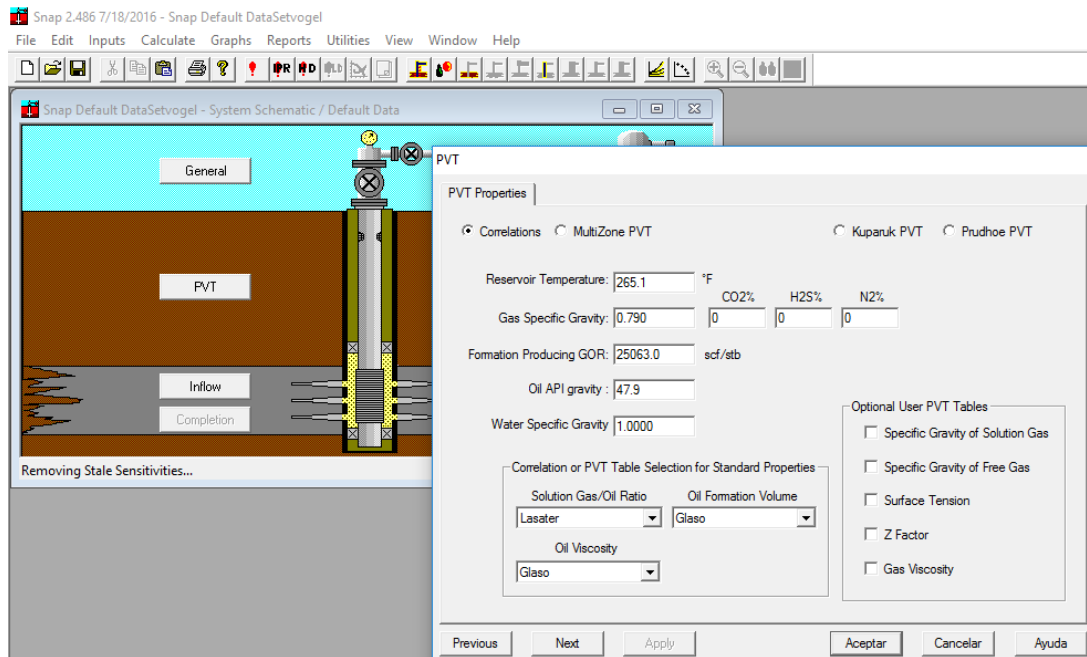
ANEXOS

Anexo A. Procedimiento para el cálculo de los gradientes de presión a través del software SNAP

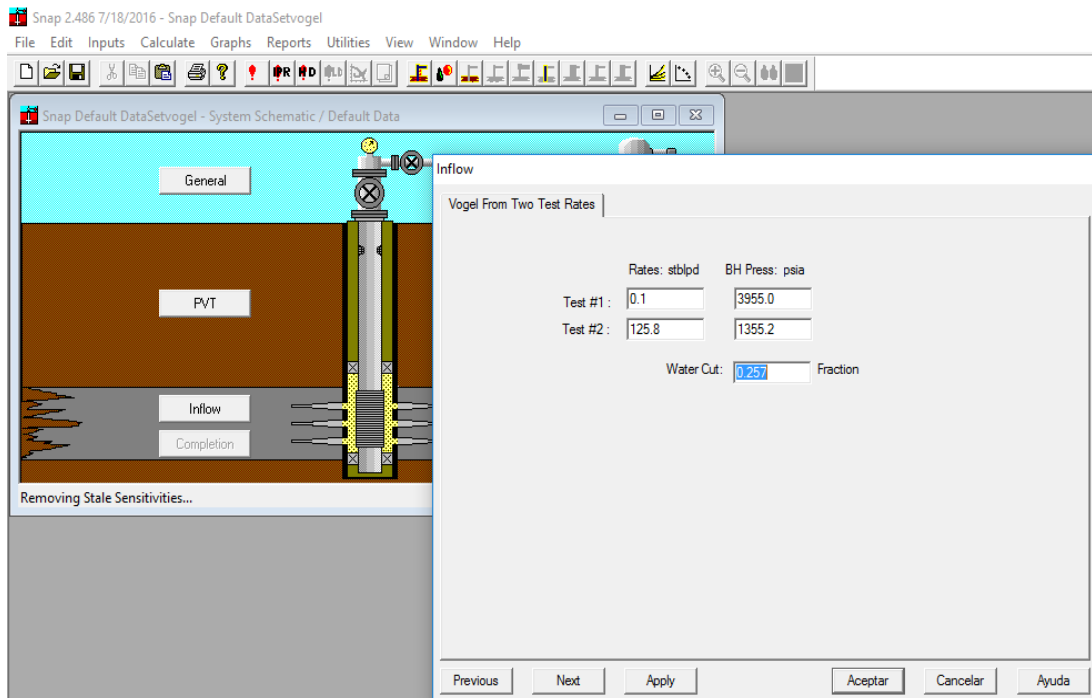
Una vez se ingrese al programa, se empiezan a llenar cada uno de los campos descritos en el subtítulo 1.3 (*SIMPLIFIED NODAL ANALYSIS PROGRAM SNAP*). Se empieza por la pestaña “General” en donde se escribirá el nombre del título y se ingresaran los datos de pozo requeridos. Cuando se finalice esta tarea se dará clic en el botón “aceptar”



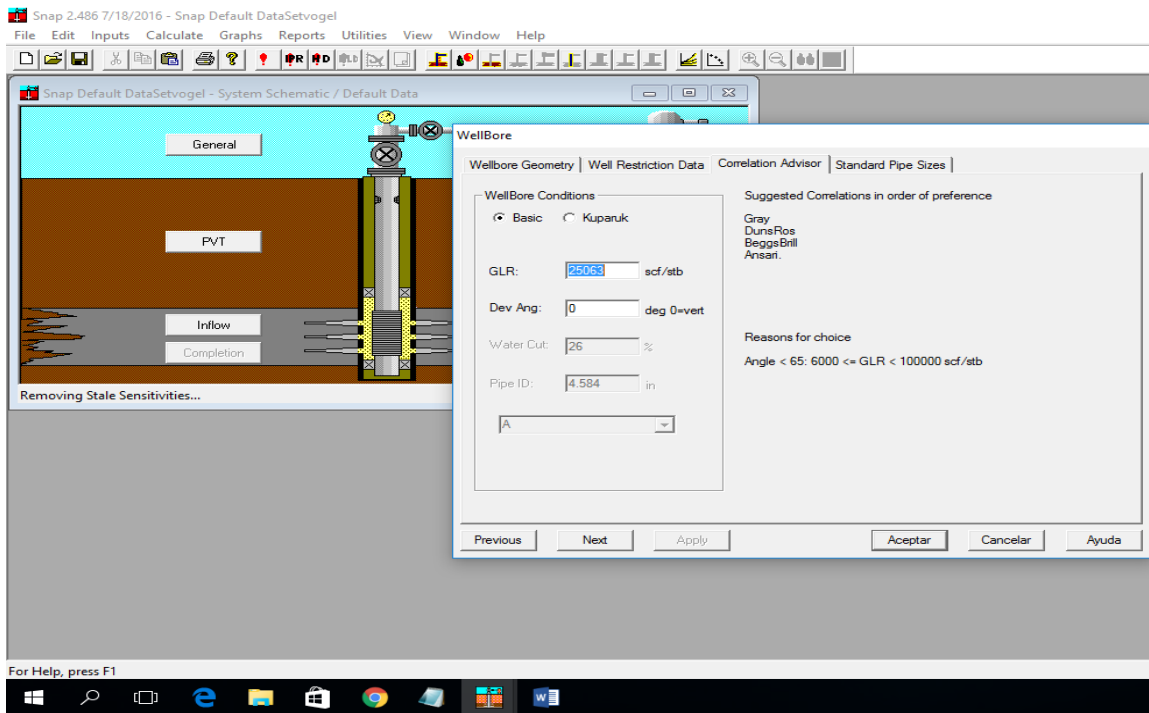
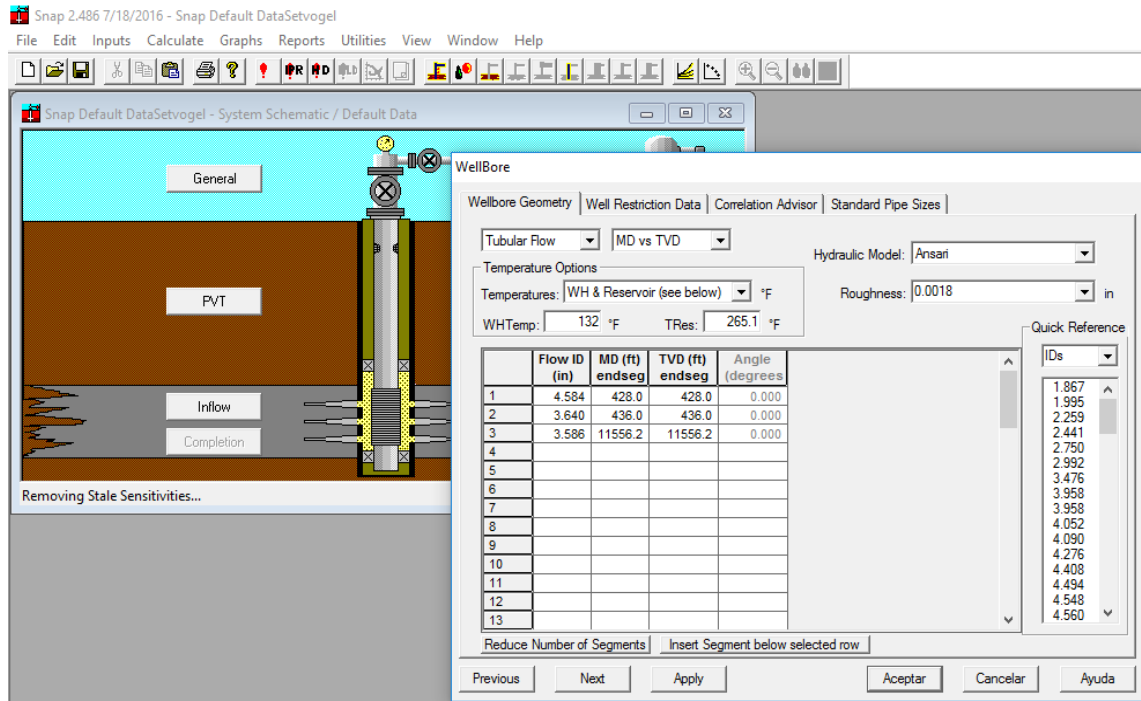
De la misma forma se hace con las demás pestañas que aparecen en la interfaz de inicio, empezando por la pestaña PVT.



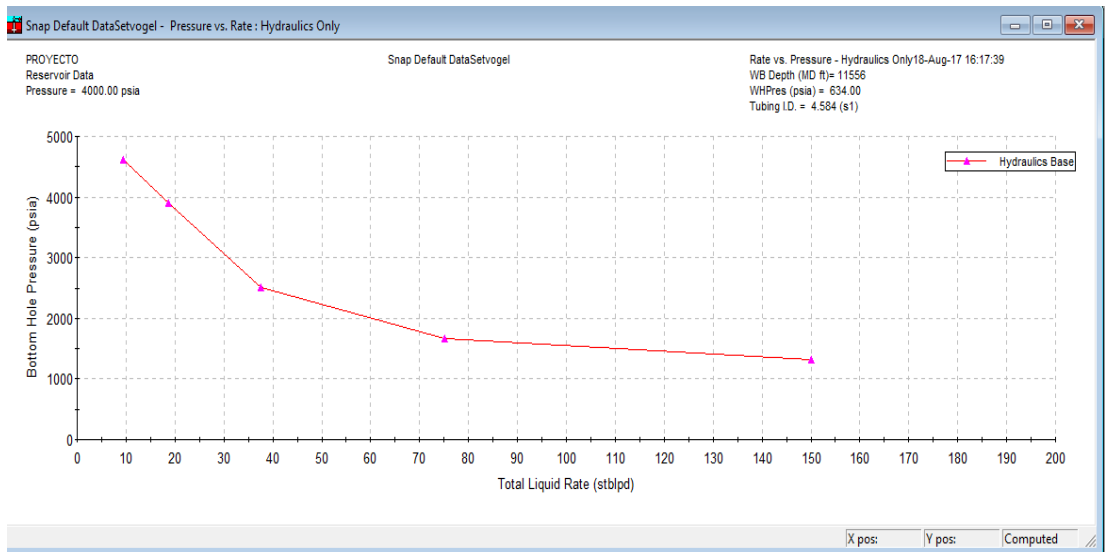
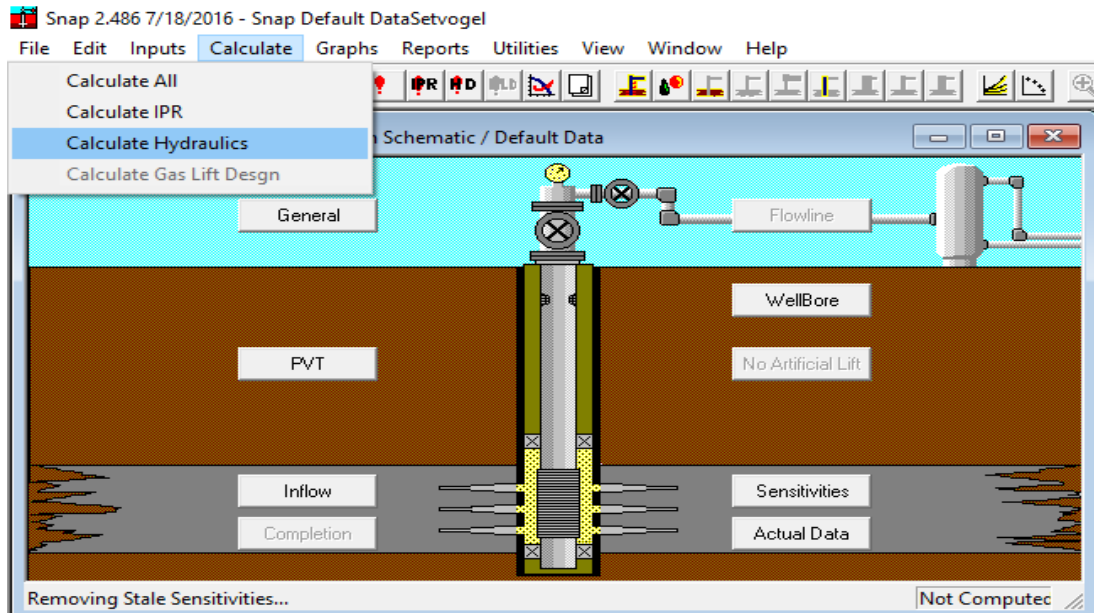
Luego se ingresan los datos de inflow.



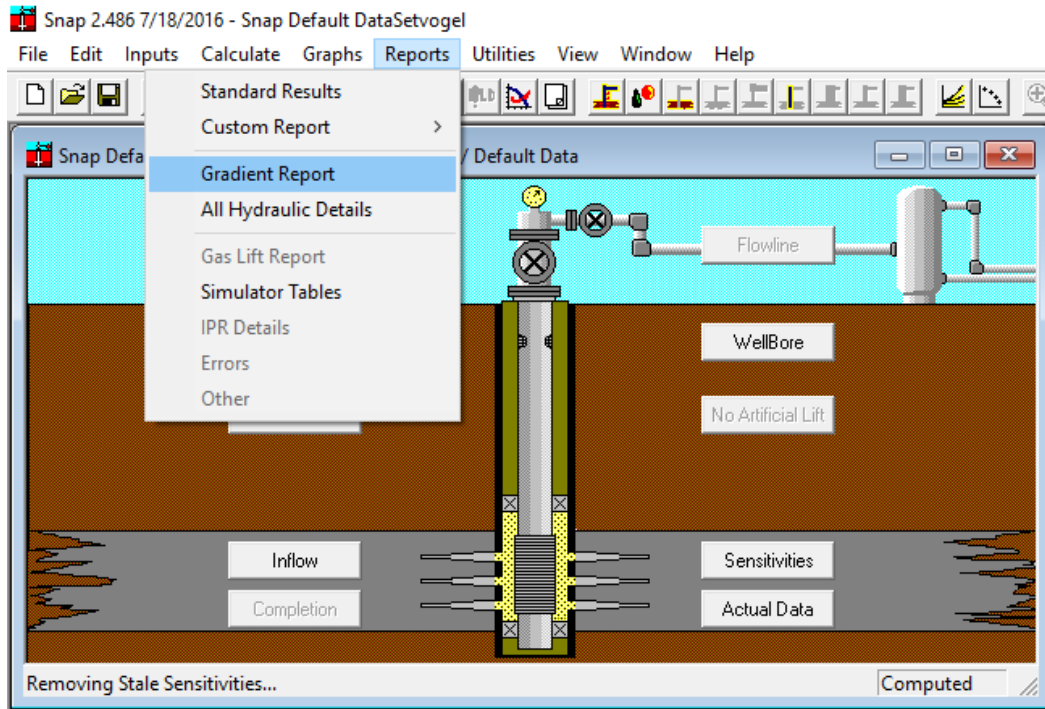
Y finalmente se ingresan los datos de wellbore, donde está incluido el modelo hidráulico que se va a utilizar para el cálculo de los gradientes de presión.



También está la opción de realizar un análisis de sensibilidad en la pestaña “sensitivities” en caso de que se requiera. Una vez se hayan ingresado los datos pertinentes para los cálculos, se ubica en la barra de herramientas el menú “calculate” y se elige la opción “calculate hydraulics”. De esta manera se obtendrá la curva outflow del sistema, para el modelo o correlación elegido.



Una vez hecho esto, se ubica en menú “Reports” y se elige la opción “Gradient report” donde se obtendrán los resultados numéricos y las tablas de los gradientes de presión.



CA\ProgramData\snap\gradient.rpt - Gradient Report

Prev Page Next Page Print

SNAP Pressure Gradient Report

Base Data - Rate # - 5 Top wellbore correlation - Ansari
 Total Liquid (stblpd) - 150.18 Producing FM GOR (scf/stb)- 25063.00
 Oil Rate (stbopd) - 111.59 Water Cut (%) - 25.7
 Formation Gas Rate(mscfpd)- 2796.72 Water Rate (stbwpd) - 38.60
 Surface Pressure (psia) - 634.00 Surface Temperature (°F) - 132.00

Position MD (ft)	Depth TVD (ft)	Pressure @postn (psia)	Temp @postn (°F)	Pressure Gradient @postn (psia/ft)	GasRate RqredTo Unload (mscfpd)	(vsl+vsg) Mixture Velocity (ft/sec)	Erosion C=100 GasRate (mscfpd)	Liquid Frac (%)	Transit Time (Minute)
0.0	0.0	634.00	132.0	0.000	0	0.00	0	0.0	0.0
155.4	155.4	643.15	133.8	0.059	2622	6.61	26504	19.0	23.1

Not Computed