

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA PETRÓLEO



Determinación el gradiente de presión para el estudio del comportamiento de una línea de flujo multifásico mediante la aplicación de correlaciones en tuberías horizontales e inclinadas.

Realizado por:

ANABELL SOFIA PINO

Trabajo de Grado presentada ante la Universidad de Oriente como Requisito Parcial para optar al Título de:

INGENIERO DE PETRÓLEO

Barcelona, Agosto de 2011

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA PETRÓLEO



**Determinación el gradiente de presión para el estudio del
comportamiento de una línea de flujo multifásico mediante la aplicación de
correlaciones en tuberías horizontales e inclinadas**

ASESOR

Ing. Msc José Rondón

Barcelona, Agosto de 2011

RESOLUCIÓN

De acuerdo al Artículo 41 del reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y solo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo notificará al Consejo Universitario.”



DEDICATORIA

Hay ocasiones de la vida que se nos hace difícil alcanzar nuestras metas y sueños, después de una larga trayectoria de momentos alegres y tristes con este trabajo he logrado obtener mi título de Ing. de petróleo, uno de mis grandes anhelos, el cual está dedicado a:

A DIOS y al divino niño, por darme la fuerza y salud necesaria para el logro de tan anhelada meta, por ser mi padre y guía espiritual, por estar siempre a mi lado, por brindarme su amor y compañía en todos los momentos de mi vida. Sin tu ayuda no hubiese podido alcanzar esta meta.

A mi mamá **Teresa Pino**, mi mejor amiga. Gracias por estar ahí cuando te he necesitado, por ser mi apoyo, mi confidente, mi cómplice, por compartir conmigo tu sabiduría dándome una guía firme en la vida. Fuiste tú la que me impulsó y me hizo volar, la que siempre creyó y depositó sus esperanzas en mí. Juntas hemos vivido los peores momentos de mi vida y siempre te mantuviste fuerte para que yo no desfalleciera. A ti debo lo que soy y lo que he logrado y es por eso que te dedico humildemente este trabajo. TE AMO MUCHO MAMI.

A mi bebé Eduardo David la razón de mi existencia y por quien vivo cada día y me impulsa a seguir hacia adelante, a él le dedico lo mejor de mí TE QUERO MUCHO.

A mis hermanos que fueron mis niños, mis amigos, mis profesores José Jesús, José Miguel, Carlos Andrés, Alexis Antonio, Aquiles José, Roger Antonio y Ronald Enrique, a ellos este logro gracias por apoyarme en mis momentos difíciles y no tan difíciles los quiero mucho.

A mis preciosos sobrinos José Andrés, José Miguel, Andrés Miguel, José Jesús, Alejandro, Teresa, Andrea Estefanía, Andrea Valentina, Alexandra Paola, Miriangelis. A quienes adoro con toda mi alma espero esto de sirva de ejemplo, Dios los bendiga y los acompañe siempre mis tesoros.

A mis cuñadas Joselyn Brito, María José. Gracias por abrirme sus puertas y darme el apoyo para este logro.

LOS QUIERO MUCHO!!!!

AGRADECIMIENTO

Hay muchas personas en mi vida a las cuales hoy quisiera agradecer porque de una u otra manera me ayudaron a conseguir este logro.

A la Universidad De Oriente, porque con sus profesores y aulas me forme para ser un profesional.

A mi Asesor Académico, Ing. José Rondón por compartir sus conocimientos, y brindarnos su guía y apoyo.

Al Ing. Lean Velásquez, gracias a el pude terminar de desarrollar esta monografía, gracias por el tiempo e interés que nos dedico.

Al Ing. Roberto Salas por su disposición de ayudarme en el desarrollo de este trabajo y responder mis inquietudes.

A todos los Profesores Del Departamento de Petróleo en especial al Prof. Simón Ruiz, Prof. Rafael Berrueta.

A la Sra. Aidé y Sra. María siempre colaboradora y amable conmigo.

Al sr Héctor Lares por ser amigo de todos, sin ningún interés y por su apoyo cuando lo necesite.

A mi amigas de la carrera y de áreas de grado Lolymar Gonzalez, Marielena Reyes, Nelly Yanes gracias por haber compartido con ustedes.... se les quiere no las olvidare.

A mis amigos y compañeros de la universidad que nos dimos apoyo cuando mas necesitábamos. Sra. Isa, Hilda, Sara y Sari, Nelson, manzano, maroibis, Gleudys, Sonia, José Luis, ocarina, Susana, Gustavo, Yerimar, Sailleth, Ane, surge, Wilfredo y a mi especial leo y ale que dios los tenga en la gloria. Me abrieron las puertas de su casa, me acompañaron en momentos difíciles. GRACIAS.

A todos ustedes mis mas profundo agradecimiento y a los que se me olvidaron, que de una u otra forma colaboraron conmigo.

INDICE GENERAL

RESOLUCIÓN	III
DEDICATORIA	IV
AGRADECIMIENTO	V
INDICE GENERAL.....	VI
INDICE DE FIGURA	IX
INDICE DE TABLA	X
CAPITULO I: INTRODUCCIÓN	XIII
1.1 INTRODUCCION	XIII
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	14
1.3 OBJETVO	16
1.3.1 Objetivo General	16
1.3.2 Objetivos Específicos.....	16
CAPITULO II: MARCO TEORICO	17
2.1 Fluidos	17
2.2 Flujo	17
2.3 Propiedades físicas de los fluidos	17
2.3.1 Viscosidad.....	17
2.3.1.1 Viscosidad absoluta o dinámica	18
2.3.1.2 Viscosidad cinemática	18
2.3.2 Densidad.....	19
2.3.3 Volumen Especifico	19
2.3.4 Gravedad especifica	19
2.3.5 Compresibilidad	20
2.4 Variables que Intervienen en el Flujo mutlifásico	20
2.4.1 Factor de entrampamiento del líquido (H_L).....	20
2.4.2 Velocidad superficial.....	21
2.4.3 Velocidad real	22
2.4.4 Tensión superficial	22
2.4.5 Viscosidad.....	23
2.4.6 Densidad.....	23
2.5 Tipos de flujos en tuberías horizontales	25
2.5.1 Flujo Simple	25
2.5.2 Flujo Bifásico.....	25
2.5.3 Flujo Mutlifásico	25
2.6 Patrones de flujo en tuberías horizontales	26
2.6.1 Flujos segregados.....	26
2.6.1.2 Flujo estratificado.....	26
2.6.1.2.1 Ondulado	26

2.6.1.2.2 Liso	27
2.6.1.3 Flujo anular	27
2.6.2 flujos intermitentes	27
2.6.2.1 Flujo Intermitente Tipo Tapón	27
2.6.3 Flujos distribuidos	28
2.6.3.1 Flujo niebla.....	28
2.6.3.2 Flujo burbuja	29
2.7 Ecuación General de Gradiente de Presión	29
2.8 Efectos de cada término sobre la caída de presión (ΔP)	30
2.8.1 Efecto de la Aceleración	30
2.8.2 Efecto de la elevación sobre la caída de presión	30
2.8.3 Efectos de la Fricción sobre la Caída de Presión.....	31
2.9 Variables que afectan la caída de presión en tuberías horizontales	31
2.9.1 Diámetro de la tubería	31
2.9.2 Tasa de flujo	32
2.9.3 Relación Gas-Líquido.....	32
2.9.4 Viscosidad líquida	32
2.9.5 Relación Agua-Petróleo.....	32
2.10 Correlaciones para caída de presión en tuberías horizontales	32
2.10.1 Beggs & Brill	32
2.10.2 Eaton y colaboradores	38
2.10.3 Baker.....	41
2.10.4 Lockhart & Martinelli	46
CAPITULO III: DESARROLLO DEL PROYECTO	49
3.1 Revisión bibliográfica	49
3.2 Descripción del sistema para obtener la caída de presión de una línea de flujo.	49
3.3 Definición las condiciones y características del sistema en estudio	50
3.4 Calcular las caídas de presión a través de las correlaciones en el sistema de tubería horizontal e inclinada con flujo multifásico con la hoja de calculo Microsoft Excel 2007	51
3.4.1 Procedimiento Aplicado	51
3.4.2 Muestra de cálculo.....	52
3.4.2.1 Beggs and Brill.....	52
3.4.2.2 Eaton y Colaboradores	55
3.5 Comparación los resultados de la caída de presión por medio de las correlaciones usando una hoja de calculo Microsoft Excel 2007 y con el simulador PIPEPHASE versión 8.1	57
CAPITULO IV: DISCUSIÓN DE RESULTADO	68
4.1 Discusión de resultado.....	68

4.1.2 Correlación de Flujo Mutlifásico de Eaton y Colaboradores.....	69
4.2 CONCLUSIONES	75
4.3 RECOMENDACIONES.....	76
BIBLIOGRAFIA.....	77
APLICACIÓN DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO EN TANQUES	
REFRIGERADOS DE PROPANO.....	78
Planteamiento del problema	79
INTRODUCCION.....	80
Objetivos	81
Objetivo general:.....	81
Objetivo específicos:.....	81
DESARROLLO	82
DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	95
CONCLUSIONES	97
RECOMENDACIONES.....	98
DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL DISEÑO DEL GASODUCTO ANACO-	
PUERTO LA CRUZ	99
INTRODUCCION.....	100
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	101
OBJETIVOS.....	102
DESARROLLO	103
DESARROLLO DE LAS ETAPAS	104
DISCUSION DE RESULTADOS.....	114
CONCLUSIONES	115
RECOMENDACIONES.....	116
DETERMINACIÓN DEL GAS ORIGINAL EN SITIO (GOES) POR EL	
MÉTODO VOLUMETRICO	118
RESUMEN	119
OBJETIVOS.....	120
MARCO METODOLÓGICO.....	121
DESARROLLO DEL PROYECTO	122
DISCUSION DE RESULTADO	124
CONCLUSIONES	125

INDICE DE FIGURA

Figura Nro. 1 Diagrama de patrones de flujo.	26
Figura Nro. 2 Patrón de flujo ondulante.....	27
Figura Nro. 3 Patrón de flujo anular.	27
Figura Nro. 4 Patrón de flujo tapón de líquido.....	28
Figura Nro. 5 Patrón de flujo tapón de gas.....	28
Figura Nro. 6 Patrón de flujo neblina.....	28
Figura Nro. 7 Patrón de flujo burbuja	29
Figura Nro. 8 Grafica para obtener las constantes L.....	36
Figura Nro. 9 Grafica para la obtención de f_{TP}	39
Figura Nro. 10 Diagrama del sistema en estudio	50
Figura Nro. 11 Representación del programa realizado en Microsoft Excel por ambos métodos de correlación.	51
Figura Nro. 12 Selección del tipo de Simulación.....	59
Figura Nro. 13. Selección del tipo de fluido.....	60
Figura Nro. 14 Selección de las unidades a utilizar.	60
Figura Nro. 15 Parámetros seleccionados	61
Figura Nro. 17 Cambio de variables de las unidades.....	62
Figura Nro. 18 Fuente.....	63
Figura Nro. 19 Especificación de la Fuente.....	63
Figura Nro. 20 Especificación de llega a la estación de flujo.	64
Figura Nro. 21 Accesorios del tramo de tuberías de línea de flujo	64
Figura Nro. 22 Especificaciones de la tubería por tramo con la correlación Beggs & Brill.	65
Figura Nro. 23 Especificaciones de la tubería por tramo con la correlación Eaton.	65
Figura Nro. 24 Especificaciones de la tubería tramo.....	66
Figura Nro. 25 Especificaciones de los codos tramo	66
Figura Nro. 26 Representación de la línea de flujo obtenida por el simulador con la correlación Beggs & Brill.....	67
Figura Nro. 27 Representación de la línea de flujo obtenida por el simulador con la correlación Eaton.	67

Figura Nro. 28 Comportamiento de la presión del sistema en estudio para la correlación de flujo multifásico de Beggs & Brill.....	71
Figura Nro. 29 Comportamiento de la presión del sistema en estudio para la correlación de flujo multifásico de Eaton y Colaboradores	72
Figura Nro. 30 Representación grafica de la caída de presión Beggs & Brill y simulador por la misma correlación.....	73
Figura Nro. 31 Representación grafica de la caída de presión Eaton y simulador por la misma correlación.....	74
Figura Nro. 1 Simulación del tanque de propano refrigerado a condiciones de diseño (Caso 1)	83
Figura Nro.2 Comportamiento de las fases a condiciones de diseño.....	84
Figura Nro.3 Simulación del tanque de propano refrigerado a condiciones de diseño (Caso 2).	85
Figura Nro.4 Representación grafica de propano a 1 Atm y -17 °C	86
Figura Nro.5 Representación grafica de propano a 1 Atm y 13 °C	87
Figura Nro. 6 Representación grafica de propano a 1 Atm y -57 °C	88
Figura Nro.7 Representación grafica de propano a 1 Atm y -65 °C	89
Figura Nro.8 Simulación del tanque de propano refrigerado a condiciones de diseño (Caso 2).	90
Figura Nro.9 Representación grafica de propano a 1 Atm y -65 °C	91
Figura Nro.10 Representación grafica de propano a 10 Atm y -47 °C	92
Figura Nro.11 Representación grafica de propano a 0.3 Atm y -47 °C	93
Figura Nro. 12 Representación grafica de propano a 0.5 Atm y -47 °C	94
Figura Nro. 1 Gasoducto Anaco –Puerto la Cruz	106

INDICE DE TABLA

Tabla Nro. 1 Limites de régimen de flujo horizontal.....	35
Tabla Nro. 2 Valores de las constantes para los regímenes de flujo	37
Tabla Nro. 3 Constantes para los regímenes de flujo.....	38
Tabla Nro. 4 constantes del régimen de flujo	42
Tabla Nro. 5 Limites de patrón de flujo	43
Tabla Nro. 6 Datos del sistema en estudi	50

Tabla Nro. 7 Variación de la presión de la línea completa del sistema en estudio para Beggs & Brill.	68
Tabla Nro. 8 Variación de la presión de la línea completa dividida en tramos al azar para Beggs & Brill.	68
Tabla Nro. 9 Variación de la presión de la línea completa dividida en tramos según las normas PDVSA Para Beggs & Brill.	69
Tabla Nro. 10 Variación de la presión de la línea completa del sistema en estudio para Eaton y Colaboradores.	69
Tabla Nro. 11 Variación de la presión de la línea completa dividida en tramos al azar para Eaton y Colaboradores.	70
Tabla Nro.12 Variación de la presión de la línea completa dividida en tramos según la norma PDVSA Eaton y Colaboradores.	70
Tabla Nro. 13 Parámetros de Producción de la Localización AREAS 2011	72
Tabla Nro.14 Variación de la presión de la línea completa Beggs and Brill.	74
Tabla Nro. 2 Composición y Constante de equilibrio a condiciones de operación	84
Tabla Nro.3 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a presión constante y variación de temperatura.	85
Tabla Nro. 4 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a -17 °C y 1 Atm.	86
Tabla Nro.5 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 13°C y 1 Atm.	87
Tabla Nro.6 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a -57 °C y 1 Atm.	88
Tabla Nro. 7 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a -65 °C y 1 Atm.	89
Tabla Nro. 7 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a temperatura constante y variación de presión.	90
Tabla Nro.8 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 5 Atm y -47°C	91
Tabla Nro.9 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 10 Atm y -47°C	92
Tabla Nro.10 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 0.3 Atm y -47 °C	93
Tabla Nro. 11 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 0.5 Atm y -47 °C	94
Tabla Nro.1 Temperatura y velocidad del viento en el estado Anzoátegui	105
Tabla Nro. 2 Pluviosidad, dirección del viento y humedad relativa en el estad Anzoátegui.	105
Tabla Nro.3 Demanda de gas en la población de Puerto la cruz	107

Tabla Nro. 5 Cálculo de las propiedades del gas	108
Tabla Nro. 6 Propiedades <i>pseudocriticas</i> del gas	108
Tabla Nro. 1 Datos del PVT (AREAS 2011)	122
Tabla Nro. 2 Gas original en sitio (POZO AREAS 2011 ANABEL)	123

CAPITULO I: INTRODUCCIÓN

1.1 INTRODUCCION

En la industria petrolera y del gas natural, el término fase alcanza otra dimensión, ya que además de las fases conocidas como gas y líquido en el flujo bifásico, se incluye también la fase de crudo o petróleo. Al hablar de flujo multifásico podemos pensar en una mezcla multicomponentes, y no muy lejos de esta realidad en el lenguaje petrolero y gasífero, esta terminología está referida al flujo de gas libre, agua y petróleo a través de pozos petrolíferos ó de agua , líquido condensado y gas en pozos gasíferos.

El flujo multifásico representa el movimiento de gas libre y líquido que ocurre en el interior de la tubería de producción. La fase gaseosa puede encontrarse de forma homogénea con el líquido o coexistir formando un oleaje donde el gas empuja al líquido desde atrás o encima de el, originando crestas en algunos casos en la superficie del líquido. Estas características de flujo son correlacionadas mediante grupos adimensionales tales como: el Número de Reynolds que le permiten diferenciar el flujo laminar (Número de Reynolds menores a 2.000) y al flujo turbulento (Número de Reynolds mayores a 2.000).

El problema del flujo horizontal multifásico se considera tan complejo y para el diseño de las tuberías de gran longitud es necesario conocer las caídas de presión que se producen a lo largo de ellas, por ello, el propósito de este trabajo consiste en evaluar algunas de las correlaciones de flujo multifásico horizontal contenidas en el simulador (PIPEPHASE Versión 8.1) y determinar mediante análisis estadístico las correlaciones más representativas de los gradientes de presión de una tubería para ciertas condiciones de operación.

1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El denominado flujo multifásico es encontrado en un gran número de industrias, y es simplemente la presencia de más de dos fases en una misma línea de flujo. Los sistemas bifásicos son el caso más reducido del gran bloque mencionado arriba, y pueden presentarse en varias combinaciones, de las cuales el caso más problemático es el flujo líquido-gas.

La necesidad de entender el comportamiento de una mezcla líquido-gas dentro de una tubería se ha hecho más imperativa en los últimos años, debido a que la industria petrolera en particular avanzaría en gran medida si se pudiese manejar eficientemente el flujo bifásico proveniente de un pozo antes de llegar a la refinería. Las ventajas de transportar el crudo sin separarlo antes son considerables ya que la cantidad de gas presente en el crudo tiene un efecto interesante: disminuye la viscosidad y densidad del mismo, facilitando así su transporte.

Hasta ahora, se han diseñado tuberías capaces de manejar flujos multifásicos pero no se sabe con exactitud lo que sucede adentro y por ende se tiende a sobredimensionar el sistema de tuberías y accesorios que vayan a manejar el flujo. Dentro del tubo, la mezcla de fluidos puede presentar diversos arreglos que dependen de las velocidades superficiales y propiedades de cada sustancia así como de la inclinación de la tubería, arreglos que son conocidos como patrones de flujo y tienen gran influencia en la caída de presión que experimenta la mezcla, así como en el radio de volúmenes de cada fluido en el sistema; factores que afectan directamente en las propiedades físicas de la mezcla. En particular, al trabajar con flujo bifásico líquido-gas, el radio volumétrico o holdup representa el volumen de líquido o gas presente en una sección volumétrica de tubería. Si se conociera extensivamente el comportamiento detallado de las sustancias dentro de la tubería, sería posible manipular las condiciones de trabajo para aprovechar al máximo la presión del flujo, la cantidad de gas, y/o el patrón de flujo presente, para así economizar en equipos de transporte, red de tuberías y accesorios, medidores equipos de separación y otros, de acuerdo con las características del sistema y la topografía de la región considerada.

Al igual que sucede con las tuberías de flujo homogéneo, existen variantes en cuanto a la dirección de tubería y la dirección del flujo que hay que tomar bajo consideración: las tuberías pueden ser horizontales, verticales o inclinadas; y el flujo puede ser paralelo ascendente, paralelo descendente o contracorriente.

Para cada caso el modelaje de la situación física es distinto, y por ende, la obtención de un modelo riguroso para cada una de estas situaciones es complicado y es el objeto de los estudios que involucran este tipo de flujo.

Pero antes de llegar a modelar los diversos escenarios, los investigadores tuvieron la tarea de observar y clasificar los patrones de flujo para las posiciones de tubo más comunes: horizontal, vertical e inclinada.

Entonces es lógico pensar que los investigadores se hayan dedicado a experimentar con equipos de tuberías y a idear maneras para relacionar las diferentes variables, de forma que pudiesen obtener ecuaciones para predecir ciertos comportamientos. Esto es cierto, a partir de 1980 aproximadamente, los investigadores hicieron a un lado los modelos empíricos para fundamentar el cálculo en relaciones experimentales, aunque todavía se hace uso de algunas correlaciones empíricas generales, para facilitar el uso de los modelos mecanísticos. El modelaje matemático de este fenómeno, basado en balances de momento, masa y energía, es bastante complicado, por lo que ha resultado en una serie de correlaciones empíricas que describen el proceso de una manera más sencilla. Los estudios realizados sobre el comportamiento de flujos multifásicos en tuberías horizontales intentan predecir el gradiente de presión que presentan estos flujos dentro de la tubería de producción, debido a la importancia que ello representa en la industria petrolera y por esto en el presente trabajo de investigación se realizara un estudio comparativo de dos correlaciones para flujo mutlifásico horizontal e inclinado el cual se comparara con datos arrojados por el simulador PIPEPHASE versión 8.1.

1.3 OBJETVO

1.3.1 Objetivo General

Determinar el gradiente de presión para el estudio del comportamiento de una línea de flujo mutlifásico mediante la aplicación de correlaciones en tuberías horizontales e inclinadas.

1.3.2 Objetivos Especificos

Describir el sistema donde se observara el comportamiento de las caídas de presión.

Definir las condiciones y características del sistema en estudio.

Calcular las caídas de presión a través de correlaciones en el sistema de tubería horizontal e inclinada con flujo mutlifásico con la hoja de calculo Microsoft Excel.

Comparar los resultados de la caída de presión por medio de las correlaciones usando una hoja de calculo Microsoft Excel y con el simulador PIPEPHASE versión 8.1.

CAPITULO II: MARCO TEORICO

2.1 Fluidos

Son agregaciones de moléculas, muy separadas en los gases y próximas en los líquidos, siendo la distancia entre las moléculas mucho mayor que el diámetro molecular, no estando fijas en una red, sino que se mueven libremente. Existen un gran número de definiciones de fluido, pero de forma genérica podríamos decir que, fluido es toda sustancia fácilmente deformable, es decir, al aplicarle un esfuerzo cortante, por muy pequeño que este sea, siempre aparecerá una deformación continua en el fluido en forma de gradiente de velocidades como reacción frente al esfuerzo.

2.2 Flujo

Movimiento de un fluido por un lugar.

2.3 Propiedades físicas de los fluidos

Antes de diseñar los equipos y tuberías usadas en el proceso, es necesario definir algunas propiedades básicas de los fluidos, así como también analizar los procedimientos de cálculos, conversiones y operaciones usadas para los fluidos.

2.3.1 Viscosidad

Es una propiedad dinámica, es medida cuando el fluido esta en movimiento. La viscosidad expresa la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa. El coeficiente de viscosidad absoluta, o simplemente la viscosidad absoluta de un fluido, es una medida de su resistencia al deslizamiento o a sufrir deformaciones internas. Los gases son menos viscosos en comparación con el agua, esto es debido a las distancias intermoleculares de los mismos.

Se puede predecir la viscosidad de la mayor parte de los fluidos; en algunos la viscosidad depende del trabajo que se haya realizado sobre ellos.

Existe gran confusión respecto a las unidades que se utilizan para expresar la viscosidad; de ahí la importancia de utilizar las unidades adecuadas cuando se sustituyen los valores de la viscosidad en las fórmulas.

2.3.1.1 Viscosidad absoluta o dinámica

La unidad de viscosidad dinámica en el (SI) es el pascal segundo (Pa s) o también newton segundo por metro cuadrado (N s/m²), o sea kilogramo por metro segundo (kg/ms). El poise es la unidad correspondiente en el sistema CGS de unidades y tiene dimensiones de dina segundo por centímetro cuadrado o de gramos por centímetro segundo.

El submúltiplo centipoise (Cp), 10m² poises, es la unidad más utilizada para expresar la viscosidad dinámica.

$$g = K \cdot 10^{-4} \cdot \exp(X^y) \quad (\text{Ec. 2.1})$$

$$K = \frac{(9.376 + 0.01607 \cdot M_E) (T_{ex})}{209.2 + 19.26 \cdot M_E + T} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

$$x = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01004 \quad (\text{Ec. 2.3})$$

$$y = 2.4447 - 0.2224 \cdot x \quad (\text{Ec. 2.4})$$

2.3.1.2 Viscosidad cinemática

Es el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad. En el (SI) la unidad de viscosidad cinemática es el (m²/s). La unidad CGS correspondiente es el stoke (St), con dimensiones de centímetro cuadrado por segundo y el centistoke (CSt), 10⁻² Stokes, que es el submúltiplo más utilizado.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Por otro lado, se puede utilizar un instrumento muy simple, como es un viscosímetro de tubo, para medir la viscosidad cinemática de los aceites y otros líquidos viscosos. Con este tipo de instrumentos se determina el tiempo que necesita un volumen pequeño de líquido para fluir por un orificio y la medida de la viscosidad cinemática se expresa en términos de segundos.

Se observa que al aumentar la temperatura, la viscosidad de los líquidos disminuye, y la viscosidad de los gases aumenta, esto se debe al incremento de la actividad molecular.

2.3.2 Densidad

Es una propiedad intensiva de la materia definida como la relación de la masa de un objeto dividida por su volumen. La masa es la cantidad de materia contenida en un objeto y el volumen es la cantidad de espacio ocupado por este. Se expresa de la siguiente forma:

$$\rho = \frac{\textit{masa}}{\textit{volumen}} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

A diferencia de la masa o el volumen, que dependen de cada compuesto, su cociente depende únicamente del tipo de material del cual está constituido y no de la forma o el tamaño del mismo. Por ello se dice que la densidad es una propiedad característica de cada sustancia.

En los sólidos, la densidad es relativamente constante, pero en los líquidos y particularmente en los gases varía con las condiciones de medida. Se debe especificar la temperatura y presión a la que se refiere el valor dado. Su masa viene dada por la relación del número de moles y el peso molecular.

2.3.3 Volumen Específico

El volumen específico es el inverso de la densidad, su unidad correspondiente en el sistema SI es el metro cúbico por kilogramo (m³/kg) (pie³/lib). El volumen específico se utiliza a menudo en los cálculos de flujo de vapor de agua y sus valores se dan en las tablas de vapor.

2.3.4 Gravedad específica

La gravedad específica de un líquido (γ_l), se define como la relación de la densidad del líquido a la densidad del agua, ambas a la misma presión y temperatura.

$$\gamma_l = \frac{\rho_l}{\rho_{\textit{agua}}} \quad (\text{Ec. 2.7})$$

En términos de la industria petrolera, también se puede expresar:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{131,5 + \gamma_o} \quad (\text{Ec. 2.8})$$

2.3.5 Compresibilidad

Representa la relación entre los cambios de volumen y de presión a que está sometido un fluido. Las variaciones de volumen pueden relacionarse directamente con variaciones de la masa específica si la cantidad de masa permanece constante. En general se sabe que en los fluidos la masa específica depende tanto de la presión como de la temperatura.

2.4 Variables que Intervienen en el Flujo multifásico

2.4.1 Factor de entrapamiento del líquido (H_L)

Se define como la fracción del volumen de la tubería ocupado por el líquido.

$$H_L = \frac{\text{Volumen de liquido en un elemento de tubería}}{\text{Volumen del elemento de tubería}} \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

H_L = Factor de deslizamiento.

De lo anterior se tiene que si el volumen de elemento de tubería ocupado es que su valor varia entre cero y uno (0-1), cero para flujo de gas y uno para flujo de liquido.

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

Este parámetro es función de propiedades del gas y del líquido, patrones de flujo, diámetro e inclinación de la tubería. El volumen relativo in-situ es, en algunos casos, expresado en función del volumen ocupado por el gas, denominado Factor de entrapamiento del gas (λ_G) o fracción vacía. Dicho factor viene expresado como:

$$H_G = 1 - H_L \quad (\text{Ec. 2.10})$$

Donde:

H_G y H_L : factor de entrapamiento del gas y líquido respectivamente, adimensional.

Este factor puede ser determinado directamente, utilizando la siguiente expresión:

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_G} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

Donde:

λ_L : Es el factor de entrapamiento líquido sin deslizamiento, adimensional.

q_L : Es la suma de las tasa de agua y petróleo "In-situ", BN/d.

q_G : Es la tasa de gas "In-situ", PCN/d.

El factor de entrapamiento del gas sin deslizamiento o fracción vacía esta definido por:

$$\lambda_G = \frac{q_G}{q_G + q_L} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Donde:

λ_G : Factor de entrapamiento del gas sin deslizamiento, adimensional.

q_L : Es la suma de las tasa de agua y petróleo "In-situ", BN/d.

q_G : Es la tasa de gas "In-situ", PCN/d.

2.4.2 Velocidad superficial

Se define como la velocidad a desarrollar por una fase a través del área transversal de la tubería.

$$V_{SG} = \frac{q_G}{A} \quad (\text{Ec. 2.13})$$

$$V_{SL} = \frac{q_L}{A} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Donde:

V_{sg} : velocidad superficial del gas, pie/s.

V_{sl} : velocidad superficial del liquido, pie/s.

q_g y q_l : caudal de gas y liquido respectivamente, pie³/s.

A : área transversal de la tubería, pie².

2.4.3 Velocidad real

En este caso, el área a través de cual fluye una de las fases de la mezcla es reducida por la presencia de la otra fase. De tal manera, la velocidad real es:

$$V_L = \frac{q_L}{A} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

Donde:

V_G y V_L : velocidad real del gas y líquido respectivamente, pie/s.

La velocidad de la mezcla se expresa como:

$$V_m = V_{SL} + V_{SG} \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Donde:

V_m : velocidad de la mezcla, pie/s.

Si existe deslizamiento entre fases, la ecuación de velocidad de deslizamiento de la mezcla queda de la siguiente manera:

$$\sigma_L = \sigma_o * f_o + \sigma_w * f_w \quad (\text{Ec. 2.17})$$

Donde:

σ_L : tensión superficial de la mezcla, dinas/cm².

σ_o y σ_w : tensión superficial del petróleo y agua respectivamente, dinas/cm².

2.4.4 Tensión superficial

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

$$Q_L = Q_O * \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + Q_W * \left(\frac{W}{1+W} \right) \quad (\text{Ec. 2.18})$$

2.4.5 Viscosidad

La viscosidad de la mezcla ha sido utilizada para determinar tanto el número de Reynolds como otros números adimensionales empleados como parámetros en correlaciones. La ecuación a continuación, expresada en centipoise, ha sido usada por muchos investigadores para calcular la viscosidad del gas y del líquido en un flujo bifásico.

$$\mu_m = \mu_L * \lambda_L + \mu_G * \lambda_G \quad (\text{Ec. 2.19})$$

Donde:

μ_N : Viscosidad sin deslizamiento, cps.

μ_S : Viscosidad con deslizamiento, cps.

μ_M : Viscosidad de la mezcla, cps.

μ_G, μ_L : Viscosidad del gas y del líquido, respectivamente adimensional.

2.4.6 Densidad

La densidad es un valor para toda ecuación de flujo de fluidos. Interviene en la evaluación de los cambios totales de energía debido a la energía potencial y a la energía cinética.

La presencia del flujo de dos fluidos inmiscibles, como por ejemplo agua y petróleo, complican la definición de densidad. Del mismo modo, la influencia de la gravedad en la separación de las fases y el deslizamiento entre ellas, dificultan la evaluación de la densidad de la mezcla gas-líquido.

Mediante el conocimiento de las densidades del agua y el petróleo y de las tasas de flujo se puede conocer la densidad de una mezcla agua-petróleo, siempre y cuando se asuma que no existe deslizamiento entre las fases, haciendo uso de las siguientes ecuaciones:

$$P_L = P_o * f_o + p_w * f_w \quad (\text{Ec. 2.20})$$

Donde:

$$f_o = \frac{q_o}{q_o + q_w} \quad (\text{Ec. 2.21})$$

$$f_w = 1 - f_o \quad (\text{Ec. 2.22})$$

Para el cálculo de la densidad de una mezcla gas-líquido se necesita el conocimiento del factor de entrampamiento del líquido. Se han utilizado tres ecuaciones para el cálculo de la densidad en flujo bifásico.

$$\rho_m = \rho_L * H_L + \rho_G * H_G \quad (\text{Ec. 2.23})$$

$$\rho_m = \rho_L * \lambda_L + \rho_G * \lambda_G \quad (\text{Ec. 2.24})$$

$$\rho k = \frac{\rho_l * \lambda_l^2}{H_L} + \frac{\rho_G * \lambda_G^2}{H_G} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:

f_w, f_o : Fracción de agua y petróleo, respectivamente, adimensional.

q_o, q_w : Tasa de petróleo y agua, respectivamente, BN/d.

H_L, H_G : Factor de entrampamiento del líquido y gas, respectivamente, adimensional.

λ_L : Es el factor de entrampamiento líquido sin deslizamiento, adimensional.

λ_G : Es el factor de entrampamiento gas si deslizamiento, adimensional.

ρ_L : Densidad del líquido, lbm/pie³.

La primera ecuación es usada para determinar el gradiente de presión con cambios de elevación. La segunda ecuación permite calcular la densidad en caso de que no se considere el deslizamiento entre las fases.

La tercera ecuación se une para calcular de densidad de una, mezcla donde requiere el cálculo de la caída de presión por fricción para efectos del número de Reynolds.

2.5 Tipos de flujos en tuberías horizontales

2.5.1 Flujo Simple

Es un tipo de flujo que se da cuando una sola fase de fluido, bien sea líquido o gas, fluye bajo condiciones de presión y temperatura dadas.

2.5.2 Flujo Bifásico

Es el flujo simultáneo de líquido y gas en una tubería. Por ejemplo, los pozos petroleros producen una mezcla de hidrocarburos, los cuales se separan parcialmente en gas y líquido cuando se reduce la presión. Además la producción de gas y crudo generalmente viene acompañada de agua y de partículas sólidas. Esta mezcla puede estudiarse como un flujo bifásico cuyos componentes son básicamente gas y líquido.

2.5.3 Flujo Mutlifásico

Es el flujo de dos o más fases fluidas a través de una tubería, el flujo multifásico tiene especial interés para la industria petrolera, a la hora de simular el gradiente de presión en tuberías, así como el adimensionamiento de éstas, que transportan gas y líquido de manera simultánea.

Se define como el movimiento que ocurre en el interior de una tubería, de gas libre y líquidos. La fase gaseosa puede encontrarse de dos maneras: mezclada en forma homogénea con el líquido o formando un oleaje donde el gas empuja el líquido desde atrás o encima de él, originando crestas en algunos casos en la superficie del líquido.

Las diferencias fundamentales entre flujo bifásico y el de una sola fase son:

Para flujo monofásico, la caída de presión depende del flujo, las propiedades físicas del fluido y la geometría del sistema.

Para flujo bifásico, además de las consideraciones expuestas en el punto anterior, la caída de presión también depende del grado de vaporización.

Para flujo bifásico, se presentan diferentes regímenes, dependiendo del grado de vaporización presente.

Para flujo bifásico, la mayoría de los datos disponibles están basados en el sistema aire-agua.

El flujo bifásico no se puede considerar como una ciencia exacta.

El patrón de flujo bifásico gas-líquido se define como la distribución espacial que adoptan estas dos fases al fluir simultáneamente en un conjunto cerrado. La importancia de identificar el patrón de flujo en el diseño de tuberías y equipos, es la de evitar elevadas caídas de presión y flujos inestables en la entrada de los mismos. Por ejemplo, un slug (Tapón) puede ocasionar daños en tuberías y fallas mecánicas de las unidades, además de disminuir la efectividad de los inhibidores de corrosión.

2.6 Patrones de flujo en tuberías horizontales

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

Parámetros operacionales, es decir, tasas de flujo 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.

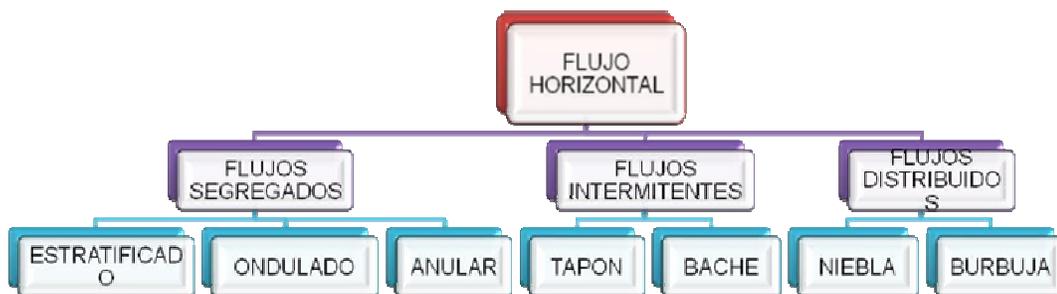


Figura Nro. 1 Diagrama de patrones de flujo.

2.6.1 Flujos segregados

2.6.1.2 Flujo estratificado

El flujo Estratificado es sencillo de observar ya que se separan las fases y el gas corre por la parte superior del tubo, mientras el líquido corre por la inferior.

Hay dos tipos:

2.6.1.2.1 Ondulado

Se caracteriza por la aparición de una especie de olas en la interfaz líquida por efecto de la velocidad del gas; Como el flujo de vapor aumenta aun más, el vapor se mueve apreciablemente más rápido que el líquido y la fricción resultante en la interfase forman olas de líquido.

2.6.1.2.2 Liso

Se presenta una interfaz gas-líquido calmada.

El patrón de flujo estratificado es una de las configuraciones más difíciles de obtener, solo se observa en flujo horizontal para valores bajos de velocidades superficiales de gas y de líquido. Para la inclinación 10° el patrón estratificado desaparece.

Esto es debido a que en flujo ascendente, el líquido tiende a retornar por efecto de la gravedad lo cual propicia el bloqueo de la tubería por tapones de líquido.



Figura Nro. 2 Patrón de flujo ondulante.

2.6.1.3 Flujo anular

Se caracteriza por la continuidad en la dirección axial del núcleo y la fase gaseosa. El líquido fluye hacia arriba de una película delgada alrededor de una película de gas mojando las paredes de la tubería o conducto. Además, una película de líquido cubre las paredes de la tubería, y el gas fluye por el interior, llevando las partículas de líquido en suspensión.

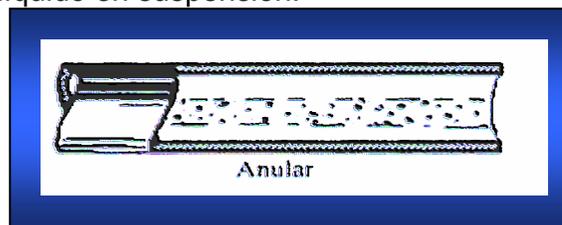


Figura Nro. 3 Patrón de flujo anular.

2.6.2 flujos intermitentes

2.6.2.1 Flujo Intermitente Tipo Tapón

El flujo tipo tapón se da cuando el caudal de gas es aumentado y las burbujas coalescen para formar burbujas más grandes y alargadas (siempre en la

parte superior de la tubería) sin forma definida, separadas por un tapón líquido. La velocidad de estos tapones es mayor que la velocidad promedio del líquido.



Figura Nro. 4 Patrón de flujo tapón de líquido.

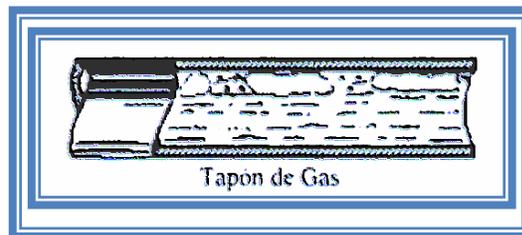


Figura Nro. 5 Patrón de flujo tapón de gas.

2.6.3 Flujos distribuidos

2.6.3.1 Flujo niebla

El líquido está completamente "disuelto" en el gas; es decir, la fase continua es el gas y lleva en "suspensión" las gotas de líquido. Entre las correlaciones de flujo multifásico horizontal, que cubren todos los rangos de tasas de producción y tamaño de tubería se tienen las siguientes.

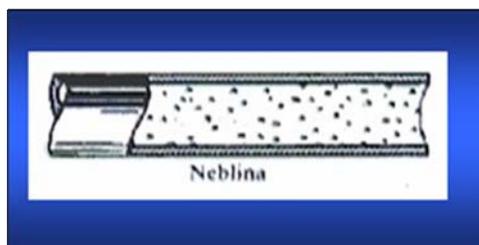


Figura Nro. 6 Patrón de flujo neblina.

2.6.3.2 Flujo burbuja

El flujo Burbuja se caracteriza por contener pequeñas burbujas de gas flotando por la parte superior del flujo de líquido por ser la fase de menor densidad. En este tipo de flujo las velocidades del vapor y el líquido son aproximadamente igual.

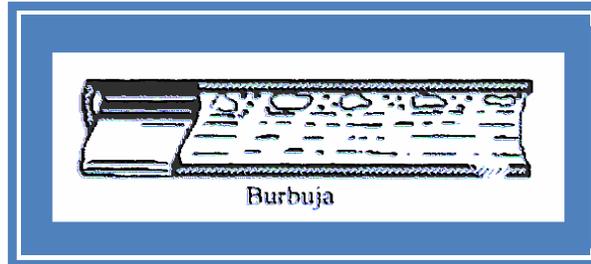


Figura Nro. 7 Patrón de flujo burbuja

2.7 Ecuación General de Gradiente de Presión

La ecuación que se aplica para todo tipo de flujo de fluidos en una tubería vertical u horizontal a cualquier ángulo de inclinación, es derivada de la ecuación general de energía y tiene la siguiente forma.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right) = \frac{\rho * g * \text{sen} \alpha}{g_c} + \frac{f * \rho * v^2}{2 * g_c * d} + \frac{\rho * v * dv}{g_c * dl} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

Donde:

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)$: Caída de presión total del sistema lpc/pie.

$\left(\frac{dv}{dl}\right)$: Componente de aceleración pie/seg².

ρ : Densidad del fluido, lbm/pie³.

g : Aceleración de la gravedad, pie/seg².

g_c : Factor de conversión de unidades, adimensional.

α : Ángulo de inclinación, grados (°).

f : Factor de fricción, adimensional.

d: Diámetro de la tubería de producción, pulg.
 v: Velocidad del fluido, pie/seg.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{TOTAL} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{ELEVACION} + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{FRICCION} + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{ACELERACION} \quad (\text{Ec. 2.27})$$

2.8 Efectos de cada término sobre la caída de presión (ΔP)

2.8.1 Efecto de la Aceleración

Para fluidos compresibles, el cambio en la densidad ocasiona variaciones en la velocidad y el término de la aceleración debe ser considerado.

Es importante mencionar, que para cualquier fluido fluyendo en estado estacionario en tuberías o ductos de sección transversal invariable, el producto ρv es constante. Los cambios en la densidad (ρ) debido a los efectos de la temperatura y/o la presión se compensan por ajustes en la velocidad (v).

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_A = f * V * \rho \quad (\text{Ec. 2.28})$$

Para el flujo de líquidos, la velocidad es más o menos constante y el término de aceleración se puede despreciar. La experiencia ha demostrado que para fluidos compresibles los efectos de la aceleración se pueden despreciar sí: $V < 200$ pie/s y $\Delta P \leq 10\%$ de la presión conocida.

2.8.2 Efecto de la elevación sobre la caída de presión

La elevación o inclinación de la tubería con respecto al plano horizontal produce cambios en la elevación por influencia gravitatoria.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_E = f * g * \rho * s \quad (\text{Ec. 2.29})$$

Donde:

θ : ángulo de inclinación con respecto al plano horizontal

ρ : densidad del fluido

Para fluidos con densidad constante la ecuación anterior se puede integrar para obtener:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right) = C_e * f * L * s \quad (\text{Ec. 2.30})$$

Donde

Ce: factor de conversión

2.8.3 Efectos de la Fricción sobre la Caída de Presión

El flujo en tuberías siempre esta acompañado por la fricción de las partículas del fluido con las paredes de la tubería ocasionando una pérdida de energía, esta energía se traduce en una caída de presión en la dirección del flujo. Hoy en día, casi todos los fluidos que el hombre pueda imaginar son transportados en tuberías durante su producción, procesamiento transporte o utilización. Es evidente entonces, la importancia que tiene el poder expresar la pérdida de presión debida a fricción mediante una fórmula sencilla, válida para cualquier fluido o régimen de flujo. Esta ecuación general se conoce universalmente como la fórmula de Darcy:

$$(\Delta P) = \frac{L * f}{2} \quad (\text{Ec. 2.31})$$

Donde:

ΔP : caída de presión debida a la fricción en lbf/(pie*s²)

f: Factor de fricción de Darcy, (adimensional)

L: Longitud de la tubería, pie.

D: diámetro interno de la tubería, pie.

g: aceleración de la gravedad, pie/seg².

V: velocidad pie/seg.

2.9 Variables que afectan la caída de presión en tuberías horizontales

2.9.1 Diámetro de la tubería

A menor diámetro mayor será la pérdida de presión a lo largo de la tubería.

2.9.2 Tasa de flujo

A mayor tasa de flujo, mayor será la velocidad de los fluidos transportados, lo que provoca un aumento en las pérdidas por fricción.

2.9.3 Relación Gas-Líquido

En tuberías horizontales, contrariamente a lo que ocurre en tuberías verticales, a mayor relación gas-líquido, mayor la pérdida de presión, ello se debe a que la tubería debe transportar un fluido adicional, en otras palabras, a mayor relación gas-líquido mayor será la velocidad de la mezcla por lo que las pérdidas de presión por fricción serán mayores.

2.9.4 Viscosidad líquida

A mayor viscosidad de la fase líquida mayor será la resistencia que dicha fase opone a fluir, por lo que mayores serán las pérdidas de energía en la tubería.

2.9.5 Relación Agua-Petróleo

Excepto para crudos viscosos la relación agua petróleo no tiene un marcado efecto sobre las curvas de gradiente horizontal.

2.10 Correlaciones para caída de presión en tuberías horizontales

Hay mucha literatura disponible sobre flujo multifásico en tuberías horizontales, lo cual hace muy complicado determinar cual de estas publicaciones ha contribuido más al desarrollo de información relacionada para este tipo de flujo. El objeto de los estudios realizados acerca del comportamiento del flujo multifásico en tuberías es predecir el gradiente de presión a través de la tubería de producción.

Entre las correlaciones más utilizadas tenemos:

2.10.1 Beggs & Brill

La correlación de Beggs and Brill (1973) fue desarrollada en 584 pruebas tomadas de datos obtenidos experimentalmente de pruebas de arreglos a pequeña escala. La prueba consistió en una tubería de acrílico de 1 y 1,5

pulgadas de diámetro y 90 pies de longitud, la cual tenía un mecanismo que lograba inclinar la tubería de horizontal a vertical y los fluidos utilizados en aire y agua.

Los parámetros estudiados y sus rangos de variación son:

Gasto de gas, 0 a 300 Mpies³/ día.

Gasto de líquido, 0 a 30 gal/min (0 a 1,635.10⁶ litros/día).

Presión promedio del sistema, 35 a 95 psia.

Diámetro de la tubería, 1 a 1,5 pulg.

Colgamiento de líquido, 0 a 0,870.

Gradiente de presión, 0 a 0,8 psi/pie.

Angulo de inclinación, -90° a +90°.

Patrón de flujo horizontal.

Ecuación general para el gradiente de presión:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right) = \frac{43.639 \cdot f_{TP}}{\ell_{ns} \cdot d^5 \cdot (1 + EK)} \quad (\text{Ec. 2.32})$$

Donde:

f_{TP} : Factor de fricción

V_m : velocidad de la mezcla, pie/seg.

ℓ_{ns} : densidad sin desplazamiento, lb/pie³.

d : diámetro de la tubería, pie.

EK : energía cinética

Donde:

$$EK = \frac{7.2557 \cdot \ell_m \cdot V^3}{\ell_{nd} \cdot d^5 \cdot P} \quad (\text{Ec. 2.33})$$

Donde:

ℓ_g : densidad del gas, lb/pie³.

P : presión del sistema, Psia.

V_g : velocidad del gas, pie/seg.

ℓ_{nd} : densidad con desplazamiento, lb/pie³.

ℓ_m : densidad de la mezcla, lb/pie³.

Definición de cada parámetro:

$$f_{TP} = \left(\frac{f_{TE}}{f_n} \right) \quad (\text{Ec. 2.34})$$

Donde:

$$f_n = \left[2 * \log \left(\frac{N_{Re}}{+5223 * \log N_{Re} - 3.8215} \right) \right] \quad (\text{Ec. 2.35})$$

$$N_{Re} = \frac{124 * d * V}{\mu_{na}} \quad (\text{Ec. 2.36})$$

$$\mu_n = \mu_L * \lambda_L + \mu_g * (1 - \lambda_L) \quad (\text{Ec. 2.37})$$

$$\frac{f_{TE}}{f_n} \quad (\text{Ec. 2.38})$$

$$S = \frac{\ln X}{-0.0523 + 3.182 \ln X - 0.8725 (\ln X)^2 + 0.01853 (\ln X)^3} \quad (\text{Ec. 2.39})$$

$$X = \frac{\lambda_L}{[H_L(\theta)]^2} \quad (\text{Ec. 2.40})$$

En el intervalo $1 \leq X \leq 1.2$ la función **S** es calculada por:

$$S = \ln(2.2 X - 1.2) \quad (\text{Ec. 2.41})$$

Tabla Nro. 1 Limites de régimen de flujo horizontal.

REGIMEN DE FLUJO	LIMITE
SEGREGADO	$\lambda_r < 0.01$ Y $N_{FR} < L_1$ O $\lambda_r \geq 0.02$ Y $N_{FR} < L_2$
TRANSICION	$\lambda_r \geq 0.01$ Y $L_2 < N_{FR} < L_3$
INTERMITENTE	$0.01 \leq \lambda_L < 0.4$ Y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ O $\lambda_r \geq 0.4$ Y $L_2 < N_{FR} \leq L_2$
DISTRIBUIDO	$\lambda_L < 0.4$ Y $N_{FR} \geq L_1$ O $\lambda_r \geq 0.4$ Y $N_{FR} > L_2$

$$N_{FR} = 7734,9 \frac{v}{\nu} \quad (\text{Ec. 2.42})$$

$$\lambda_L = \dots \quad (\text{Ec. 2.43})$$

Con λ_L y N_{FR} , se obtienen las constantes L gráficamente.

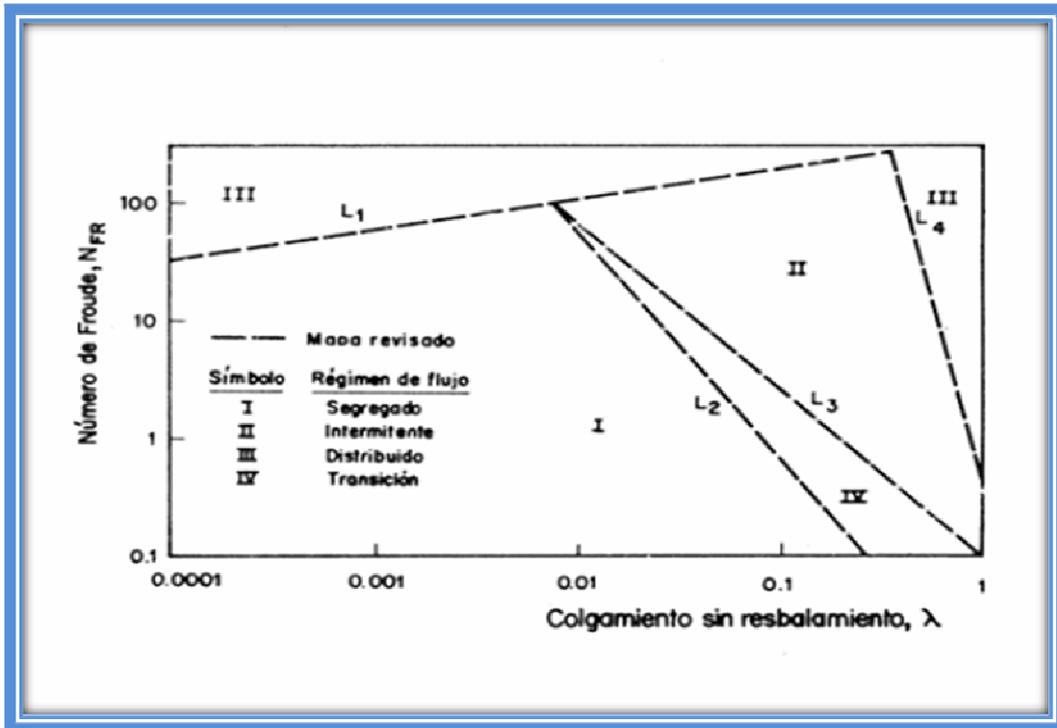


Figura Nro. 8 Grafica para obtener las constantes L.

Analíticamente:

$$L_1 = 316 * \lambda_I^1 \quad (\text{Ec. 2.44})$$

$$L_2 = 0.9252 \times 10^{-3} * \lambda_I^{-1} \quad (\text{Ec. 2.45})$$

$$L_3 = 0.1 * \lambda_I^{-1} \quad (\text{Ec. 2.46})$$

$$L_4 = 0.5 * \lambda_I^{-1} \quad (\text{Ec. 2.47})$$

$$H_{L(0)} = \quad (\text{Ec. 2.48})$$

Tabla Nro. 2 Valores de las constantes para los regímenes de flujo

PATRON DE FLUJO	A	B	C
SEGREGADO	0.98	0.4846	0.0868
INTERMITENTE	0.845	0.5351	0.0173
DISTRIBUIDO	1.065	0.5824	0.0609

Cuando el flujo cae en el régimen de transición, el factor de entrampamiento de líquido debe ser calculado usando la ecuación del regímen intermitente y segregado con el siguiente factor de peso:

$$H_{L(TRANS)} = A * H_{L(SEGR)} + (1 - A) * H_{L(IN)} \quad (\text{Ec. 2.49})$$

Donde:

$$A = \frac{L_i}{L_t} \quad (\text{Ec. 2.50})$$

$$\rho_n = \rho_L * \lambda_L + \rho_g * (1 - \lambda_L) \quad (\text{Ec. 2.51})$$

Si existe inclinación en la tubería, el H_L debe ser corregido utilizando:

$$H_L(\theta) = H_L(0) \quad (\text{Ec. 2.52})$$

Donde:

$$\Psi = 1 - C (\text{Sen}(1,8 \theta) - 0.333) \quad (\text{Ec. 2.53})$$

Donde θ es el ángulo de inclinación de la tubería en relación a la horizontal,
y

$$C = (1 - \ln(d * \dots * \dots)) \quad (\text{Ec. 2.54})$$

Donde:

λ : Factor de entrampamiento sin deslizamiento.

N_{LV} : Numero de velocidad del líquido.

d,e,f y g: constantes del régimen de flujo.

Tabla Nro. 3 Constantes para los regímenes de flujo

PATRÓN DE FLUJO	Θ	D	E	f	G
SEGREGADO	0	0.011	- 3.768	3.539	-1.614
INTERMITENTE	0	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
DISTRIBUIDO	0			C=0	$\Psi=1$
TODOS	< 0	4.70	-0.3692	0.1244	-0.5056

2.10.2 Eaton y colaboradores

Esta correlación fue propuesta en 1966 y esta basada en datos de campo. Las pruebas fueron realizadas en tuberías de 2 pulg y 4 pulg de diámetro, cada una de ellas con 1700 pies de longitud. Los parámetros estudiados fueron:

- Variación de tasa de liquido entre 50 y 5500 BN.
- Variación de la tasa de gas entre 0 y 10 MMPCN/D.
- Variación de la viscosidad del liquido entre 1 y 13.5 Cps.
- Presión media del sistema entre 70 y 950 Lpc.
- Entrampamiento del líquido entre 0 y 1.
- Patrón de flujo.
- Caída de presión.

Ecuación general para el gradiente de presión:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right) = \frac{43.539 \cdot f_{TP}}{\epsilon_{ng} \cdot d^5 \cdot (1. \dots)} \quad (\text{Ec. 2.55})$$

Donde:

$$EK = \frac{V_L \cdot \Delta(V_L^2) + V_E \cdot V_E}{9266.1 \cdot \left[\frac{V_L}{l_L} + \frac{V_E}{l_E} \right]} \quad (\text{Ec. 2.56})$$

Definición de parámetros:

$$Y = \left(\frac{V_L}{V_m} \right)^{0.1} \cdot \dots \quad (\text{Ec. 2.57})$$

Donde:

$$X = \frac{22737 \cdot (V_E \cdot V)}{\mu_E \cdot d^{2.25}} \quad (\text{Ec. 2.58})$$

Con X e Y se obtiene f_{TP} gráficamente:

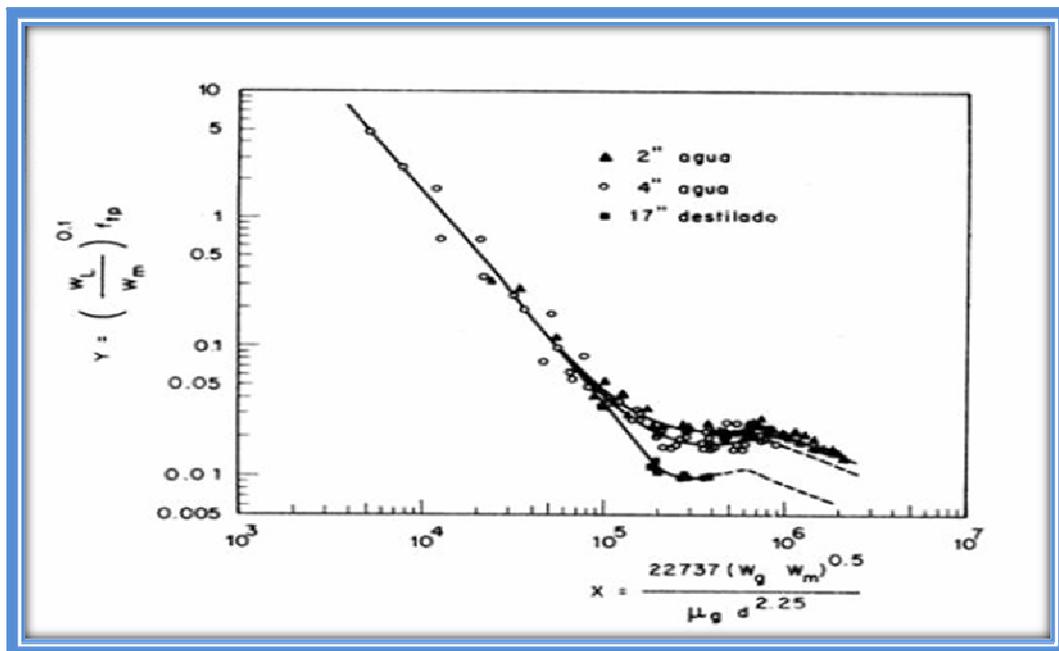


Figura Nro. 9 Grafica para la obtención de f_{TP}

Analíticamente:

Para obtener las velocidades reales de líquido (V_L) y del gas (V_g), es necesario conocer el colgamiento del líquido (HL) en cualquier parte de la tubería.

Se requiere determinar primero el valor de ψ mediante la siguiente ecuación:

$$\psi = \left[\frac{N_{LV}^{0.575}}{N_{gV} * N_d^{0.0277}} * \left(\frac{P}{14.7} \right)^{0.05} * \left(\frac{N_L}{0.00226} \right)^{0.1} \right] \quad (\text{Ec. 2.59})$$

Para:

$$0.001 \leq \psi \leq 0.11$$

$$H_L = 0.109992 + 0.030058 X - 0.00137 \quad (\text{Ec. 2.60})$$

$$X = 100\psi \quad (\text{Ec.2.61})$$

Para:

$$0.11 < \psi \leq 10.0$$

$$H_L = 0.787768 + 0.038268X - 0.002135X^2 - 0.000027X^3 + 7 * 10^{-6} \quad (\text{Ec. 2.62})$$

$$X = \frac{(\log \psi - 0.1)}{0.1} \quad (\text{Ec. 2.63})$$

Para obtener los Δ de las velocidades:

$$\Delta(V_L^2) = V_{L_2}^2 - \quad (\text{Ec. 2.64})$$

$$\Delta(V_g^2) = V_{g_2}^2 - \quad (\text{Ec. 2.65})$$

Si las pérdidas por fricción son despreciables no es necesario determinar H_L :

Si $X \leq 60000$

$$Y = 6677920X^{-1.64941} \quad (\text{Ec. 2.66})$$

Si $60000 < X \leq C$

$$Y = 0.01C_1 \quad (\text{Ec. 2.67})$$

$$C = 819194 - 39981.7d + 2838.8d^2 - 73.26d^3 \quad (\text{Ec. 2.68})$$

$$\text{Log } C_1 = 2.37354 - 2.10458r + 0.5757r^3 - 0.14189r^4 + S(0.46 - 0.9373r + 0.45966r^3 - 0.15975r^4) + S^2(0.451 - 0.3629r - 0.1994r^3 + 0.12835r^4) \quad (\text{Ec. 2.69})$$

$$r = \log(0.0001X) \quad (\text{Ec. 2.70})$$

$$S = \log d \quad (\text{Ec. 2.71})$$

Si $X > C$

$$Y = (21.525 - 1.55934d + 0.02278d^2 + 0.00131d^3) X^{-0.49} \quad (\text{Ec. 2.72})$$

2.10.3 Baker

Esta corrección esta basada en el trabajo de Lockhart y Martinelli, pero incorporando una ecuación para cada uno de los regímenes de flujo propuestos por Baker.

Los parámetros de correlación de Lockhart y Martinelli Φ_L , Φ_g y X fueron definidos como:

$$\Phi_L = \left(\frac{[\Delta P / \Delta L]_m}{[\Delta P / \Delta L]_L} \right)^{0.5} \quad (\text{Ec. 2.73})$$

$$\Phi g = \left(\frac{[\Delta P / \Delta L]_m}{[\Delta P / \Delta L]_g} \right)^{0.5} \quad (\text{Ec. 2.74})$$

$$X = \left(\frac{[\Delta P / \Delta L]_L}{[\Delta P / \Delta L]_g} \right)^{0.5} \quad (\text{Ec. 2.75})$$

Baker propuso la siguiente ecuación general para los siguientes patrones de flujo, suponiendo que ambas fases fluyen en forma turbulenta:

$$X = \frac{a * X^b}{L^c} \quad (\text{Ec. 2.76})$$

Tabla Nro. 4 constantes del régimen de flujo

Patrón de flujo	A	B	C
BURBUJA	14.2	0.75	0.1
TAPON	27.315	0.855	0.17
ESTRATIGRAFICADO	15400	1.0	0.8
ONDULADO	15400	0.75	0.65
DISPERSO	4.8- 0.3125 Φ t	0.343- 0.021 Φ T	0

Para identificar el patrón de flujo será necesario analizar las condiciones de límite, las cuales se presentan a continuación:

Tabla Nro. 5 Limites de patrón de flujo

PATRON DE FLUJO	LIMITE
BURBUJA	\geq $N_X \geq 264$ Y $N_Y \geq 18000$
TAPON	$N_Y \leq L_3$ Y $L_1 > N_Y \geq L_2$
ESTRATIFICADO	$L_2 > N_Y \leq L_4$
ONDULADO	$L_2 > N_Y > L_4$
DISPERSO	$N_X < 264$ Y $L_3 < N_Y \geq L_2$

Donde:

$$L_1 = 10^{5.87-0.667L} \quad (\text{Ec. 2.77})$$

$$L_2 = 10^{4.2673-0.6687L} \quad (\text{Ec. 2.78})$$

$$L_3 = 10^{3.02+0.51L} \quad (\text{Ec.2.79})$$

$$L_4 = 10^{3.78-0.2199L} \quad (\text{Ec. 2.80})$$

Con

$$N_X = \frac{W_L * \lambda * \Psi}{W_g} \quad (\text{Ec. 2.81})$$

$$N_Y = \frac{W_g}{\lambda} \quad (\text{Ec. 2.82})$$

$$\lambda = \left[\left(\frac{\rho_g}{0.0764} \right) * \left(\frac{\rho_L}{624} \right) \right]^{0.5} \quad (\text{Ec. 2.83})$$

$$\Psi = \left(\frac{72}{\sigma_L} \right) \left[\mu_L * \left(\frac{624}{\rho_L} \right) \right]^{1/3} \quad (\text{Ec.2.84})$$

Donde:

W_L : velocidad de la masa de liquido, Lb/h.

W_g : velocidad de la masa de gas, Lb/h.

Las velocidades de masa de los fluidos, en Lb/ h, se obtiene mediante las ecuaciones:

$$W_L = 0.234 * Q_o * \left(B_o + \frac{f_w * B_w}{1 - f_w} \right) \left[\rho_o + f_w * (\rho_w - \rho_o) \right] \quad (\text{Ec. 2.85})$$

$$W_g = 0.234 * Q_o * \rho_g * (RGP - R_S) * B_g \quad (\text{Ec. 2.86})$$

BAKER expreso las perdidas por fricción en términos de ecuación de Fanning.

Así, los gradientes de presión para cada fase vienen dados por:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_L = \frac{f_L * \rho_L * Q_L^2}{3.38 * 10^{11} * \phi_t^5} \quad (\text{Ec. 2.87})$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_g = \frac{f_g * \rho_g * Q_g^2}{3.38 * 10^{11} * \phi_t^5} \quad (\text{Ec. 2.88})$$

Donde:

Φ : Diámetro interno de la tubería, pies.

Q_L y Q_g : tasas de producción de líquido y gas a condiciones de flujo, BN/día.

ρ_L y ρ_g : Densidades del líquido y del gas, Lb/pie³.

$$Q_L = Q_o * \left(B_o + \frac{f_w * B_w}{1 - f_w} \right) \quad (\text{Ec. 2.89})$$

$$W_g = Q_o * (RGP - R_s) * B_g \quad (\text{Ec. 2.90})$$

El gradiente de presión bifásico se obtiene mediante:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_f = \Phi_m^2 \left[\frac{\Delta P}{\Delta L} \right]_g \quad (\text{Ec. 2.91})$$

Los factores de fricción de ambas fases f_L y f_g son calculados mediante la ecuación de Jain o de Colebrook, a pesar de que los gradientes de presión son expresados en la formula de Fanning.

Los números de Reynolds para cada fase en flujo simple son obtenidos mediante:

$$NRE_{(L)} = 0.1231 * \frac{\rho_L * Q_L}{\mu_L * \phi_t} \quad (\text{Ec. 2.92})$$

$$NRE_{(L)} = 0.1231 * \frac{\rho_g * Q_g}{\mu_g * \phi_t} \quad (\text{Ec. 2.93})$$

Para incluir el efecto de elevación en tuberías inclinadas se propone anexar el factor correspondiente a la energía potencial. Entonces. La caída de presión total, excluyendo las perdidas debida al movimiento, es expresada por la ecuación:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_f = \frac{\rho_m}{144} * \text{Sen}\theta * \left[\frac{\Delta P}{\Delta L} \right]_f \quad (\text{Ec. 2.94})$$

ρ_m : densidad de la mezcla, Lb/pie³.

θ : ángulo de inclinación.

El factor de entrapamiento del líquido, H_L , puede ser calculado mediante la expresión por Flanigan:

$$H_L = \frac{1}{1 + 0.3264 * v_{sg}^{1.006}} \quad (\text{Ec. 2.95})$$

2.10.4 Lockhart & Martinelli

Lockhart y Martinelli fueron los primeros en presentar una correlación práctica, desarrollada en la Universidad de California en 1949. El estudio fue llevado a efecto en tuberías pequeñas, con diámetros entre 0.0586pulg y 1 pulg.

Los autores propusieron cuatro correlaciones de perdidas de presión para cuatro mecanismos de flujo diferentes, a saber:

- Ambas fases fluyendo viscosamente.
- Flujo turbulento de ambas fases.
- Una fase fluyendo viscosamente y la otra de manera turbulenta.

Lockhart y Martinelli definieron tres parámetros de correlación, en función de las caídas de presión de cada fase suponiendo que ellas fluyeran solas y de la caída de presión ocurre prácticamente en las secciones de tubería con flujo hacia arriba y que la caída de presión total en la línea disminuye a medida que aumenta el flujo de gas.

El cálculo de gradiente se da a través de las siguientes ecuaciones:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T = \Phi_L^2 \left(\right) \quad (\text{Ec. 2.96})$$

○

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T = \Phi_L^2 \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_L + \Phi_G^2 \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_G \quad (\text{Ec. 2.97})$$

y

$$X = \sqrt{\frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_L}{\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_G}} = \sqrt{\frac{\Phi_L^2}{\Phi_G^2}} \quad (\text{Ec. 2.98})$$

Donde:

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_L$: Gradiente de presión que existiera si solo fluyera líquido.

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_G$: Gradiente de presión que existiera si solo fluyera gas.

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T$: Gradiente total de presión.

Calculo del gradiente de presión suponiendo que solo fluye líquido:

$$\Delta P_L = 1.1476 \times 10^{-5} \frac{f \cdot q \cdot L}{d^5} \quad (\text{Ec. 2.99})$$

Donde:

f : Factor de fricción.

γ : Gravedad específica del líquido.

q : Caudal, pie³/seg.

L : Longitud, pie.

d : Diámetro de la tubería, pie.

$$f = \frac{163.5}{Re} \quad (\text{Ec. 2.100})$$

De igual forma se trabaja con el gas si existiese.

CAPITULO III: DESARROLLO DEL PROYECTO

Este Trabajo fue llevado a cabo con la finalidad de realizar un análisis estadístico de algunas de las correlaciones de flujo multifásico horizontal e inclinado, para así comparar la correlación que mejor presente resultados con respecto a el simulador seleccionado PIPEPHASE versión 8.1 a utilizar de acuerdo a las condiciones del sistema dado, siendo para ello necesario utilizar la metodología que a continuación se describe:

3.1 Revisión bibliográfica

Durante esta primera etapa se revisaron las bibliografías relacionadas con el tema en estudio, a fin de explicar la importancia y dar el primer y mejor enfoque en la elaboración del trabajo. Esta revisión es continua y se extiende durante el desarrollo de todo el proyecto, siendo más intensa al comienzo de la investigación, debido a que es en esta etapa donde se logra la familiarización con el tema, con el fin de establecer posibles correlaciones de flujo multifásico horizontal e inclinado a utilizar para luego hacer la comparación con el simulador. Toda la información teórica referente a la investigación se obtuvo a través de material bibliográfico relacionado con el tema gradientes de presión, correlaciones de flujo multifásico horizontal e inclinado, etc. Este material bibliográfico obedece a tesis de grado encontradas en la biblioteca central de la Universidad de Oriente, información vía electrónica recopilada desde internet, informes técnicos entre otros.

3.2 Descripción del sistema para obtener la caída de presión de una línea de flujo.

En este objetivo se conocerá el proceso para el cálculo de caída de presión el cual juega un rol muy importante en la línea de flujo multifásico horizontal e inclinado para el transporte del mismo de la localización AREAS 2011 hasta la Estación de Flujo. El sistema a estudiar consta de 4 tramos de tuberías que van desde el cabezal del pozo A-10 hasta el separador. El primer tramo es una línea de flujo horizontal el cual tiene una longitud de 4921,2 pies, seguido de una línea de flujo con un ángulo de inclinación negativo de $0,5588^\circ$ con 3280,84 pies de longitud. Posteriormente unido a estas hay una línea de flujo con una longitud de 3280,84 pies con un ángulo de inclinación positivo de $0,8732^\circ$, por ultimo se tiene un tramo que consta de 4921,2 pies de longitud horizontal.

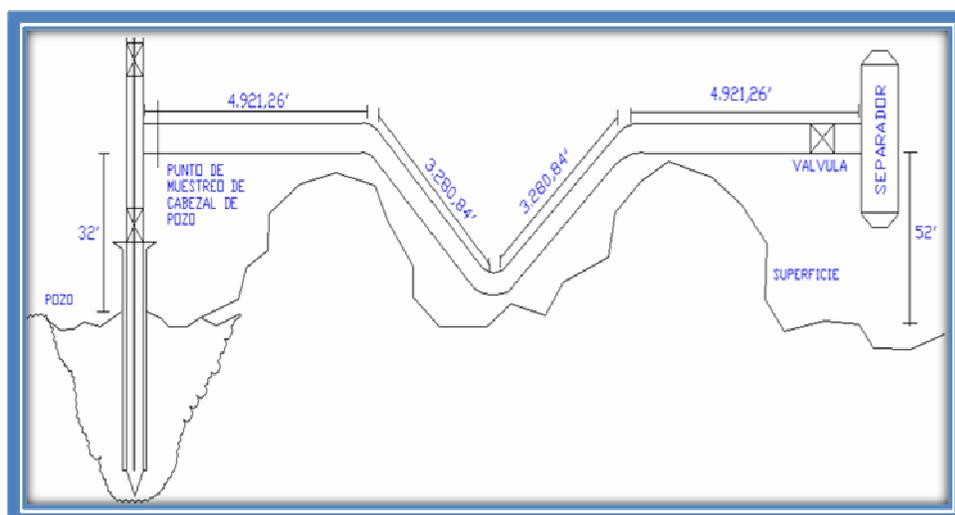


Figura Nro. 10 Diagrama del sistema en estudio

3.3 Definición las condiciones y características del sistema en estudio

El sistema en estudio parte del cabezal del pozo A-10 a unas condiciones de temperatura y presión de 120°F Y 500 psi respectivamente y maneja un fluido multifásico el cual presenta una serie de condiciones las cuales se muestran en la tabla siguiente:

Tabla Nro. 6 Datos del sistema en estudi

Presión entrada (Psig)	500
Temperatura (°F)	120
Diámetro (pulg)	4
g	0,65
°API	42
qo (BPD)	2000
RGP(Pc/BN)	1000
Area (pul2)	12,56636
Gc	32,174
L (pie)	16404.08
θ1	-0,5588
θ2	0,8732

3.4 Calcular las caídas de presión a través de las correlaciones en el sistema de tubería horizontal e inclinada con flujo multifásico con la hoja de calculo Microsoft Excel 2007

El programa es un paquete realizado en una hoja de calculo Microsoft Excel, el cual contiene la siguientes correlaciones de flujo multifásico horizontal e inclinado: Beggs and Brill y Eaton y Colaboradores, con los cuales se desarrolla el presente estudio. Esta herramienta nos permite obtener de manera práctica los gradientes de presión de un pozo dado del cabezal al separador mediante dichas correlaciones, además de reflejar el comportamiento de las curvas de gradiente de presión para cada caso.

A continuación se presentan las ventanas o componentes que integran el programa desarrollado en el presente estudio:

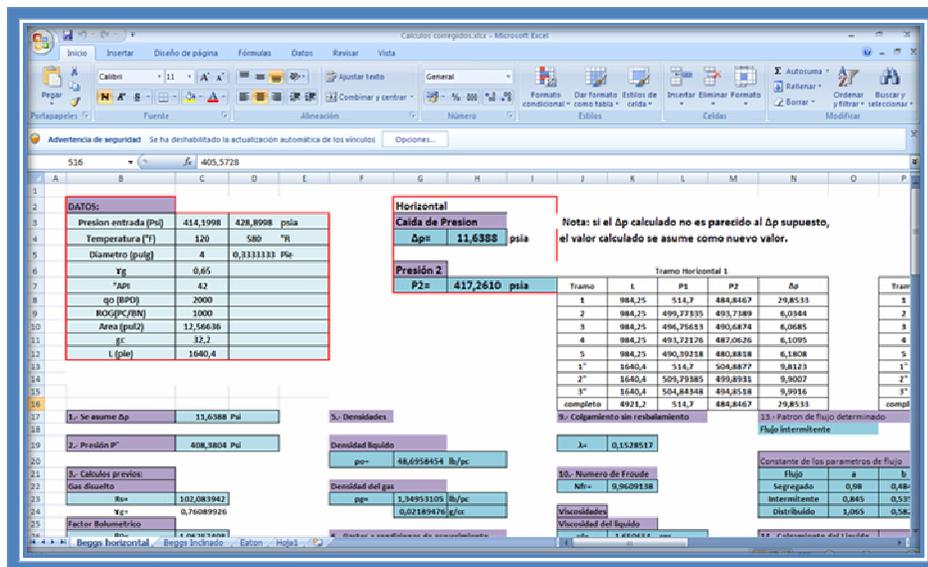


Figura Nro. 11 Representación del programa realizado en Microsoft Excel por ambos métodos de correlación.

3.4.1 Procedimiento Aplicado

La determinación de dicha correlación se realizó mediante la herramienta Microsoft Excel. Una vez introducidos los datos de la línea de flujo en el programa, se procede a realizar los cálculos con las diferentes correlaciones de flujo multifásico horizontal e inclinado que ofrece la hoja de cálculo.

Los resultados obtenidos se muestran en las gráficas de presión con profundidad, las cuales permiten comparar las diferentes curvas con el

comportamiento de acuerdo al tramo establecido (línea completa, por tramos al azar y según la premisa correspondiente) Se escogerá la correlación que mas se ajuste a las condiciones reales de perfil de presión dada por el simulador y por ende la que presente menor porcentaje de desviación.

A continuación podemos apreciar la muestra de cálculo para los métodos Beggs and Brill y Eaton para obtener la caída de presión en una línea de flujo.

3.4.2 Muestra de cálculo

3.4.2.1 Beggs and Brill

ESCENARIO 1: Horizontal 1

Se supone un $\Delta p = 100 \text{ psi}$

Se calcula la $P'' = P_{\text{prom}}$ en el intervalo

$$P'' = P_1 - \Delta p / 2 = 450 \text{ psi}$$

Con el análisis PVT o con las correlaciones apropiadas (mostrada en este mismo capítulo) se calcula:

$R_s, \beta_o, \beta_w, \mu_o, \mu_g, \mu_w, \sigma_o, \sigma_w, Z_g$ a condiciones de P'' y T .

Calcular la densidad relativa:

$$\text{Con la ecuación 2.8 } \rho_{API} = \frac{141,5}{131,5 + 42} = 0,82$$

Calcular las densidades del líquido y del gas:

Usando la ecuación 2.20 se tiene que:

$$\rho_l = \frac{(350 * 0,82) + (0,0764 * 104 * 0,65)}{5,615 * 1,064} = \frac{48,44 \text{ lbm}}{\text{pie}^3}$$

$$\rho_g = \frac{0,0764 * 0,65 * 464,7 * 520}{14,7 + 580 + 0,94} = 1,4905 \text{ lbm/pie}^3$$

Calcular los gastos de gas y líquido:

$$q_g = \frac{3,27 * 10 - 7 * 0,94 * 2000 * (1000 - 104) * 580}{\square + 14,7} = \frac{0,1392 \text{ pie}^3}{s}$$

$$q_l = 6,49 * 10 - 5 * 2000 * 1,064 = 0,1381 \text{ bm/pie}^3$$

Calcular las velocidades superficiales del gas, líquido y de la mezcla:
Utilizando las ecuaciones 2.13, 2.14 y 2.15:

$$V_{SG} = \frac{0,6894 \cdot 144}{12,56} = 7,6902$$

$$V_{SL} = \frac{0,1381 \cdot 144}{12,56} = 1,5962$$

$$V_m = 7,6902 + 1,5962 = 9,2864 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Calcular el flujo total del gasto másico del líquido y gas:

$$G_l = 48,44 \times 1,5962 = 77,3206 \frac{\text{lbm}}{\text{Spie}^2}$$

$$G_g = 1,4905 \times 7,6902 = 11,4627 \frac{\text{lbm}}{\text{Spie}^2}$$

$$G_T = 88,7833 \frac{\text{lbm}}{\text{Spie}^2}$$

Calcular el contenido de líquido de entrada:

Usando la ecuación 2.12 $\lambda_G = \frac{0,1381}{0,1382 + 0,1392} = 0,1718$

Utilizando la ecuación 2.43 se tiene que:

$$NFr = \frac{9,2864^3}{32,2 \cdot 0,33} = 8,0345$$

Calcular el número de Reynolds si resbalamiento, usando la ecuación 2.37 y 2.36

$$\mu_m = (1,509 \times 0,1718 + 0,01244 \times (1 - 0,1718)) = 0,2698 \text{ cps}$$

$$NRe = \frac{88,78 \cdot 0,3333}{0,2698 \cdot 6,72 \cdot 10^{-4}} = 16365$$

Numero de velocidad del líquido:

$$NLv = 1,938 \times 1,5962 \left(\frac{48,43}{26,706} \right)^{0,25} = 3,5900$$

Determinar el patrón de flujo que existe en el flujo horizontal, usando las ecuaciones 2.45, 2.46, 2.47 y 2.48.

$$L_1 = 316 * 0,1718^{0,302} = 185,6653$$

$$L_2 = 0,9252 \times 10^{-3} * 0,1718^{-2,4684} = 0,0714$$

$$L_3 = 0,1 * 0,1718^{-1} = 1,2886$$

$$L_4 = 0,5 * 0,1718^{-6,738} = 71104,259$$

Determinar el patrón de flujo de acuerdo a la tabla Nro. 1.

Se determinó un flujo intermitente.

Colgamiento horizontal:

Usando la ecuación 2.49 se tiene que:

$$HL(0) = \frac{0,845 * 0,1718}{3,0345 * 0,01} = 0,3176$$

Factor de fricción:

Usando las ecuaciones 2.34, 2.35, 2.39, 2.40 y 2.41.

$$f_{TP}' = 1,4655 * 0,0163 = 0,0239$$

Donde:

$$f_n = \left[2 * \log \left(\frac{390387,11}{45223 * \log 390387,11 - 3,8215} \right) \right]^{-2} = 0,01633$$

$$\frac{f_{TP}}{f_n} = e^{0,3826} = 1,4655$$

$$S = \frac{Ln1,7032}{-0,0523 + 3,182Ln1,7032 - 0,8725(Ln1,7032)^2 + 0,01853(Ln1,7032)^3} = 0,3822$$

$$X = \frac{0,1668}{0,3123} = 1,7032$$

Calculo de la caída de presión:

Usando la ecuación 2.32

$$(\Delta p) = \frac{43.539 * f_{TP} * V_m^2}{\rho_{ng} * d^5 * (1 - EK)} = 31,4429 \text{ psia}$$

Como el Δp calculado no es parecido al Δp supuesto, se repite el procedimiento con el Δp calculado, hasta que estos sean muy cercanos.

De igual forma se procede a realizar los cálculos para los tres escenarios restantes y los resultados se mostraran en capítulo IV, tablas Nro. 7,8 y 9

Nota: para los escenarios 2 y 3 se debe tomar en cuenta el ángulo de inclinación y las ecuaciones a utilizar son 2.53, 2.54 y 2.55.

3.4.2.2 Eaton y Colaboradores

ESCENARIO 1: Horizontal 1

Conociendo P1, suponer el valor de P2

P2=450psi

Presión promedio (P'')

$$\square P'' = \frac{500 + 450}{2} = 475 \text{ psi}$$

Con el análisis PVT o con las correlaciones apropiadas (mostrada en este mismo capítulo) se calcula:

R_s , β_o , β_w , μ_o , μ_g , μ_w , σ_o , σ_w , Z_g a condiciones de P'' y T. También se deben calcular a condiciones de P'' y T los pasos 4 y 5 utilizados para la muestra de cálculo de Beggs and Brill en el escenario 1.

Calculo de flujo:

$$W_l = \frac{5,6146 * 2000 * 47.40}{86400} = 6,1607 \text{ lbm/s}$$

$$W_g = \frac{0,0764 * 0,65 * 2000 (1000 - 129.39)}{86400} = 1,00089 \text{ lbm/s}$$

Calculo del colgamiento del líquido a la P1 y P2:

4.1 Para la P1:

$$q_{s1} = \frac{3,27 * 10^{-7} * 0,94 * 2000 * (1000 - 129,39) * 580}{500 + 14,7} = 0,6018 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

Calcular las velocidades superficiales del gas, líquido y de la mezcla:
Utilizando las ecuaciones 2.13, 2.14 y 2.15:

$$V_{SG1} = \frac{0,6018 \cdot 144}{12,56} = 6,896$$

$$V_{SL1} = \frac{0,1381 \cdot 144}{12,56} = 1,489$$

$$V_{m1} = 6,8965 + 1,4893 = 8,3858 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Valor de Ψ , mediante la ecuación 2.60:

$$\Psi = \left[\frac{N_{LV}^{0,575}}{N_{gV} * N_d^{0,0277}} * \left(\frac{P}{14,7} \right)^{0,05} * \left(\frac{N_L}{0,00226} \right)^{0,1} \right]$$

Donde:

$$N_{gV} = 1,938 * 6,8965 * \left(\frac{47,40}{26,706} \right)^{0,25} = 15,42$$

$$N_{LV} = 1,938 * 1,4893 * \left(\frac{47,40}{26,706} \right)^{0,25} = 3,33$$

$$N_d = \frac{120,872}{12} * 4'' * \left(\frac{47,40}{26,706} \right)^{0,5} = 53,6782$$

$$N_L = 0,15726 * 1,5097 * \left(\frac{1}{47,40 * 26,706^3} \right)^{0,25} = 0,00770$$

$$\frac{P_1}{P_{cs}} = \frac{514,7}{14,7} = 35,015$$

Se introducen todos los valores en la ecuación 2.60 y $\Psi = 0,15659$

Y de acuerdo a las ecuaciones 2.61, 2.62, 2.63 y 2.64 se obtiene el

$$H_{11} = 0,330$$

De igual forma se repiten los cálculos del paso 4 para la P2, los resultados se mostraran en el capítulo IV en las tablas Nro. 8,9 y 10

Calculo de los Δ de velocidades:

Se utilizan las ecuaciones 2.65 y 2.66

$$\Delta(v_1)^2 = 0,3559 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$\Delta(v_2)^2 = 0,7850 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Calculo del factor de Fricción:

Usando la ecuación 2.58 se determina el factor de fricción.

$$f = 0,005649$$

Calculo de la caída de presión:

Usando la ecuación 2.55, se sustituyen todos los valores

$$\left(\frac{\Delta p}{\frac{43.539 * f_{TP} * V_m^2}{\ell_{ns} * d^5 * (1 - EK)}} \right) = \Delta L$$

$$\Delta p = 36403,3459 \text{ pies}$$

Nota: si el Δx calculado no es parecido a la longitud del tramo, se asume otra P2 hasta que se cumpla la condición.

De igual forma se procede a realizar los cálculos para los tres escenarios restantes y los resultados se mostraran en capítulo IV, tabla Nro. 10,11 y 12.

3.5 Comparación los resultados de la caída de presión por medio de las correlaciones usando una hoja de calculo Microsoft Excel 2007 y con el simulador PIPEPHASE versión 8.1

El PIPEPHASE versión 8.1 es un programa de simulación de flujo de fluidos en redes de tuberías y en tuberías simples en estado estacionario, el cual fue desarrollado por la empresa "SimulationSciences, Inc.", (SimSci).

El programa de simulación PIPEPHASE versión 8.1 maneja los siguientes conceptos:

a) **Tramo o link:** es un tramo largo de tubería entre dos nodos. Un link está formado por uno o más equipos, tales como equipos de flujo o tuberías, o equipos de proceso (bombas, compresores, válvulas, etc.)

b) **Tubería o pipe:** es un elemento que forma parte del link, es decir un tramo de tubería.

c) **Nodo o junction:** Es la conexión entre los equipos que conforman un sistema de tubería.

d) **Fuente o source:** es un extremo de la red o link, de donde proviene el fluido, también se considera nodo.

e) **Destino o sink:** es un extremo de la red o link, donde llega el fluido, también se considera nodo.

Estructura del Programa PIPEPHASE: La entrada (INPUT) del programa está conformada por las siguientes ventanas o categorías que van apareciendo en el siguiente orden:

a) **Descripción de la simulación (Simulation Description):** Esta es la primera ventana que se muestra, al momento de iniciar una simulación nueva. En esta ventana se especifican los siguientes datos:

- PROJECT (Nombre del Proyecto).
- PROBLEM (Nombre del Problema).
- USER (Nombre del Usuario).
- DATE (Fecha).
- SITE (Lugar).

b) **Definición de la simulación (Simulation Definition):** En esta ventana se define el tipo de simulación y el tipo de fluido. Según el tipo de simulación se pueden clasificar en:

- NETWORK (Cálculo de Redes de Tubería)
- SINGEL (Cálculo de líneas simples)
- GASLIFT (Cálculo de Sistema Gas Lift)
- PVTGEN (Usado para generar tabla de datos PVT)

Según el tipo de fluido se puede clasificar en:

•BLACKOIL: Dos o tres fases: crudo, gas y agua, donde el crudo es dominante (por defecto).

•CONDENSATE: Dos o tres fases: crudo, gas y/o agua donde el gas es dominante.

- LIQUID: Líquido fase simple. (Hidrocarburos o agua).
- GAS: Gas fase simple (hidrocarburo dominante).

•COMPOTITIONAL: El fluido es representado por componentes definidos, donde la definición es con componentes de librería.

c) Dimensiones (Input Dimention): Esta ventana permite definir el sistema de unidades dimensionales de entrada y de salida del problema. El sistema de unidades que se encuentran en el la base de datos de programa son los siguientes:

- PETROLEUM (Sistema que usa el simulador por defecto).
- ENGLISH
- METRIC
- SI

Pasos a seguir para realizar la Simulación con la herramienta PIPEPHASE versión 8.1 al momento de simular el sistema de tuberías a estudiar, se debe seguir una serie de pasos precisos, donde se toma en cuenta las variables necesarias para la ejecución del proceso de simulación. Estas variables serán mencionadas a continuación.

El primer paso es definir el tipo de simulación que se va a utilizar, como se muestra en la figura Nro. 12.



Figura Nro. 12 Selección del tipo de Simulación

En este caso se seleccionó la opción de modelo de red (Network Model), puesto que esta es la aplicación que trabaja con redes de tubería (ver figura Nro. 12). Luego se define el tipo de fluido que se va a utilizar para la simulación, como se observa en la figura Nro. 13

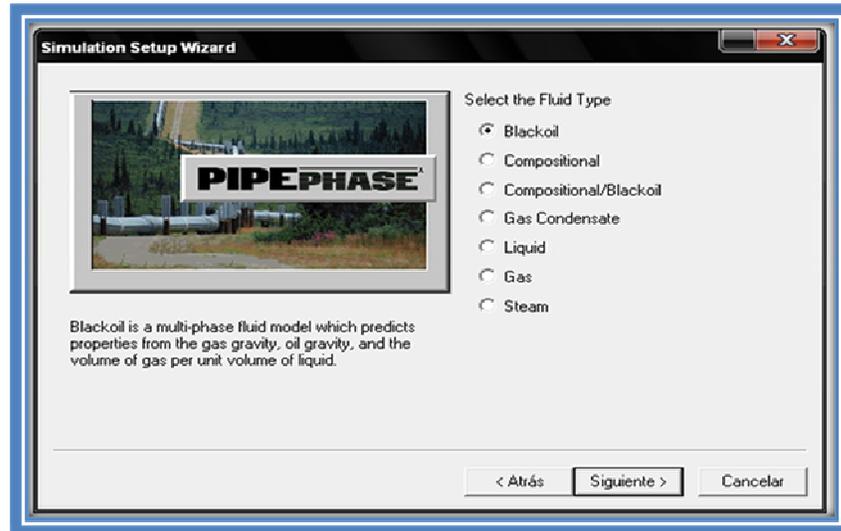


Figura Nro. 13. Selección del tipo de fluido

Se escogió la opción de blackoli porque el fluido transportado por la línea de flujo que se encuentra el cual en tres fase. La selección se puede observar en la figura Nro.13, Luego se procede a seleccionar el tipo de unidades de medida. En PIPEPHASE las unidades han sido arregladas en varios grupos predefinidos, de estos se debe seleccionar el que más se ajuste a las medidas del problema a simular y posteriormente, de ser necesario, se ajustaran las variables a lo deseado. En el presente estudio se selecciono el sistema petrolum porque se adapta de mejor manera al sistema de tuberías que se desea simular (ver figura 14).



Figura Nro. 14 Selección de las unidades a utilizar.

Una vez seleccionadas las unidades aparece una ventana que indica todos los parámetros seleccionados en el simulador, en la figura Nro. 15 se observa los datos seleccionados hasta el momento.

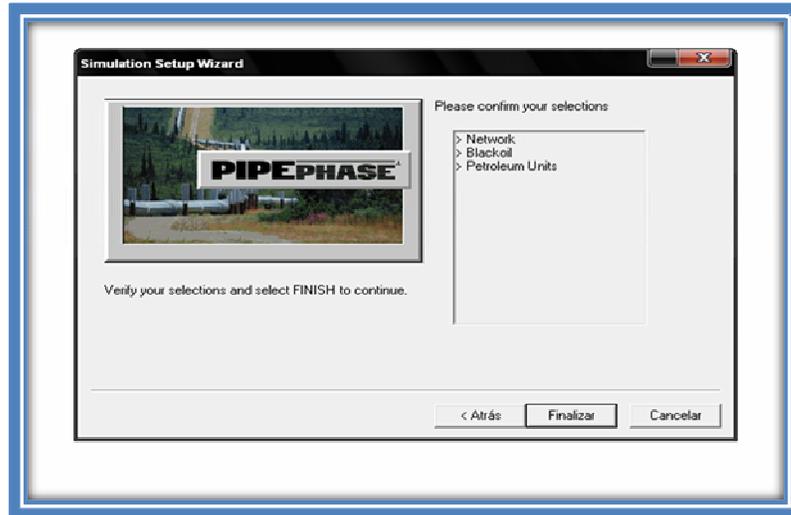


Figura Nro. 15 Parámetros seleccionados

Posteriormente aparece una ventana, que solicita la especificación por la cual se van a calcular las propiedades del fluido por medio de su correlaciones internas. Luego se selecciona (default correlations) para que pueda salir la de elegir cada correlación (ver figura Nro. 16).

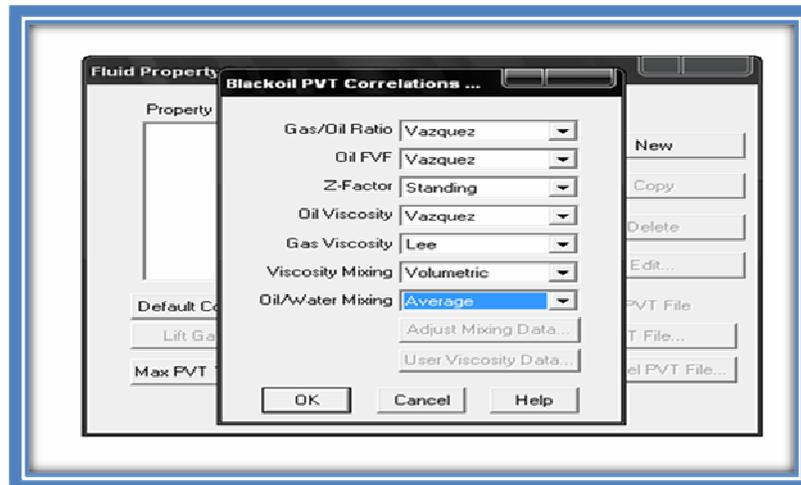


Figura Nro. 16 Selecciones de correlaciones a utilizar

La siguiente ventana nos permite elegir las unidades con que deseamos trabajar en el sistema de manera que no existirá riesgo en convertir el valor predeterminado definido global, se define por el usuario y otros valores que se pueden cambiar manualmente sea necesario (ver Figura Nro. 17).

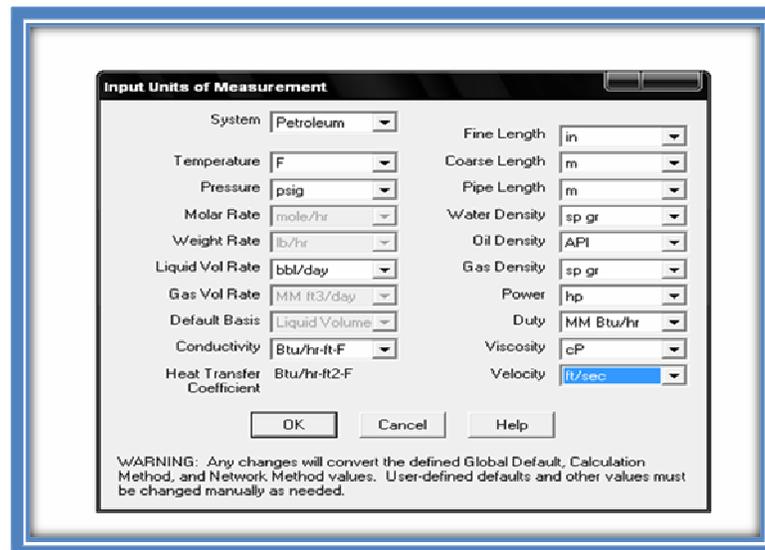


Figura Nro. 17 Cambio de variables de las unidades.

Luego se procede a construir la línea de flujo a simular. Para realizar esto se debe agregar los componentes que conforman el sistema en estudio, los cuales son:

- Fuente (Source): Es un extremo libre de la red o tramo, de donde parte el fluido, también es considerado como un nodo.
- Tramo (Link): Esta formado por uno o más instrumentos de flujo (tubos, accesorios, bombas, separadores, compresores, válvulas, etc.). También se puede decir que es un tramo largo de tubería que se encuentra entre dos nodos
 - Sumidero (Sink): Es un extremo libre de la red o tramo, donde llega el fluido, también se considera un nodo.
 - Tubería (Pipe): Es un elemento que forma parte del tramo, es decir, un tramo de tubería.
 - Codo (Bend): También es un elemento que forma parte del tramo y se utiliza para desviar o inclinar las tuberías.

En este estudio se utilizó una fuente que representa de la línea de flujo AREAS 2011 el cual es el punto de partida del fluido del pozo a la estación (ver figura Nro. 18)

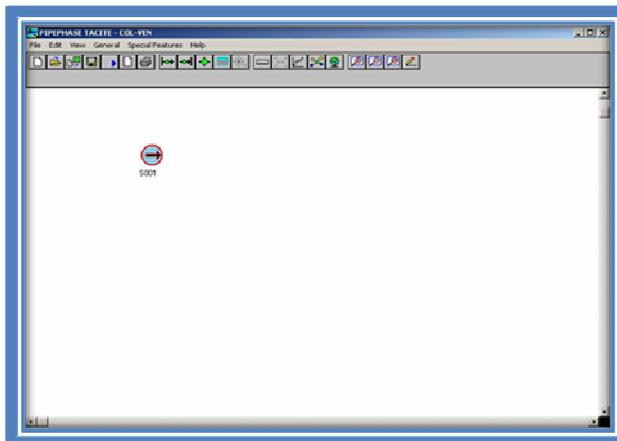


Figura Nro. 18 Fuente

Luego se especifican los parámetros de presión, caudal y temperatura que se van establecer en la fuente (ver figura Nro.19).

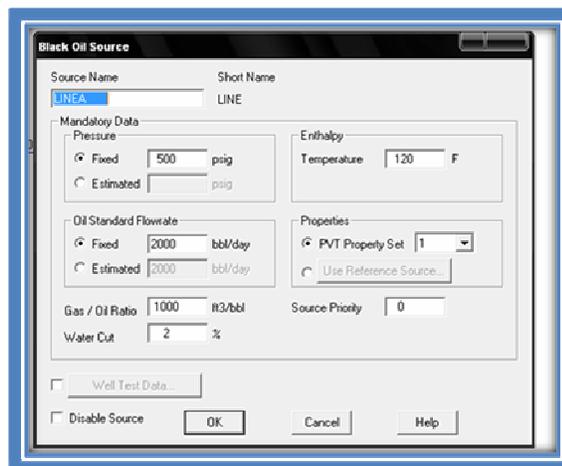


Figura Nro. 19 Especificación de la Fuente

En este paso se deben establecer valores fijos y estimados de los parámetros del sistema. Para el caso en estudio se fija la presión de 500 Psig, se introdujo un del caudal (2000 bb/dia). Además fue necesario establecer la temperatura de operación la cual es 120°F todos son valores fijos.

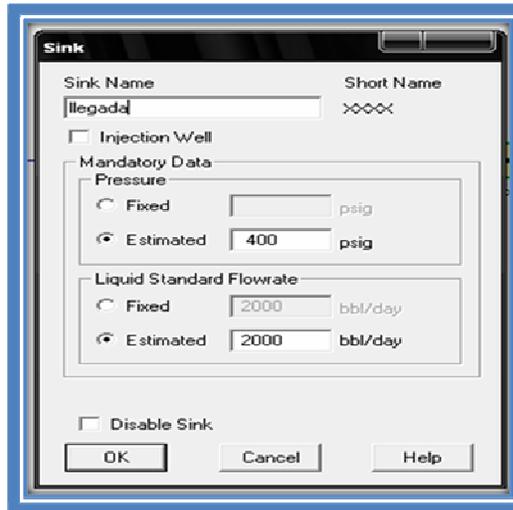


Figura Nro. 20 Especificación de llega a la estación de flujo.

Para la estación que representa la llegada del fluido multifásico se estima una presión de 400 psig y un caudal de 2000 bb/día como valor establecidos (ver figura Nro. 20).

Luego se agregan a la tubería accesoria que van en la línea de flujo, durante este tramo de tubería se colocaron codos de 90 ° para realizar algunos desvíos en el trayecto de la ruta y también se utilizaron estaciones de válvulas para seguridad y control, estas se pueden observar en la figura Nro. 21

Device Name	Data Entry Window	On?	Length (m)	Elevation Change (m)	MWD (m)	Depth (m)
0	AREA	Source				
1	ARE3	Pipe	1500,00			
2	ARE6	Pipe	1000,00	9,75		
3	ARE8	Pipe	1000,00	-15,85		
4	AR9	Bend				
5	ARE9	Pipe	1500,00			
6	ARE1	Sink				

Figura Nro. 21 Accesorios del tramo de tuberías de línea de flujo

Se especifican los parámetros de cada uno de los componentes de este tramo, entre los cuales se tienen los valores del diámetro, longitud, temperatura ambiente, elevaciones y se realiza para las dos correlaciones estudiadas (ver figura Nro. 22, 23 y 24).

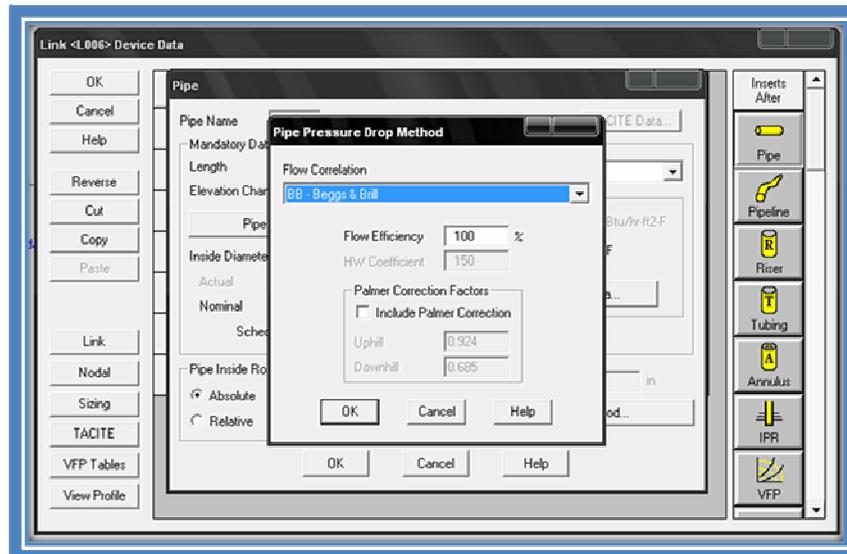


Figura Nro. 22 Especificaciones de la tubería por tramo con la correlación Beggs & Brill.

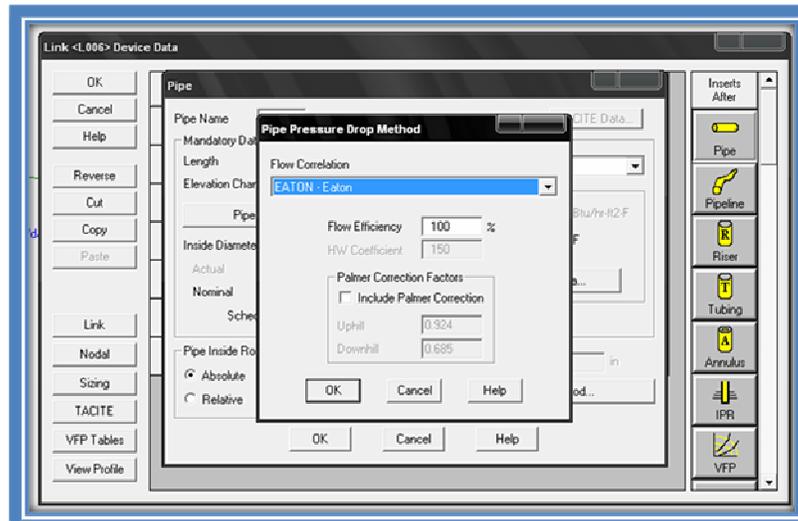


Figura Nro. 23 Especificaciones de la tubería por tramo con la correlación Eaton.

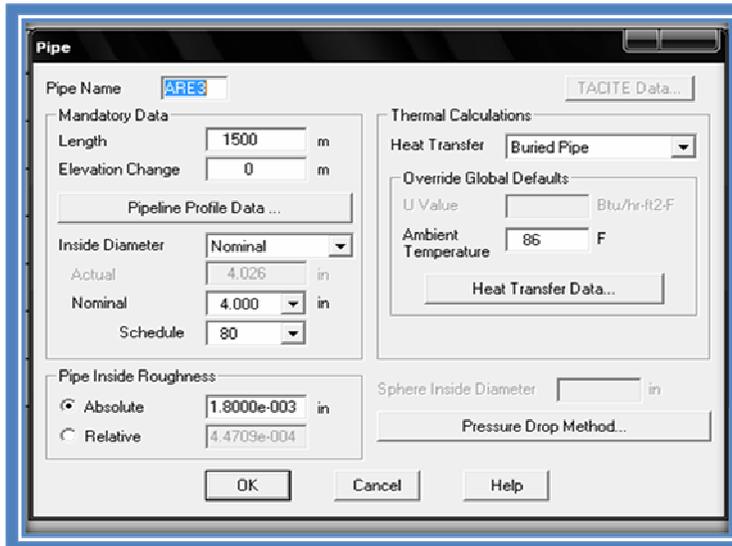


Figura Nro. 24 Especificaciones de la tubería tramo

Sabiendo que las elevaciones son despreciables en la parte horizontal pero en la deflexión tenemos en la tubería descendente 32 pie y en la ascendente de 52 pies, diámetro interno 5,761 pulgadas y tomando el valor de la rugosidad relativa absoluta establecida en la norma se caracterizó el tramo de tubería.

En cuanto a los codos utilizados en el tramo se tomaron codos de 90 °, con un diámetro interno igual al de las tuberías y con un coeficiente de resistencia (K) de 30.000 lo establece el simulador. (Ver figura Nro. 25).

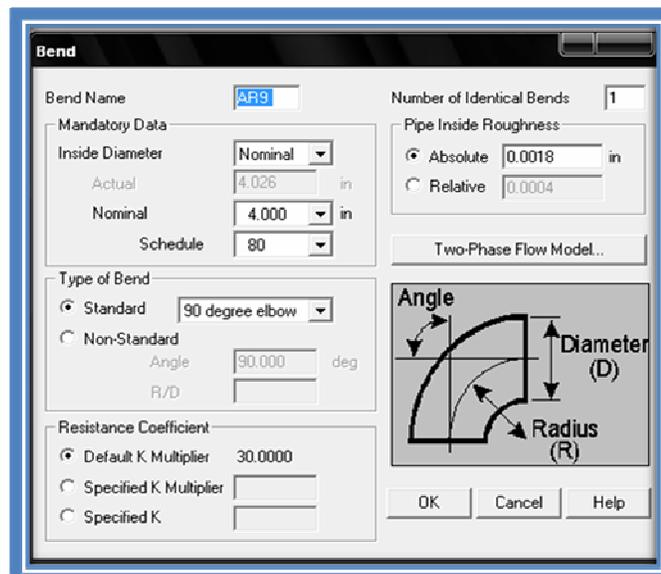


Figura Nro. 25 Especificaciones de los codos tramo

Tendido de la línea de flujo del pozo localización áreas 2011 hasta la estación. Una vez introducido todo los parámetros y valores establecidos para hacer una efectiva Finalmente ya establecido todos los parámetros requerido para la simulación se logra el línea de flujo.

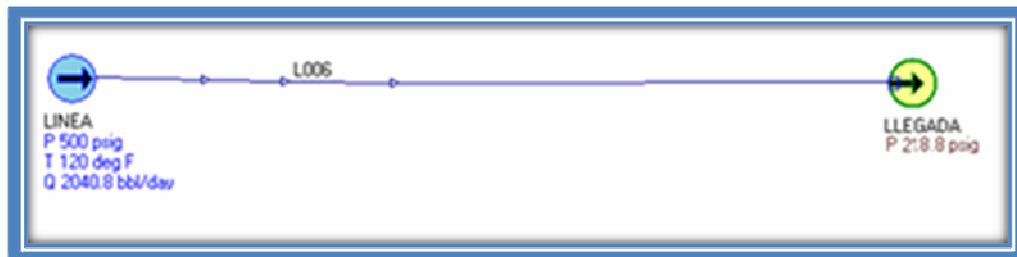


Figura Nro. 26 Representación de la línea de flujo obtenida por el simulador con la correlación Beggs & Brill.

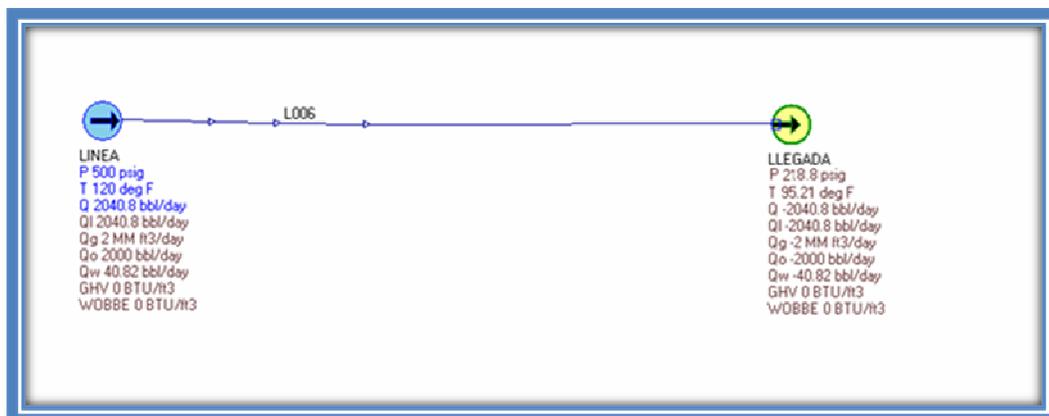


Figura Nro. 27 Representación de la línea de flujo obtenida por el simulador con la correlación Eaton.

CAPITULO IV: DISCUSIÓN DE RESULTADO

4.1 Discusión de resultado

Inicialmente se muestra una serie de tablas que definen el comportamiento de la presión a lo largo de la línea de flujo en estudio, para las dos correlaciones seleccionada en los tramos: completos, al azar y de acuerdo las premisas, por medio del programa Microsoft Excel, el cual permitió la obtención de la variación de presiones en el sistema.

Tablas de resultados y graficas Microsoft Excel

Tabla Nro. 7 Variación de la presión de la línea completa del sistema en estudio para Beggs & Brill.

Longitud (Pie)	Presión (Psia)
0	514,7
8202,04	484,8467
11482,88	467,6654
16404,08	440,3252

Tabla Nro. 8 Variación de la presión de la línea completa dividida en tramos al azar para Beggs & Brill.

Longitud (Pie)	Presión (Psia)
0	514,7
1968,5	499,77335
2952,75	496,75613
3937	493,72176
4921,25	490,39218
5577,42	484,8467
6233,59	483,1509
6889,76	481,44765
7546,93	479,736825
8202,04	478,018363
8858,21	467,6654
9514,38	464,9614
10170,55	462,24785

Tabla Nro. 8 Variación de la presión de la línea completa dividida en tramos al azar para Beggs & Brill (Continuación)

10826,72	459,524575
11482,88	456,791438
12467,13	440,3252
13451,38	436,9313
14435,63	433,51295
15419,88	430,06963
16404,08	426,60076

Tabla Nro. 9 Variación de la presión de la línea completa dividida en tramos según las normas PDVSA Para Beggs & Brill.

Longitud (Pie)	Presión (Psia)
0	514,7
3280,84	509,79385
4921,2	504,84348
6561,6	484,8467
8202,04	480,58945
9842,4	467,6654
11482,8	460,87805
13123,2	440,3252
14763,6	434,6472
16404,08	428,8998

4.1.2 Correlación de Flujo Mutlifásico de Eaton y Colaboradores

Tabla Nro. 10 Variación de la presión de la línea completa del sistema en estudio para Eaton y Colaboradores.

Longitud (Pie)	Presión (Psia)
0	514,7
8202,04	508,455
11482,88	504,2543
16404,08	500,0191

Tabla Nro. 11 Variación de la presión de la línea completa dividida en tramos al azar para Eaton y Colaboradores.

Longitud (Pies)	Presión (Psia)
0	514,7
1968,5	514,08075
2952,75	513,460875
3937	512,839938
4921,25	512,218419
5577,42	508,455
6233,59	508,0369
6889,76	507,61845
7546,93	507,199775
8202,04	506,779888
8858,21	504,2543
9514,38	503,832
10170,55	503,411
10826,72	502,98865
11482,88	502,565875
12467,13	500,0191
13451,38	499,3814
14435,63	498,7429
15419,88	498,1036
16404,08	497,46345

Tabla Nro.12 Variación de la presión de la línea completa dividida en tramos según la norma PDVSA Eaton y Colaboradores.

Longitud (Pie)	Presión (Psia)
0	514,7
3280,84	513,6665
4921,2	512,631
6561,6	508,455
8202,04	507,4085
9842,4	504,2543
11482,8	503,19915
13123,2	500,0191
14763,6	498,95455
16404,08	497,887775

Se puede observar en las siguientes graficas de manera mas clara la tendencia del comportamiento de las presiones dentro del sistema de tubería, tanto por el método Beggs and Brill como Eaton and Colaboradores las cuales reflejan tres curvas la figura Nro. 28 representa los casos planteados anteriormente, se observa que las líneas presentan fluctuaciones, es decir su tendencia no es líneas por lo cual las caídas de presión que se generan son significativas con la figura Nro. 29 Donde dicho comportamiento es lineal a comparación con el anterior, y esto nos lleva inferir que la correlación Eaton and colaboradores se ajusta mas a los parámetros y condiciones del sistema ya que su rango de presión, longitud, de diámetro de tubería son mas amplios lo que da una mejor precisión en cuanto a la selección de la correlación adecuada.

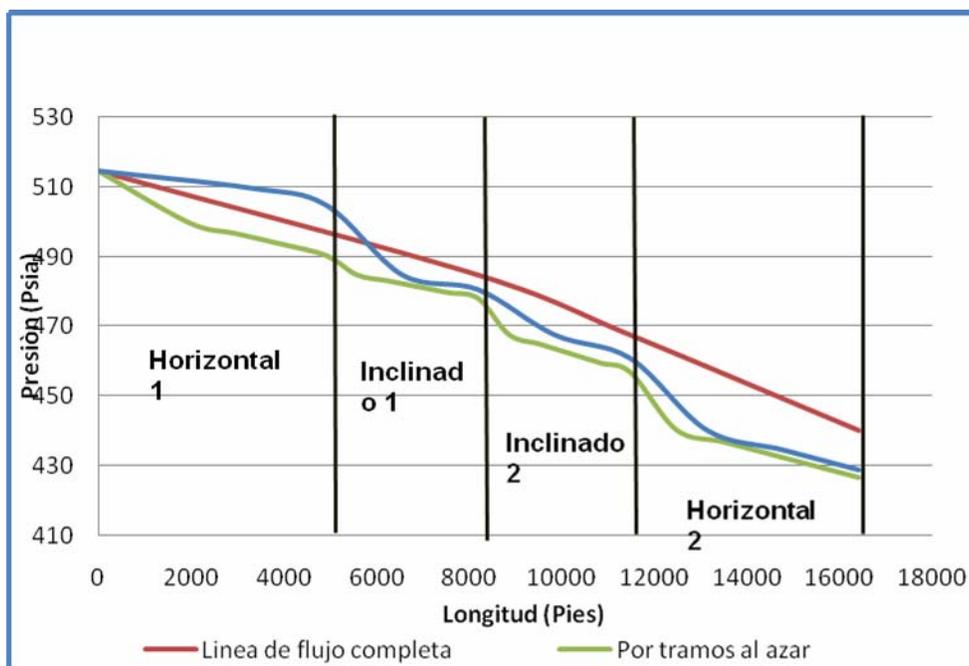


Figura Nro. 28 Comportamiento de la presión del sistema en estudio para la correlación de flujo mutlifásico de Beggs & Brill

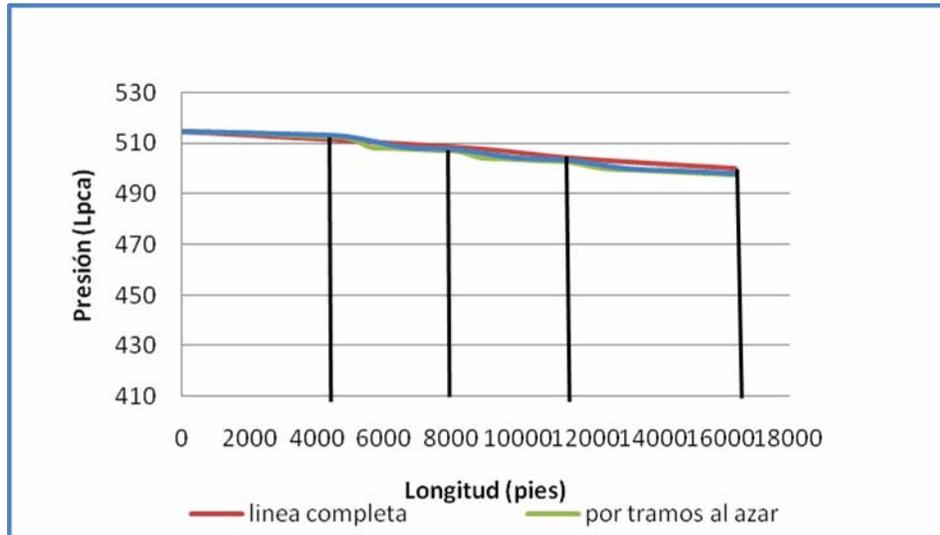


Figura Nro. 29 Comportamiento de la presión del sistema en estudio para la correlación de flujo mutlifásico de Eaton y Colaboradores

El estudio realizado con la correlación Beggs & Brill a través del programa Microsoft Excel arrojó unos valores de caída de presión ver tabla Nro. 13 que son mayores con respecto a los obtenidos Eaton y Colaboradores, los que nos hace comprobar que es el método de Eaton y Colaboradores el que se ajusta a las condiciones del sistema evaluado. Todo esto es de suma importancia tanto para el diseño de equipos como accesorios que conforman una línea de flujo, no solo para manejar flujos mutlifásico provenientes del pozo hasta el separador sino para cualquier otro tipo de sistema.

Continuando con el desarrollo del proyecto se muestra los resultados obtenidos por medio del simulador PIPEPHASE versión 8.1

Tabla Nro. 13 Parámetros de Producción de la Localización AREAS 2011

POZO	QO (MBPD)	RGP (PCN/BN)	°API	%AYS	GRAV. ESP. GAS	TEMP (°F)	NIVEL DE PRESIÓN (LP)
A-10	2.0	1000	42	2	0,65	120	500

En esta fase de Visualización, se consideraron las premisas siguientes:

Utilización de la herramienta de simulación PIPEPHASE versión 8.1 para determinar las condiciones hidráulicas de operación de la línea de flujo a construir.

El nivel de presión con que fluirá el fluido por el pozo a la estación es de 500 psig.

Para el diseño de la línea, se consideraron los parámetros de producción suministrados por trabajos realizados anteriores.

Para determinar la caída de presión en tuberías de procesos, se consideró la norma PDVSA L-TP 1.5. Procedimiento de ingeniería. Cálculo hidráulico en tuberías.

Se realizó el estudio hidráulico considerando la tasa de flujo suministrada por tesis anteriores para tuberías de 4" de diámetro, desde la localización a perforarse hasta la Estación de Flujo. Los resultados obtenidos se evaluaron la caída de presión por cada 100 pies de tubería y se compararon con lo establecido en las normas PDVSA.

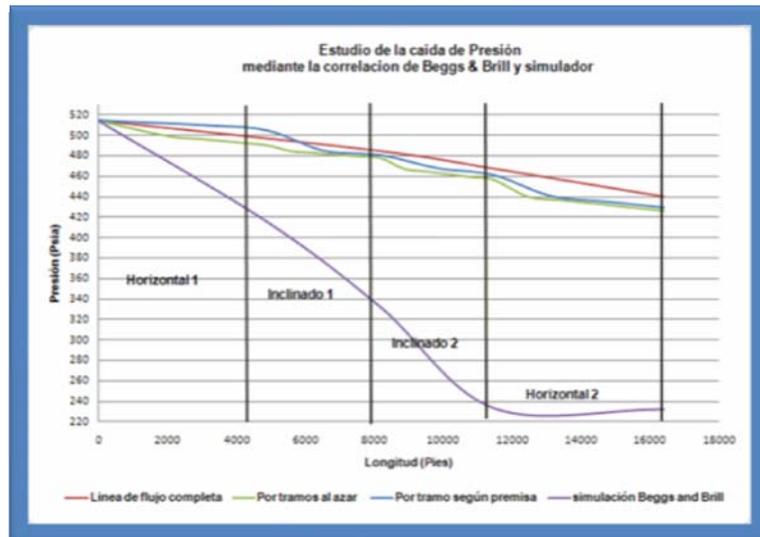


Figura Nro. 30 Representación grafica de la caída de presión Beggs & Brill y simulador por la misma correlación.

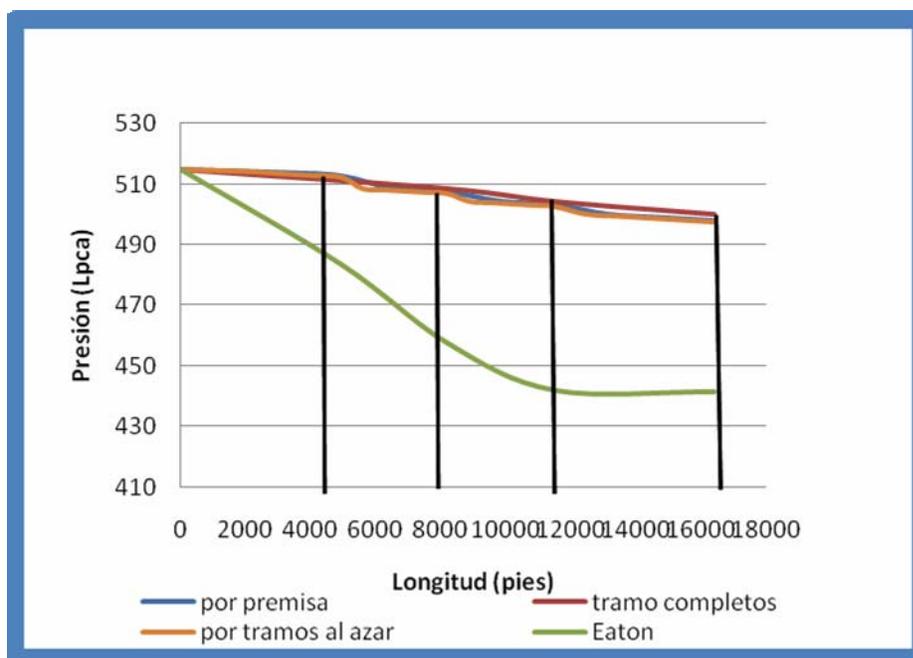


Figura Nro. 31 Representación grafica de la caída de presión Eaton y simulador por la misma correlación.

Tabla Nro.14 Variación de la presión de la línea completa Beggs and Brill.

Correlaciones	Patrón flujo	Simulador (Presión)	Excel (Presión)
Beggs & Brill	TRAN INTER	217,4	476,88
Eaton	TRAN INTER	469,9	506,85

Podemos corroborar que Beggs and Brill no se ajusta a nuestro estudio, ya que nuestro sistema no se ajusta a rangos de presión y temperatura para los cuales esta ecuación ha sido diseñada, sin embargo podemos observar en la figura Nro. 31 esta ecuación si se ajusta a nuestro sistema.

4.2 CONCLUSIONES

- El método de Eaton generó una menor caída de presión por en el simulador PIPEPHASE versión 8.1.
- De acuerdo a los casos estudiados se reflejó que mientras más dividido este el tramo menor será la caída de presión.
- Se determinó que fue un flujo intermitente por ambos procesos.
- Los métodos de forma iterativa generan grandes desviaciones a la hora del cálculo de la caída de presión.
- El diámetro nominal de tubería óptimo para el tendido de las líneas de flujo es de 4 pulgadas, ya que cumple con las condiciones operacionales y los requerimientos establecidos por las Normas PDVSA.

4.3 RECOMENDACIONES

- Seleccionar las correlaciones adecuadas para el cálculo de las propiedades del fluido en estudio.
- Elegir tramos mas corto para determinar la caída de presión de la línea de flujo por medio de las correlaciones en Excel.
- De acuerdo con los resultados obtenidos con el simulador PIPEPHASE 8.1, se recomienda utilizar tubería de 4 pulgadas SCH 80, para manejar el crudo desde la localización AREAS 2011, hasta la Estación de Flujo, para lograr valores de caídas de presión optima, según lo establecido por la normativa PDVSA.

BIBLIOGRAFIA

MARTINEZ, Marcías. **“CURSO AVANZADO DE INGENIERÍA DE GAS”**. 1990.

ESCOBAR M, Freddy H. **“FUNDAMENTO DE INGENIERÍA DE YACIMIENTO”**. Editorial Surcolombia. Colombia 2005.

ANDARCIA G, Lulimar V. **“ESTUDIO DE LOS DIFERENTES MÉTODOS UTILIZADOS PARA LA DETERMINACIÓN DEL GRADIENTE DE PRESIÓN EN POZOS DE GAS CERRADO Y POZOS PRODUCTORES DE GAS CON FLUJO MULTIFASICO”**. Trabajo de grado. Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui, Agosto 2010.

PARIS de F, Magdalena. **“FUNDAMENTOS DE INGENIERÍA DE YACIMIENTOS”**. Ediciones Astro Data S.A. 2009.

GONZALO Rojas. **”INGENIERÍA DE YACIMIENTOS DE GAS CONDENSADO”**. Octubre 2003.

BERTUCCI V, Miguel A. **“ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO HIDRÁULICO DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE CRUDO, EN EL CAMPO URACOA, UNIDAD MONAGAS SUR, HARVEST VINCCLER; C.A.”**. Trabajo de grado. Universidad de Monagas, Febrero 2006.

HURTADO D, Ernesto L. **“SIMULACIÓN DE LAS REDES DE PRODUCCIÓN DEL CPF Y EPF DEL BLOQUE 15”**. Trabajo de grado. Escuela Superior Politécnica del litoral, Facultad de Ingenierías en Ciencias de la Tierra. Guayaquil – Ecuador 2007.

TORRES C, Juan M. **“FLUJO MULTIFASICO EN TUBERÍAS”**. Trabajo de grado. Universidad Autónoma de México, México – D.F 2008.

VELASQUES, J. **“FLUJO MULTIFASICO”**. Instituto de investigaciones petroleras, Universidad del Zulia. Febrero 1999.

**APLICACIÓN DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO EN
TANQUES REFRIGERADOS DE PROPANO**

Planteamiento del problema

La utilización industrial del gas natural, ya sea como un recurso indispensable para nuevos desarrollos petroquímicos como un combustible alternativo en el mercado domestico ha aumentado considerablemente, debido a la gran ventaja de su precio.

La riqueza del gas natural radica en las cantidades de líquidos que pueden ser recuperados mediante procesos criogénicos; entre los cuales contamos con el propano que es un hidrocarburo compuesto de hidrógeno y carbono sin color ni olor, que se extrae del petróleo en las operaciones de refinación del gas natural y gases asociados. En su estado natural el propano es gaseoso, pero sometido a temperaturas de refrigeración bajo 0 y a altas presiones se licua, llegando a reducir su volumen hasta 250 veces, lo que hace posible su manipulación, almacenamiento y transporte.

El proceso de licuefacción se inicia cuando el petróleo crudo procedente de los pozos petroleros es procesado para obtener los diferentes componentes que contiene, entre los cuales se obtienen gas húmedo, naftas o gasolinas, queroseno, gasóleos atmosféricos o diesel y gasóleos de vacío. El proceso de licuefacción es similar al de refrigeración común: se comprimen los gases refrigerantes produciendo líquidos fríos, como el propano, que luego se evapora a medida que intercambian calor con la corriente de gas natural. De este modo, el gas propano se enfría hasta el punto en que se convierte en líquido. Una vez que el gas ha sido licuado se somete a un proceso de Joule Thompson o expansión con extracción de trabajo para poderlo almacenar a presión atmosférica. El propano producido se almacena en tanques especiales para luego ser transferido a buques tanques de transporte a una temperatura de $-47\text{ }^{\circ}\text{C}$ y a una presión de 1 atm.

En el siguiente trabajo muestra el comportamiento de la constante de equilibrio en el tanque refrigerado de propano tomando en cuenta las condiciones de operación adecuadas ya que este parámetro se debe de considerar para conocer el tipo de almacenaje y transporte; y así poder controlar y evitar pérdidas económicas, accidentes, entre otros.

INTRODUCCION

En Venezuela, los Líquidos del Gas Natural (LGN) son comercializados tanto en el mercado nacional como en el internacional. Estos pueden ser utilizados como fuente de energía/combustible o como materia prima para la obtención de otros hidrocarburos tales como etileno, propileno, butanodiol y otros. Este negocio, ha sido tan rentable que su demanda ha aumentado y por ende la producción del gas natural en los últimos años, pero no se limita únicamente a la extracción de este del subsuelo, sino, que implica una cantidad de procesos entre los que se encuentra la separación de fluidos (petróleo y gas), medición, almacenaje y transporte, entre otros.

El propano es uno de los constituyentes principales del LGN; en su estado natural se mantiene como gas incoloro, inodoro. Es más denso que el aire; su peso molecular es de 44,097 y su punto de ebullición de $-43,96\text{ }^{\circ}\text{C}$ a 14,7 psia. Una vez que el gas natural pasa por las plantas de fraccionamiento, se obtiene el propano, el cual es refrigerado y presurizado para almacenarlo en estado líquido; además se usa como refrigerante para enfriar todos los productos almacenados en los tanques refrigerados.

El desarrollo de este proyecto se basa en el estudio del comportamiento de la constante de equilibrio en tanques refrigerados de propano en donde se evaluara que ocurre si las condiciones de operación no son adecuadas para su almacenaje.

Objetivos

Objetivo general:

Determinar la constante de equilibrio en tanques refrigerados de propano.

Objetivo específicos:

Hallar el equilibrio líquido vapor a partir de la constante de equilibrio en un tanque refrigerado de propano a las condiciones de diseño.

Evaluar el comportamiento de la constante de equilibrio al sufrir cambios de temperatura en el tanque.

Evaluar el comportamiento de la constante de equilibrio al sufrir cambios de presión en el tanque.

DESARROLLO

Constante de equilibrio (K_i):

Es una medida de la tendencia de vaporización de la sustancia i en un sistema y está definida por la siguiente ecuación:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (\text{Ec.1})$$

Donde:

K_i : constante de equilibrio del componente i .

Y_i : Fracción molar en la fase vapor del componente i .

X_i : Fracción molar en la fase líquida del componente i .

Si el valor de la constante de equilibrio es elevado, entonces la sustancia i tenderá a concentrarse en el vapor, mientras que si el valor es bajo, el componente se concentrará en el líquido. Si el valor es la unidad, el componente i tenderá a separarse equitativamente entre ambas fases.

La constante de equilibrio es función de la temperatura, la presión y la composición. En el equilibrio, al fijar dos de estas variables se define la tercera, por lo que la constante K_i se puede ver como función de la temperatura y composición, presión y composición o presión y temperatura. Para predecir el valor de K_i se pueden utilizar resultados experimentales, ecuaciones de estado termodinámico o gráficas.

Las condiciones de operación de un tanque de propano es temperatura de -47°C ($-52,6^\circ\text{F}$) a 1 atmosfera de presión (14,7lpc) y el tanque es de 30000 m^3 .

Se necesita saber las composiciones, tanto del vapor como del líquido:

Caso 1: A las condiciones de operación del tanque.

Caso 2: Si se mantiene la presión constante a dos valores de temperaturas por encima de -47°C (incluyendo una temperatura positiva) y a dos valores de temperaturas por debajo de -47°C .

Caso 3: Si se mantiene la temperatura constante a dos valores de presión por encima de 1 atmosfera y a dos valores de presión por debajo de esta.

Tabla Nro. 1 Composición y Constante de equilibrio del etano y propano a condiciones de diseño (T= -47 °C y P= 1 Atm)

Caso I: condiciones de diseño	
Presión	Temperatura
1	-47
K	
etano	propano
5,624	0,812
etano	
x	0,1
y	0,5624
propano	
x	0,9
y	0,7308

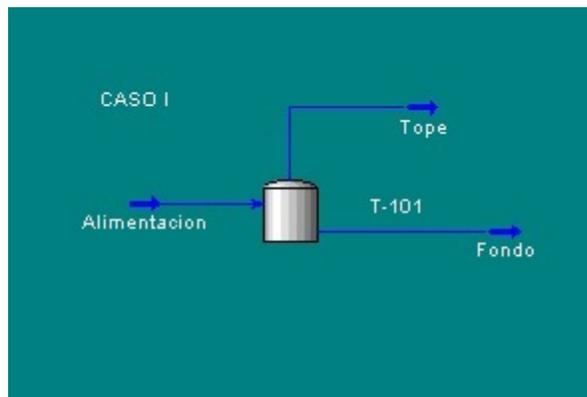


Figura Nro. 1 Simulación del tanque de propano refrigerado a condiciones de diseño (Caso 1)

Comportamiento de las composiciones y de la constante de equilibrio con respecto a las condiciones de diseño.

Tabla Nro. 2 Composición y Constante de equilibrio a condiciones de operación
(T= -47 °C y P= 1 Atm)

Composición		Constante de equilibrio
x	y	K
0,000	0,000	-
0,200	0,021	0,104
0,400	0,057	0,143
0,600	0,132	0,220
0,800	0,323	0,403
1,000	1,000	1,000

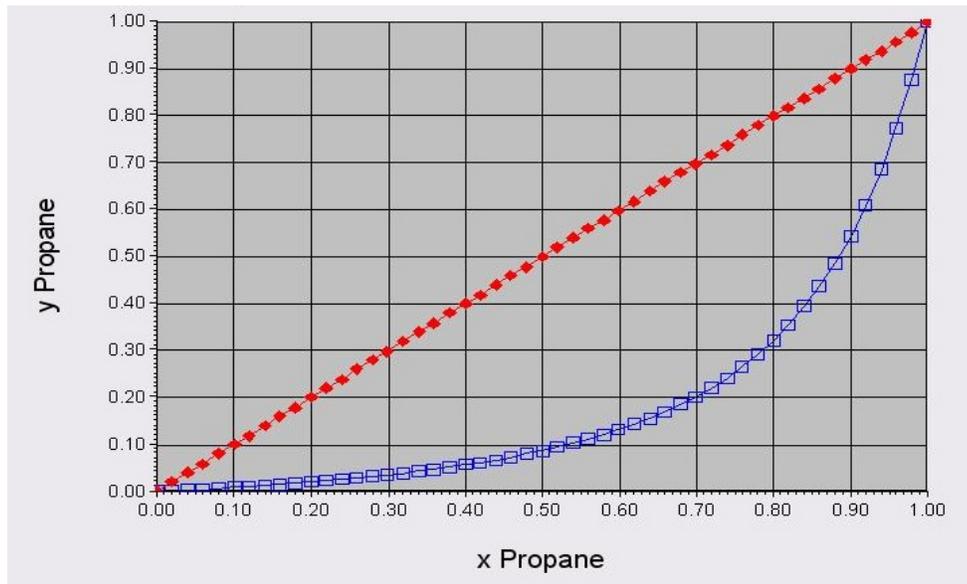


Figura Nro.2 Comportamiento de las fases a condiciones de diseño.

Tabla Nro.3 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a presión constante y variación de temperatura.

Caso II: presión constante							
1		2		3		4	
Presión	Temp	Presión	Temp	Presión	Temp	Presión	Temp
1	-17	1	13	1	-57	1	-65
K		K		K		K	
Etano	propano	etano	propano	etano	propano	etano	propano
4,534	0,9203	3,445	0,9269	4,676	0,5915	4,968	0,5591
Etano		etano		etano		etano	
X	0,1	x	0,1	x	0,1	x	0,1
Y	0,4534	y	0,3445	y	0,4676	y	0,4968
propano		propano		propano		propano	
X	0,9	x	0,9	x	0,9	x	0,9
Y	0,82827	y	0,83421	y	0,53235	y	0,50319

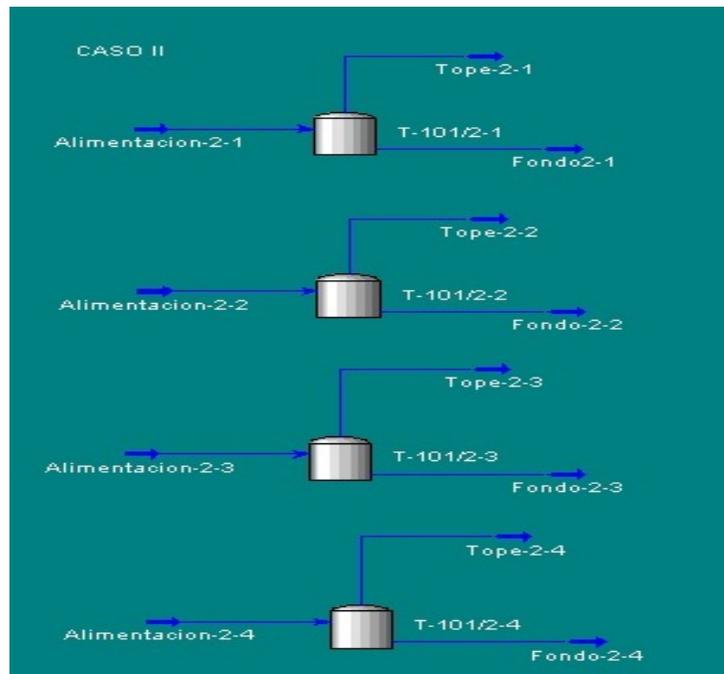


Figura Nro.3 Simulación del tanque de propano refrigerado a condiciones de diseño (Caso 2).

Comportamiento de las composiciones y constante de equilibrio cuando existe aumento de la temperatura dentro del tanque de propano manteniendo la presión constante.

Tabla Nro. 4 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a -17 °C y 1 Atm

Composición		Constante de equilibrio
x	y	k
0,000	0,000	-
0,200	0,060	0,299
0,400	0,137	0,343
0,600	0,254	0,423
0,800	0,464	0,580
1,000	1,000	1,000

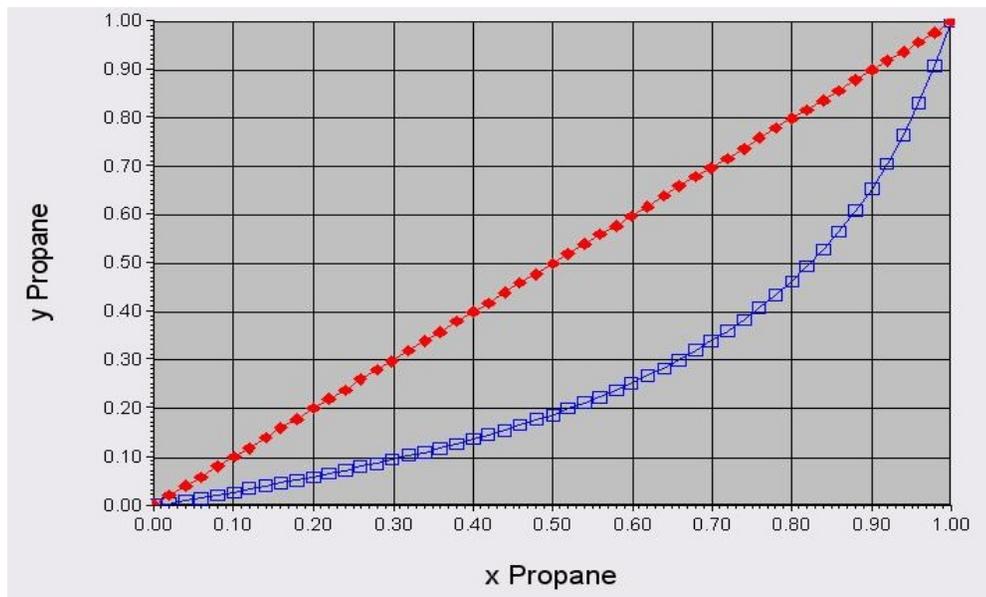


Figura Nro.4 Representación grafica de propano a 1 Atm y -17 °C

Tabla Nro.5 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 13°C y 1 Atm

Composición de equilibrio		Constante de equilibrio
x	y	k
0,000	0,000	-
0,200	0,090	0,450
0,400	0,191	0,477
0,600	0,328	0,547
0,800	0,549	0,686
1,000	1,000	1,000

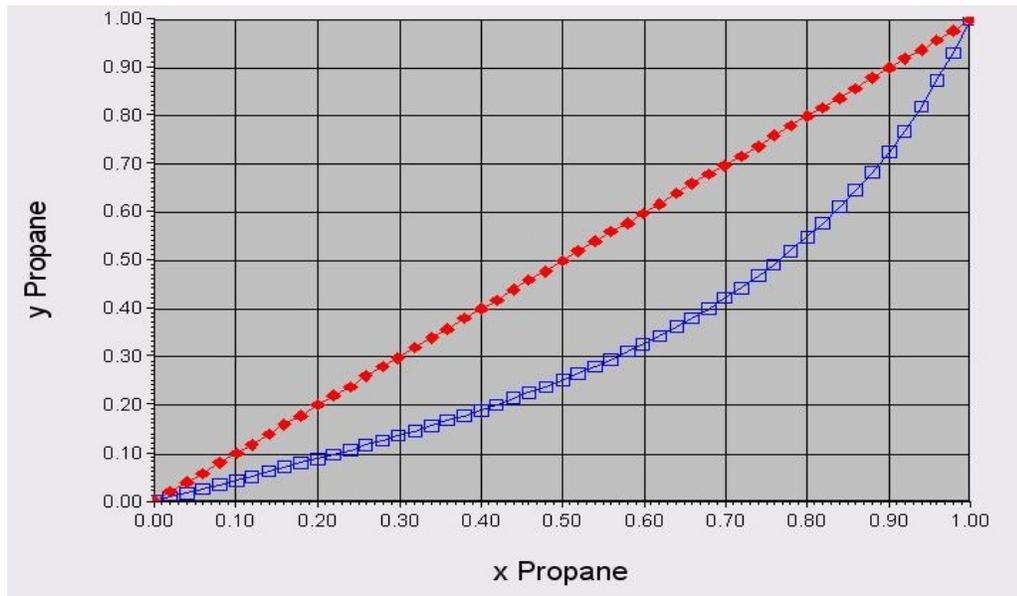


Figura Nro.5 Representación grafica de propano a 1 Atm y 13 °C

Comportamiento de las composiciones y constante de equilibrio cuando existe disminución de la temperatura dentro del tanque de propano manteniendo la presión constante.

Tabla Nro.6 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a -57 °C y 1 Atm

Composición		Constante de equilibrio
x	y	k
0,000	0,000	-
0,200	0,034	0,168
0,400	0,082	0,206
0,600	0,164	0,274
0,800	0,338	0,422
1,000	1,000	1,000

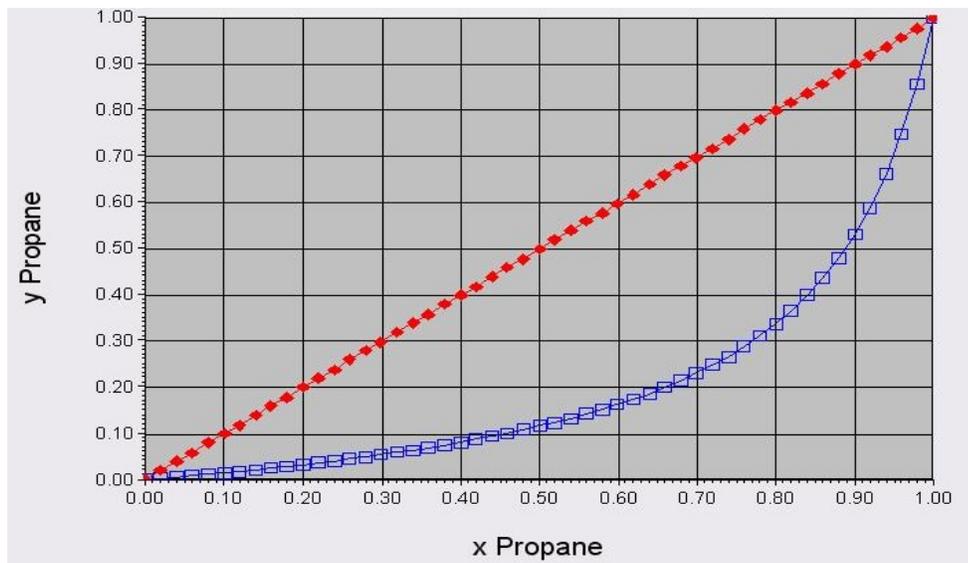


Figura Nro. 6 Representación grafica de propano a 1 Atm y -57 °C

Tabla Nro. 7 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a -65 °C y 1 Atm

Composición		Constante de equilibrio
X	y	k
0,000	0,000	-
0,200	0,030	0,148
0,400	0,073	0,183
0,600	0,147	0,246
0,800	0,311	0,388
1,000	1,000	1,000

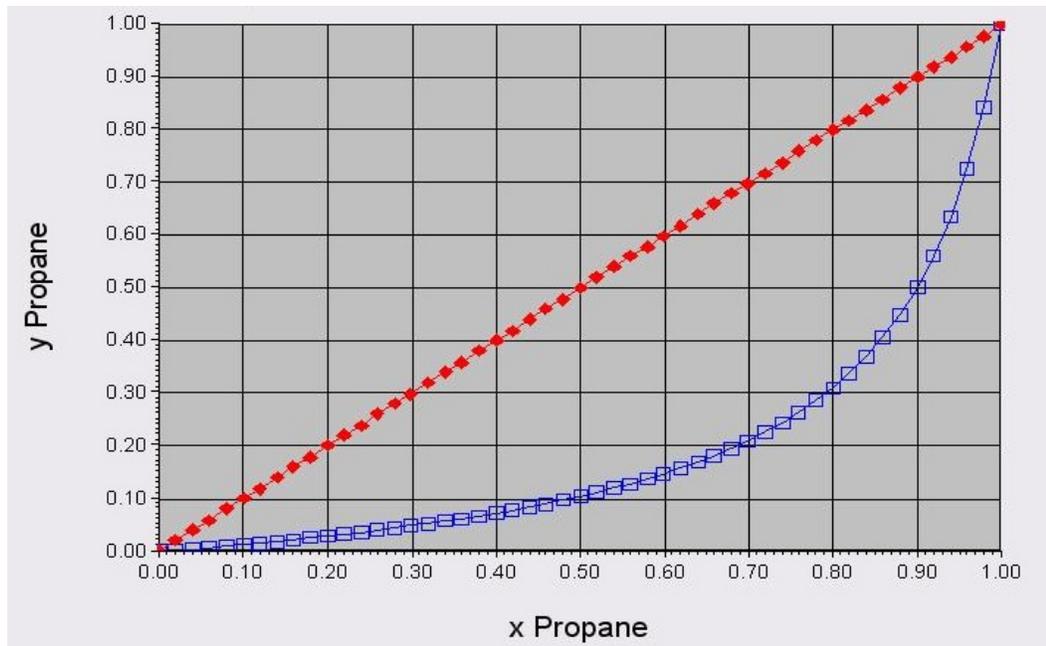


Figura Nro.7 Representación grafica de propano a 1 Atm y -65 °C

Tabla Nro. 7 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a temperatura constante y variación de presión.

Caso III: temperatura constante							
1		2		3		4	
Presión	Temp	Presión	Temp	Presión	Temp	Presión	Temp
5	-47	10	-47	0,5	-47	0,3	-47
K		K		K		K	
Etano	propano	etano	propano	etano	propano	etano	propano
4,144	0,6507	3,559	0,7156	6,4	0,9143	6,424	0,9142
etano		etano		etano		etano	
X	0,1	x	0,1	x	0,1	x	0,1
Y	0,4144	y	0,3559	y	0,64	y	0,6424
propano		propano		propano		propano	
X	0,9	x	0,9	x	0,9	x	0,9
Y	0,58563	y	0,64404	y	0,82287	y	0,82278

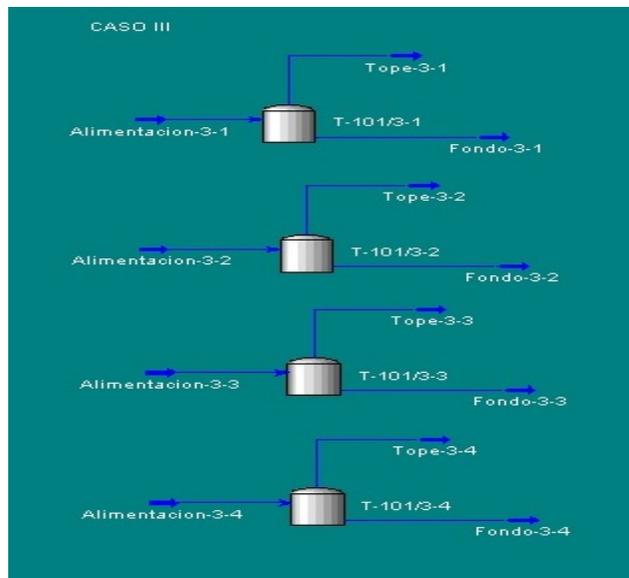


Figura Nro.8 Simulación del tanque de propano refrigerado a condiciones de diseño (Caso 2).

Comportamiento de las composiciones y constante de equilibrio cuando existe aumento de la presión dentro del tanque de propano manteniendo la temperatura constante.

Tabla Nro.8 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 5 Atm y -47°C

Composición		Constante de equilibrio
x	y	k
0,000	0,000	-
0,200	0,039	0,197
0,400	0,105	0,262
0,600	0,224	0,373
0,800	0,465	0,582
1,000	1,000	1,000

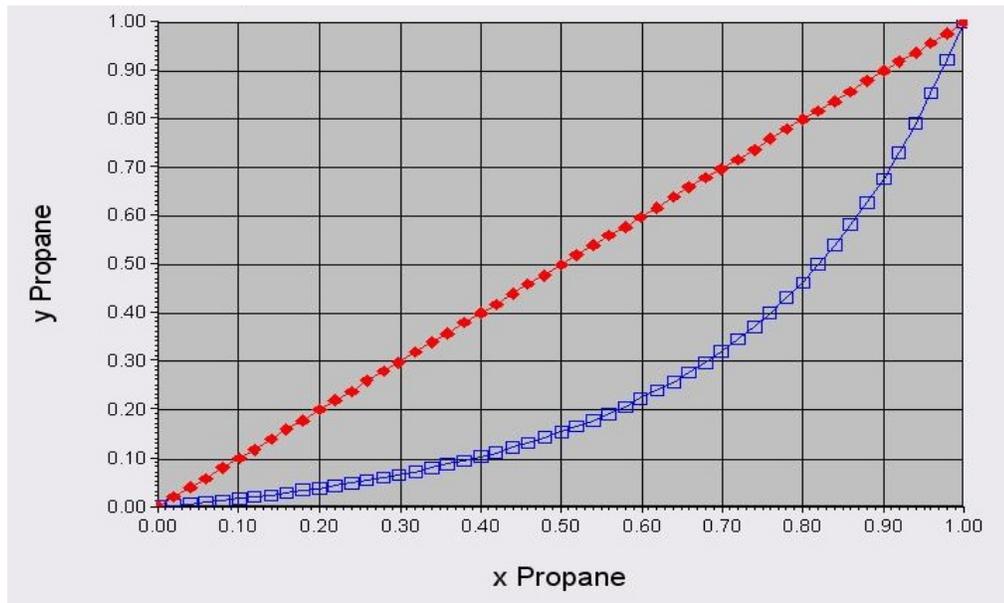


Figura Nro.9 Representación grafica de propano a 1 Atm y -65 °C

Tabla Nro.9 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 10 Atm y -47°C

Composición		Constante de equilibrio
x	y	k
0,000	0,000	-
0,200	0,054	0,269
0,400	0,139	0,347
0,600	0,282	0,470
0,800	0,538	0,673
1,000	1,000	1,000

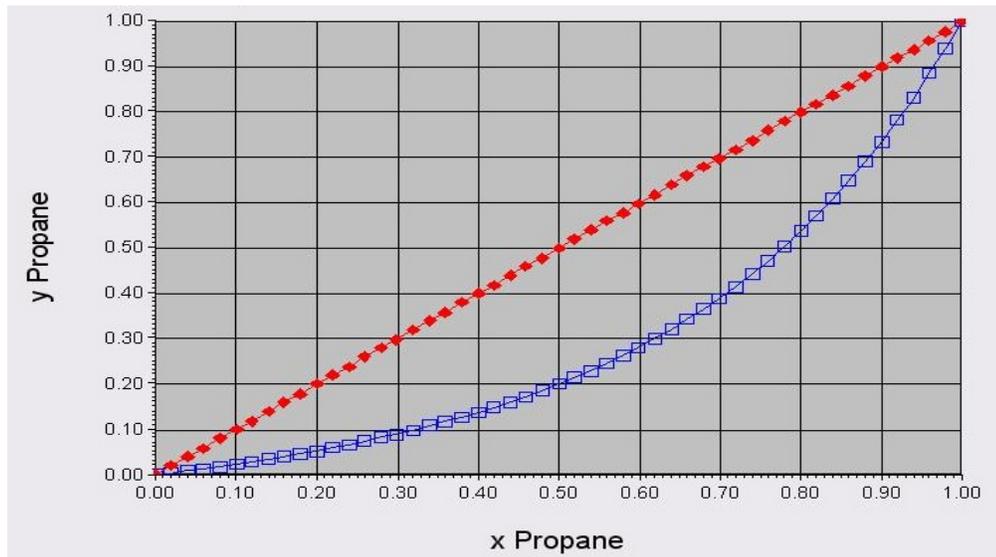


Figura Nro.10 Representación grafica de propano a 10 Atm y -47°C

Comportamiento de las composiciones y constante de equilibrio cuando existe disminución de la presión dentro del tanque de propano manteniendo la temperatura constante.

Tabla Nro.10 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 0.3 Atm y -47 °C

Composición		Constante de equilibrio
x	y	k
0,000	0,000	-
0,200	0,013	0,066
0,400	0,037	0,093
0,600	0,089	0,148
0,800	0,237	0,296
1,000	1,000	1,000

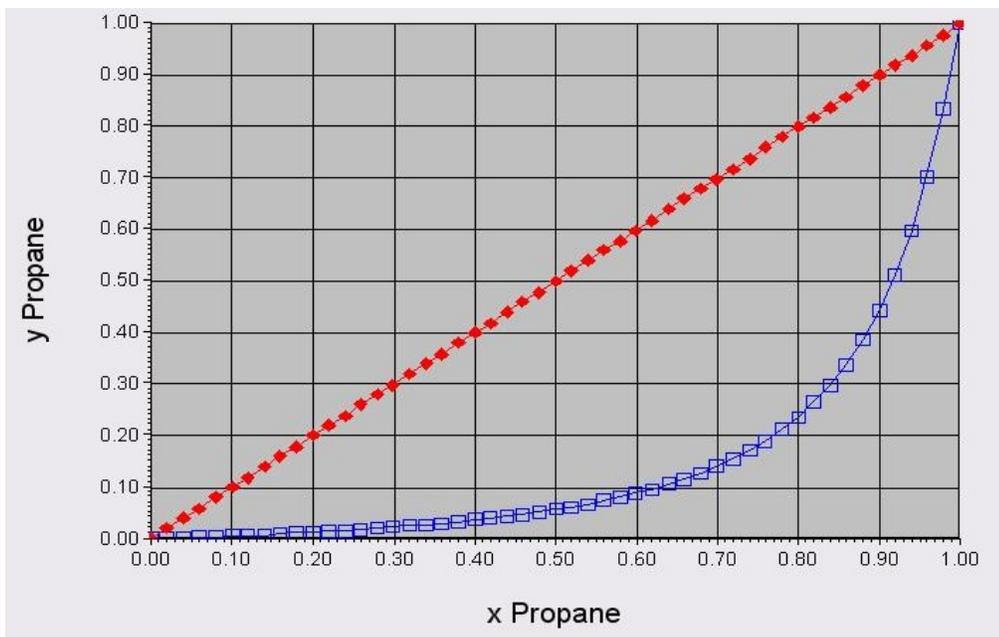


Figura Nro.11 Representación grafica de propano a 0.3 Atm y -47 °C

Tabla Nro. 11 Composición y constante de equilibrio del etano y propano a 0.5 Atm y -47 °C

Composición		Constante de equilibrio
x	y	k
0,000	0,000	-
0,200	0,016	0,080
0,400	0,045	0,112
0,600	0,105	0,175
0,800	0,271	0,339
1,000	1,000	1,000

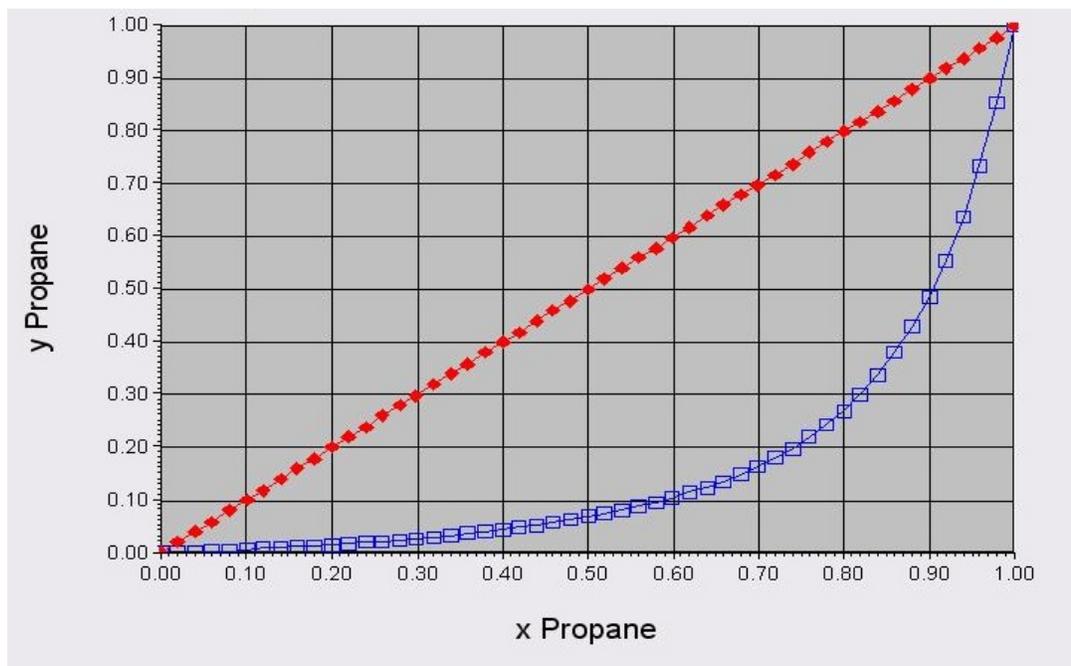


Figura Nro. 12 Representación grafica de propano a 0.5 Atm y -47 °C

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

La simulación se da en estado estacionario y el tanque no tiene ningún tipo de control de energía, por lo que la corriente de entrada del tanque es igual a la de salida por el fondo. El tanque funciona en este momento como simple reservorio. Ahora es obligatorio que se coloquen las 2 corrientes de salida del mismo para poder realizar dicha simulación. Todos los estudios se realizaron en la corriente de alimentación de cada tanque. Para efectos del programa de simulación Hysys se contaminó el tanque con trazas de etano (10% molar), puesto que en los procesos del negocio del gas natural no se recupera el 100% del componente, además este simulador trabaja para sistemas binarios.

En el caso 1:

En la figura 2 se muestra el comportamiento de la composición del propano a las condiciones de diseño (-47°C, 1 Atm), donde se observa que a medida que aumenta la composición o fracción del líquido, la fracción de vapor es menor; por lo que la constante de equilibrio es baja (tomando como referencia $K=1$) indicando que el propano se encuentra en mayor proporción en la fase líquida dentro del tanque.

Este comportamiento es el ideal para tanques de almacenamiento de propano refrigerado, ya que si la constante de equilibrio se concentra en la fase de vapor provoca mayor interacción entre las moléculas del compuesto induciendo a fracturas a la estructura del tanque.

En el caso 2:

Definiendo el comportamiento de la constante de la equilibrio cuando se varía la temperatura manteniendo constante la presión (1 atm). Tomando dos valores de temperatura menores a la temperatura de diseño (figura 6 y 7); se observa que la fracción de vapor decrece y los valores de la constante de equilibrio presentan valores menores con respecto a la misma a condiciones de diseño. Tomando, dos valores de temperatura mayores a la de diseño (figura 4 y 5), se aprecia que la composición del vapor aumenta provocando un incremento de la constante de equilibrio, esto se debe a que cuando la temperatura aumenta es mayor el choque entre las moléculas y por ende la fracción del líquido disminuye.

En el caso 3:

Para observar el comportamiento de la constante de equilibrio cuando se varia la presión a temperatura constante (-47°C). Disminuyendo la presión tomando dos valores al azar se observa un decrecimiento de la fracción de vapor (figura 10 y 11), los valores de la constante de equilibrio disminuyen con respecto a las condiciones de diseño. Ahora, si existe un aumento de la presión dentro del tanque (figura 8 y 9), se aprecia que la fracción de vapor del propano aumenta causando un incremento de la constante de equilibrio.

CONCLUSIONES

- La constante de equilibrio liquido-vapor en el tanque de propano refrigerado es de 0.812.
- A medida que aumenta la temperatura aumenta la cantidad de vapor y por ende la constante de equilibrio. Si disminuye la constante de equilibrio disminuye.
- La constante de equilibrio es directamente proporcional a los cambios de presión.

RECOMENDACIONES

- Para mantener el propano en mayor proporción en estado líquido se necesita temperatura menores o igual a -47°C .
- Almacenar el propano a presiones atmosférica porque es una condición de diseño requerida para los tanques de almacenamiento del mismo.

**DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL DISEÑO DEL GASODUCTO
ANACO-PUERTO LA CRUZ**

INTRODUCCION

La economía del estado Anzoátegui se caracteriza por el predominio de las actividades petroleras y agrícolas, sin embargo, existen favorables expectativas de desarrollo en otros aspectos como: automotriz, materiales para la construcción, derivados del petróleo, agroindustria, entre otros. La producción de hidrocarburos representa una parte importante dentro del contexto nacional ocupando un espacio físico considerable. En los sectores Anaco-Aragua de Barcelona y el Tigre se encuentran los aspectos relativos a la fase extractiva, mientras que las actividades industriales de refinación se realizan en Puerto la Cruz en el Complejo Criogénico de José. Como dichas actividades no se realizan en un mismo lugar se ve la necesidad de construir líneas de conexión entre las regiones que explotan el hidrocarburo y las que lo procesan pero, para fabricar estas tuberías de conexión se debe seguir una serie de pasos previos a su construcción siguiendo normas y estatutos que establecen condiciones y reglas que se deben tomar en cuenta a la hora de diseñar las tuberías. Aquí se presentara un diagrama de flujo o el paso a paso para el diseño del gasoducto Anaco- Puerto la Cruz, donde se explicara ciertas normas de donde se rige el diseño del gasoducto y a partir de estas establecer la ruta del gasoducto, determinar las propiedades y demanda del gas en la región y se desarrollaran ecuaciones utilizadas para el cálculo del caudal, espesor, diámetro y área de la tubería de acuerdo a las variables operacionales de control. También se mencionara el impacto ambiental que pudiera causar dicha construcción.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Tipo de unión longitudinal.

T = Factor de reducción por efecto de temperatura.

Tipo de Tubería: API 5L

Grado de Tubería: X60

Tipo de Junta: ERW, S, DSA

Esfuerzo de Planteamiento del problema

La industria del gas natural en Venezuela años atrás presentaba un eminente abandono, hoy día presenta un crecimiento significativo. La exploración y explotación de este importante combustible, ya sea de manera asociada o independiente a los yacimientos petrolíferos son de gran significado por los nuevos descubrimientos de reservas que se han hallado en Venezuela como uno de los grandes suplidores de energía en el mundo; todo esto permite que el negocio del gas natural se vaya repotenciando tanto a nivel nacional como internacional.

Actualmente el oriente del país representa el corazón de este negocio ya que concentra un aproximado de 70% de las reservas de gas y por ende garantiza el abastecimiento del combustible a las poblaciones y a las industrias.

Para realizar el diseño de este gasoducto se toman en cuenta ciertos aspectos para garantizar su eficiencia, entre los cuales se encuentran la delimitación del área, propiedades del gas a transportar, características de la tubería entre otras; siguiendo normas tanto nacionales como internacionales.

El siguiente informe tiene como propósito mostrar cada una de las etapas involucradas en el diseño del gasoducto Anaco – Puerto la cruz y su estudio, para facilitar la distribución del gas industrial y domestico a las localidades aledañas y así cubrir las demandas de consumo de este preciado combustible en dichas localidades.

OBJETIVOS

Objetivo general:

Analizar las etapas del diseño del gasoducto Anaco-Puerto La Cruz.

Objetivo específicos:

Describir los pasos a seguir para el diseño del gasoducto mediante un diagrama de flujo.

Mencionar las normas que rigen el diseño de gasoductos.

Determinar las propiedades físicas del gas.

Definir las dimensiones del gasoducto (Diámetro y Espesor).

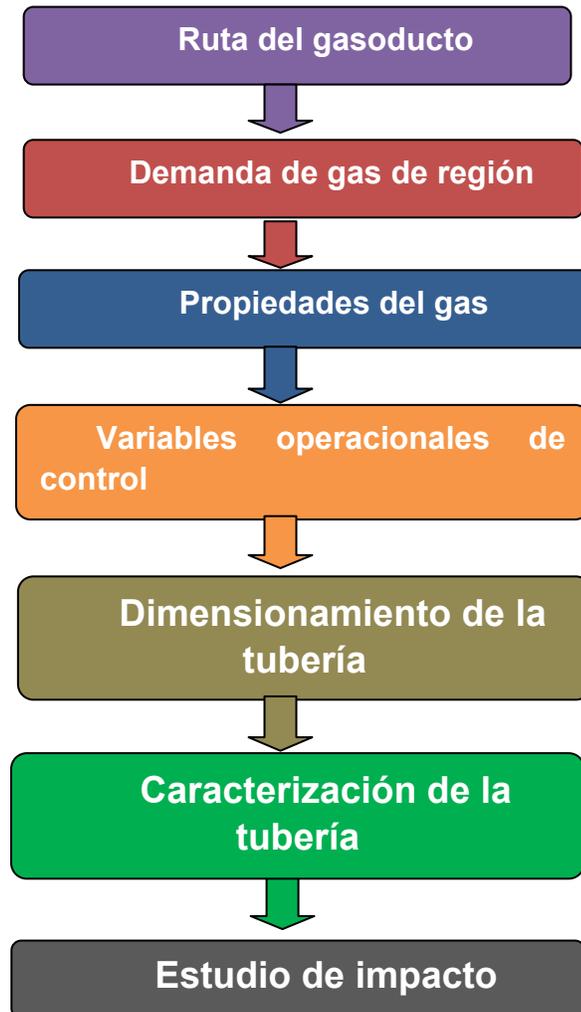
Estudiar el impacto que tiene la construcción de gasoductos sobre el ambiente.

DESARROLLO

DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL DISEÑO DEL GASODUCTO ANACO – PUERTO LA CRUZ

Este es un diagrama que muestra cada una de las etapas que se siguen para plantearse el diseño de un gasoducto, que en nuestro caso es el gasoducto que transporta gas desde Anaco hasta Puerto la Cruz, en el se integran o se toman en cuenta una serie de factores relacionados con la zona donde se construye la tubería, las características del gas a transportar, las dimensiones de la tubería y el impacto que tiene el construir una tubería para con el ambiente, entre otros.

Diagrama de flujo para el diseño del gasoducto Anaco – Puerto la Cruz



DESARROLLO DE LAS ETAPAS

Ruta del gasoducto

Permisas generales

Las reglas y códigos de diseño utilizados buscan regular la revisión sistemática de los diseños de tuberías ascendentes para las condiciones que afecten en forma significativa la integridad del mismo. Todas estas reglas, normas y códigos, proporcionan requisitos en la selección e inspección de materiales en el diseño de válvulas y componentes y en el control de la corrosión. Estas son las siguientes:

Código ASME B31.8: Sistemas de tuberías de conducción y distribución de gas. Es una base de ingeniería con los requerimientos mínimos de seguridad en el diseño y construcción de tuberías operando a presión.

API 5L: Especificación para tubería de línea. Esta contempla tubo sin costura y con costura, disponible para conducción de gas, agua y aceite, sobre todo en la industria del gas y del petróleo.

COVENIN 3567:2000; Es una norma venezolana con la sección de Clasificación de áreas por las que atraviesan gasoductos, por densidad poblacional y composición general del gas natural destinado a la utilización por el público, la industria, el comercio, residencia y vehículos.

Norma PDVSA MDP-02-FF-02: Manual de Diseño de Proceso, Flujo de Fluidos. En esta norma se toman bases acerca del cálculo de parámetros para saber el tipo de fluido que transportará el gasoducto de acuerdo al número de Reynolds.

Norma PDVSA H-221: Manual de Ingeniería de Diseño Vol. 13-I, Materiales de tuberías. Estas especificaciones de ingeniería contienen los requerimientos específicos para la selección de materiales que serán usados en la construcción y fabricación de todas las tuberías de proceso y servicio.

Norma PDVSA 90616.1.024: Manual De Ingeniería de diseño Vol. 13-III, Dimensionamiento de Tuberías de Proceso. En esta guía se encuentran recomendaciones para la selección del diámetro nominal de tuberías de procesos monofásicos en plantas.

Norma PDVSA MEC-400-11-01: Manual de Estimación de Costos Clase V (tipo curvas), Oleoductos y Gasoductos. En esta se presentas las correlaciones de curvas y costos para obtener el costo total instalado (CTI) para la instalación de Oleoductos y Gasoductos.

Datos meteorológicos

Tabla Nro.1 Temperatura y velocidad del viento en el estado Anzoátegui

Temperatura ambiente (°C)		Velocidad del viento (Km/h)
Máxima	35,7	98,8
Mínima	23,2	8,3
Promedio	26,7	31,7

Tabla Nro. 2 Pluviosidad, dirección del viento y humedad relativa en el estado Anzoátegui

Pluviosidad (mmH ₂ O)			Dirección prevaleciente del viento	Humedad relativa (%)
Máxima mensual absoluta	Máxima mensual promedio	Promedio anual (23 años)	Este 61-100	
230,5	1,3	666.4		

Trazado

El estudio del trazado debe contener entre otras cosas, el análisis de una fácil instalación y una operación posterior sin causar inconvenientes mayores a terceros.

Debe contemplarse la seguridad y acceso permanente a las válvulas de bloqueo que sean necesarias ubicar en el tendido de la red.

Se deberá elegir entre los trazados previos inicialmente, los que presenten menores riesgos por obras de terceros e interactúen en menor medida con el resto de las instalaciones subterráneas.

Evitar atravesar propiedades privadas o de difícil acceso en caso de accidentes.

Se deberá obtener la información correspondiente de los organismos oficiales, sobre futuros planes de ampliación o de construcción de viviendas.

Seccionamiento

Se deberá prever el seccionamiento de la red en zonas de un número de manzanas adecuadas y en relación con el número de clientes abastecidos, para facilitar el venteo y bloqueo de la zona en caso de accidentes, el que deberá ser menos de 15 minutos.

Para simplificar la operación de bloqueo se deberán ubicar el conjunto de válvulas necesarias para seccionar la red en la proximidad inmediata unas de otras y cuando sea posible su ubicación en cámaras compartidas.

El plano de seccionamiento debe ser realizado en una cartografía de fácil comprensión, con indicación de las zonas de bloqueo, ubicación de las válvulas de bloqueo, su mercado en el terreno y formato utilizable en los vehículos de operación.

El punto de partida se localiza en Anaco, lugar en el cual se encuentra uno de los principales centros de recolección de la producción de gas natural llegando a la estación de Barbacoa en Puerto la Cruz. Este sistema consta de 120 Km, transporta 428 MMPCND

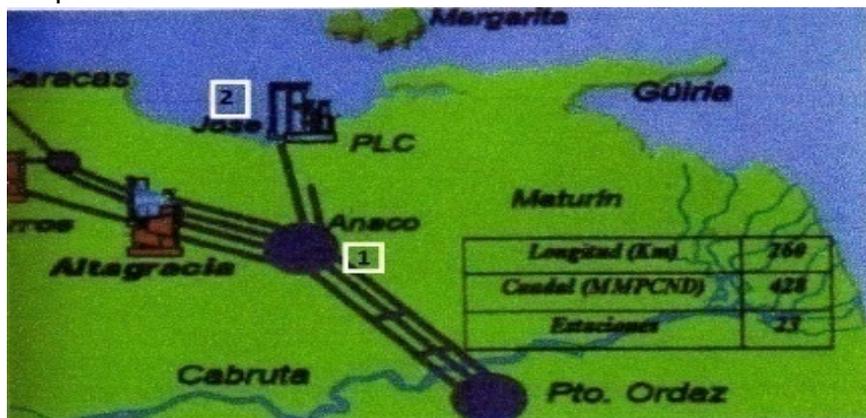


Figura Nro. 1 Gasoducto Anaco –Puerto la Cruz

Demanda de gas de la región

Para realizar un estudio detallado del nivel de consumo es necesario tomar en cuenta el nivel aproximado de consumo de las principales poblaciones por donde pasará el gasoducto:

Tabla Nro.3 Demanda de gas en la población de Puerto la cruz

Año	Consumo en MMPCED
2007	85,00
2008	85,00
2009	85,00
2010	85,00
2011	85,00
2012	85,00
2013	85,00
2014	85,00
2015	85,00
2016	85,00

Propiedades del gas

En la siguiente tabla se muestra la composición del gas en estudio, a una temperatura de 580 °R, y presión de 860lpc:

Tabla Nro. 4 Composición del gas estudiado

COMPONENTES	CANTIDAD
METANO C1 (%)	82
ETANO C2 (%)	15
PROPANO C3 (%)	3
AGUA H ₂ O (Lb/PCN)	7
DIOXIDO DE CARBONO CO ₂ (g/PCN)	0.25
SULFURO DE HIDROGENO H ₂ S (G/PCN)	0.25

Con esta composición se procedió a calcular las propiedades del gas:

Tabla Nro. 5 Cálculo de las propiedades del gas

Componentes	PM(lb/lbmol)	Y _i	P _{ci} (lpca)	T _{ci} (01°R)
C1	16,043	0,819789788	667,8	343,37
C2	30,07	0,149961547	707,8	550,09
C3	44,097	0,029992309	616,3	666,01
H ₂ O	18	0,000147507	3204,6	1165,5
CO ₂	44,01	4,75009e-05	1071	547,9
H ₂ S	34,076	6,13486e-05	1306	672,7
Sumatoria		1,000		

Ahora se procede a calcular las propiedades críticas del gas corregidas con las nuevas fracciones ya normalizadas:

Presión y temperatura seudocrítica:

$$P_{sc} = \sum_{C_i}^{H_2S} P_{ci} \times Y_i = 672,68E$$

$$T_{sc} = \sum_{C_i}^{H_2S} T_{ci} \times Y_i = 384,19$$

Masa del gas:

$$\sum_{C_i}^{H_2S} M_i \times Y_i = 18,99 \text{ (lb/lbmol)}$$

Tabla Nro. 6 Propiedades pseudocríticas del gas

Componentes	P _{sc}	T _{sc}	M _i *Y _i
C1	547,4556209	281,4912195	13,15188757
C2	106,1427827	82,49234717	4,509343706
C3	18,48426023	19,97517793	1,322570864
H ₂ O	0,472699716	0,171874714	0,002655119
Co ₂	0,050873433	0,026025727	0,002090513
H ₂ s	0,080121212	0,041269172	0,002090513
Sumatoria	672,6863577	384,1979142	18,99063829

Luego se corrigieron las sumatorias de la temperatura y presión seudocríticas por presencia de impurezas (no hidrocarburos) utilizando el método de Wichert y Aziz:

$$T_{sc)c} = T_{sc} -$$

$$P_{sc} = \left(\frac{P_{sc} \times T_{sc)c}{T_{sc)c + B \times (1 - B) \times \epsilon} \right)$$

Donde:

$$A = Y_{CO_2} + Y_{H_2S}$$

Calculando: $A = (4,75009 * 10^{-5} + 6,13849 * 10^{-5}) = 0,0000108849$

$B = YH_2S$

Calculando: $B = 6,13849 * 10^{-5}$
 $= 120 * (A^{0,9} - A^{1,6}) + 15 * (B^{0,5} - B^{0,4})$

Calculando:
 $= 120 * (0,0000108849^{0,9} - 0,0000108849^{1,6}) + 15 * ((6,13849 * 10^{-5})^{0,5} - (6,13849 * 10^{-5})^{0,4})$

Sustituyendo en las ecuaciones:

$T_{sc} = 384,0479479 \text{ } ^\circ R$

$P_{sc} = 672,423 \text{ lpc}$

Con estos dos parámetros nos vamos a la grafica de Standing y Kast tomada del libro de Gonzalo Rojas pagina 124, calculamos el factor de compresibilidad (Z): $Z = 0,88$

Calculo de la gravedad específica del gas:

$$\gamma = \frac{Mg}{28,29} = \frac{18,9906 \text{ lb/lbmol}}{28,97 \text{ lb/lbmol}} = 0.66$$

Donde:

Mg= masa molecular del gas (lb/lbmol)

Peso molecular del aire: 28,97 lb/lbmol

Calculo de la densidad del gas:

$$\rho = \frac{P * Mg}{Z * R * T}$$

$= 964,7 \text{ Psia} * 18,9906 \text{ lb/lbmol} / 0,88 * 10,731 \text{ Psia cc/lbmol } ^\circ R * 580 = 2,9821 \text{ lb/PCN}$

$= 0,04781 \text{ g/cc} = 47,81 \text{ Kg/m}^3$

3. Calculo de la viscosidad del gas por el método de Lee, Gonzalez, Eakin:

$\mu = K * 10^{-4} * \exp X * \gamma = 0.1315 \text{ Cpoise}$

Donde:

$$K = \frac{(9.376 + 0,01607 * Mg) (T \text{ exp } 1,5)}{209,2 + 19,26 * Mg + T} = 117,085$$

$$x = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01009 Mg$$

$$y = 2.4447 + 0.2224 * x$$

VARIABLES OPERACIONALES DE CONTROL Y CAUDAL DE GAS A CONDICIONES DE OPERACIÓN

Presión

Presión de salida: 950 psig

Presión de llegada: 550 psig

Temperatura

Temperatura: 580°R

Caudal de gas (Qg)

Considerando el consumo de la refinería de Puerto la cruz, el consumo total de gas de la población de Anaco y agregando un 20% asumiendo que habrá un aumento de la población la ecuación queda de la siguiente manera:

$$Q_g = Q_r + Q_{ta} + 20\%$$

Donde:

Q_r: consumo de la refinería Puerto la cruz

Q_{ta}: consumo de la población de Anaco

El cálculo del consumo total de la población de Anaco se realiza de la forma siguiente:

$$Q_{ta} = n^{\circ} \text{ de viviendas} * Q \text{ mensual por vivienda}$$

Donde:

$$N^{\circ} \text{ de viviendas} = \text{población total de Anaco} / 5$$

$$Q_g = 428 \text{ MMPCEND}$$

DIMENSIONAMIENTO de la tubería

Diámetro

Se hace uso de la ecuación de Panhandle ya que esta trabaja para diámetros mayores a 15 pulgadas, cambios de dirección en el flujo y régimen de flujo turbulento a altas presiones.

$$D = 1 / 2.53 \left[\frac{Q_g}{n^{0.028} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{S^{0.961} Z T_1 L} \right]^{0.51}} \right]$$

$$= 1 / 2.53 \frac{[428\text{MMPCED}]}{\left(\frac{1*0.028*(967.7)^2-(567.7)^2\text{Psia}^{0.51}}{60000^{0.961}\text{psia}^{0.88}*580^\circ\text{R}*393.7.10^3} \right)}$$

D= 16 pulg

Espesor

Se determina mediante la fórmula de Barlow

$$P = \left(\frac{2 * S * t}{D} \right) * F * E * T$$

$$967.7 \text{ Psia} = (2*60000\text{Psia}*t/16\text{pulg})*0.50*1*580^\circ\text{R}$$

$$t = 0.375 \text{ pulg}$$

Donde:

P = Presión de diseño, en lpcg.

S = Esfuerzo de fluencia mínimo especificado, en lpcg.

D = Diámetro externo nominal de la tubería, en pulg.

t = Espesor de pared nominal del tubo, en pulg.

F = Factor de diseño

E = Factor según el Fluencia: 60000

Factor de Diseño: 0,50

Factor de Junta: 1,00

Factor de Reducción: 1,00

Calculo de área

$$A = \pi/4 * D^2 = \pi/4*(16)^2 = 201.0619 \text{ pulg}^2 = 1.3963 \text{ pie}^2$$

Calculo de la velocidad del gas

$$Vg = Qg / A = 428\text{MMPCED} / 1.3963 = 1081.36\text{m/s}$$

Calculo del numero de Reynold

$$Re = \rho * Vg * D / \mu = 47.81 \text{ Kg/m}^3 * 1081.36 \text{ m/s} * 0.4064 \text{ m} / 1.33 * 10^{-4} \text{ Kg.s/m}^2 = 15.97 * 10^8$$

CARACTERIZACION DE LA TUBERIA

Materiales empleados

Para seleccionar el material del gasoducto se deben tomar en cuenta los siguientes aspectos:

Cada componente de la tubería debe ser capaz de soportar las presiones de operación y otras cargas previas sin restarle eficiencia.

Un componente metálico esta autorizado para ser usado, si a través de la inspección visual del componente limpio, se verifica que no existe defecto alguno que pudiera reducir la resistencia o humedad del mismo.

Todos los componentes deben ser del mismo material que la tubería de conducción del gas, salvo que precisamente se trate de un accesorio de transición entre dos materiales distintos.

Las figuras permitidas para el uso en redes de conducción de gas son: coplas, codos de 90°, codos de 45°, te normales, te reducción, coplas de reducción, ramales de derivación a 90°, accesorio de toma de servicio con o sin sacabocado incluido.

Están prohibidos accesorios tipo cruz, con cuatro derivaciones simultaneas.

Accesorios

- Accesorios metálicos
- Accesorios de propileno
- Bridas
- Codos
- Te
- Reducción
- Válvulas
- Tapones empacaduras

ESTUDIO DE LOS IMPACTOS AMBIENTALES POTENCIALES DEL GAS NATURAL

Impactos directos:

La instalación de los gasoductos puede causar erosión en el área de la tubería. En las áreas montañosas, esto puede provocar la inestabilidad de los

suelos y causar derrumbes. El escurrimiento y sedimentación pueden bajar la calidad del agua de los ríos y arroyos durante la construcción.

La instalación de los gasoductos y caminos de mantenimiento puede alterar los modelos de drenaje, bloquear el agua, levantar el nivel freático en el lado ascendente del gasoducto, y esto puede causar la muerte o reducción de la vegetación, como los árboles. Si el gasoducto pasa por un bosque grande, el impacto puede ser importante. Además, se puede alterar el suministro de agua a los humedales.

La creación del derecho de vía puede provocar una invasión de plantas exóticas que competirán con la vegetación nativa. Si no se controlan, puede haber un impacto significativo a largo plazo. Asimismo, la instalación de la tubería puede fragmentar el hábitat de las áreas naturales (ej., tierras silvestres), y provocar la pérdida de especies y reducir la biodiversidad.

Los gasoductos que se colocan sobre la tierra pueden crear barreras para los seres humanos y la fauna migratoria. Esto puede ser importante, dependiendo de la extensión y ubicación de la tubería.

La construcción de gasoductos puede causar la interrupción temporal del tráfico. Esto puede ser significativo en las áreas desarrolladas, si el gasoducto cruza las rutas principales de transporte.

Las roturas y fugas, así como los desechos generados en las estaciones de compresión y transferencia, pueden causar, potencialmente, la contaminación de los suelos, aguas superficiales y el agua freática. La importancia de esta contaminación depende del tipo y magnitud de la fuga, y el tipo y volumen de los desechos que se generen, y el grado en el que se afecte el recurso natural. Las fugas o roturas de los gasoductos pueden causar explosiones e incendios. En las áreas desarrolladas, estos accidentes representan un riesgo importante para la salud humana.

Impactos indirectos

Los gasoductos de tierra alta pueden inducir desarrollo secundario (por ej., ocupación ilegal) dentro del derecho de vía del oleoducto. Este desarrollo no planificado puede sobrecargar la infraestructura existente del área afectada.

Los gasoductos de tierra alta pueden permitir acceso a las áreas que, de otra manera, serían inaccesibles (por ej., tierras silvestres). Esto puede provocar la degradación y explotación de estas áreas.

DISCUSION DE RESULTADOS

Para obtener la ruta del gasoducto primero se establecieron las reglas y los códigos de diseño de tuberías las cuales proporcionan requisitos en la selección e inspección de materiales en el diseño del mismo, luego se obtuvieron los datos meteorológicos para obtener la humedad relativa y la dirección del viento en caso de que exista alguna fuga a futuro, para así, darle paso al trazado y seccionamiento en donde se destaca el numero de manzanas adecuadas en relación al número de clientes abastecidos para poder facilitar el venteo y bloqueo de la zona en caso de accidentes. En la demanda del gas en la región se hace un estudio detallado del nivel de consumo de las principales poblaciones por donde pasara el gasoducto y esto fue de 85,00 MMPCSD.

Para los cálculos de las propiedades del gas a transportar previamente se determinaron las características pseudoreducidas de la mezcla gaseosa dando como resultado 384,0479479 °R y 672,423 lpc con las cuales se procedió a la determinación del factor de compresibilidad (Z) por medio de la grafica de Standing y Kast dando un valor de 0,88; dicho valor fue utilizado para definir la densidad del gas mediante la ecuación general de gases ideales la cual es una de las ecuaciones que se utilizan para precisar características específicas de compuestos de acuerdo a condiciones a las que son sometidos. En la determinación de viscosidad (μ) y gravedad específica (g) se usaron modelos que al igual que la ecuación de estado permite definir propiedades arrojando como resultado 0.1315 Cpoise y 0.66 respectivamente.

El dimensionamiento del gasoducto fue evaluado utilizando la ecuación de Panhandle para el diámetro ya que dicha ecuación es la que se ajusta tanto a las condiciones del gas a transportar (tipo de flujo: turbulento) como a la presión de salida que trabaja la ciudad de Anaco (950 psig), para cambios en la dirección del flujo y para diámetros de tubería mayores a 15 pulg, que es lo que se espera puesto que el tramo de tubería es de 120 Km y no presenta un recorrido recto, dando como resultado un diámetro aproximado de 16 pulg lo que ratifica las características con las cuales trabaja la ecuación mencionada anteriormente; en cuanto al cálculo del espesor mínimo que debe tener la tubería para soportar las presiones a las que es sometida la estructura de la tubería debido a la alta velocidad que lleva la mezcla de gas se usó la ecuación de Barlow dando un valor de 0.375 pulg. Todos y cada uno de los parámetros destacados están bajo los reglamentos adoptados por las normas de PDVSA, ASME y API.

CONCLUSIONES

- Las etapas del diseño del gasoducto cumplen con las normativas de COVENIN, PDVSA, API y ASME.
- La mezcla gaseosa que es transportada a través del gasoducto posee una densidad de 47.81 Kg/m³, viscosidad de 0.1315 Cpoise y gravedad específica de 0.66.
- La ecuación que más se ajusta a las condiciones del gasoducto es la ecuación de Panhandle pues trabaja con diámetros mayores a 15" y

presiones altas dando como resultado un valor de 16 pulg y un espesor de 0.375 pulg determinado por medio de la ecuación de Barlow.

- El flujo que se transporta por la tubería es un flujo turbulento.
- La instalación del gasoducto ocasiona un impacto de manera directa e indirecta al ambiente.

RECOMENDACIONES

- Documentarse en cuanto a las leyes y normas que rigen cada uno de los aspectos a tomarse en cuenta para el diseño de una tubería.
- Examinar la zona por donde atravesará la línea de conexión en cuanto a datos meteorológicos y así poder inferir en la durabilidad que tendrá el gasoducto.
- Seleccionar la ecuación para cálculo de diámetro del gasoducto según sean las condiciones de trabajo para lograr resultados óptimos.

**DETERMINACIÓN DEL GAS ORIGINAL EN SITIO (GOES) POR
EL MÉTODO VOLUMETRICO**

RESUMEN

Un yacimiento de gas natural es el sitio donde se alberga una mezcla de hidrocarburos livianos, que en su mayor parte está constituida por metano y etano y en menor proporción por propano, butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados. Una de las tareas básicas del ingeniero de yacimientos es la obtención de un estimado de los volúmenes de gas presentes en tales yacimientos que pueden ser recuperados, lo cual permite clasificar yacimientos de acuerdo con su tamaño y poder visualizar que proyecto de explotación puede ponerse en marcha. Para esto, es necesario tener en cuenta el volumen de gas originalmente en sitio (GOES) y el volumen remanente de gas a cualquiera que sea la presión escogida para suspender las operaciones en el yacimiento temporalmente o no.

Para obtener el volumen de gas inicialmente en sitio (GOES) se requiere información obtenida de pozos encontrados en zonas cercanas a la estudiada, de los cuales se tenga historias de producción, registros, etc. La estimación del (GOES) puede realizarse mediante varios métodos, pero el más influyente es el método volumétrico; el cual puede determinarse empleando mapas isópacos (brutos o netos), lo cual requiere del cálculo del área encerrada por cada curva de espesor constante del terreno estudiado. En este trabajo se le proporcionara información sobre este y se identificaran algunas propiedades físicas y factores que engloba la determinación del gas original en sitio.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Determinar el gas original en sitio (GOES) por el método volumétrico.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Realizar una hoja de cálculo que permita calcular las reservas de un yacimiento de gas original en sitio utilizando el método volumétrico y el método convencional.

Determinar el volumen bruto por el método tabular y convencional.

Calcular el Gas Original en Sitio por el método tabular y convencional.

MARCO METODOLÓGICO

Con el fin de obtener la mejor solución al problema planteado y considerando esta investigación con una naturaleza documental y un método de estudio descriptivo, se estableció como metodología la estratificación del mismo en varias etapas, teniendo como punto de partida la revisión bibliográfica, cual será la base para alcanzar cada uno de los objetivos planteados.

Etapas del informe

Con el propósito de determinar las reservas de gas de un yacimiento de gas condensado por el método tabular y convencional se efectuarán los siguientes pasos:

Revisión bibliográfica

Esta etapa se basó en la recopilación de información concerniente al tema mediante la consulta de libros, manuales, tesis de grado, internet, entre otros; con la finalidad de ampliar el conocimiento de las reservas de yacimientos de gas condensado a través del método tabular y convencional y lograr así el desarrollo de los objetivos planteados.

Realizar una hoja de cálculo que permita calcular las reservas de un yacimiento de gas original en sitio utilizando el método tabular y convencional.

Con la ayuda de la herramienta Microsoft office Excel se realizará una hoja de cálculo con el propósito de determinar de gas original en sitio por medio del método de tabular y convencional.

Determinar el volumen bruto por el método tabular y convencional.

Con los datos que se obtengan en la hoja de cálculo por el método de declinación de presión se procederá a determinar el gas condensado original en sitio, condensado original en sitio y el gas original en sitio.

Calcular el Gas Original en Sitio por el método tabular y convencional.

Una vez conocido el método tabular depende de las razones de áreas que se obtiene del mapa isopaco y el método convencional consiste en el cálculo del volumen bruto el cual se allá teniendo las áreas y espesor de cada arena

DESARROLLO DEL PROYECTO

Determinación una hoja de cálculo que permita calcular las reservas de un yacimiento de gas original en sitio utilizando el método tabular y convencional.

El yacimiento AREAS 2011 ANABEL del campo UDO presenta el siguiente análisis PVT, las características Petrofísicas que se presentan a continuación:

Tabla Nro. 1 Datos del PVT (AREAS 2011)

SATURACION DE AGUA (Swi)	0,25
POROSIDAD (Φ)	0,28
PRESIÓN INICIAL, Lpca	5164
TEMPERATURA, °R	657
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS (γg)	0,653

Calculo de factor de compresibilidad (Z):

Tsc=	374,89
Psc=	670,80
Tsr=	1,75
Psr=	7,70

$$Z = 0,987 \text{ adim}$$

Metodo Tabular:

Metodo Convencional:

RAZON DE AREA ≥ 0,5 TRAPEZOIDAL

$$V = \frac{(A1 + A2) \cdot h}{2}$$

RAZON DE AREA < 0,5 PIRAMIDAL

$$V = \left(\frac{A_1 + A_2 + \sqrt{A_1 \cdot A_2}}{3} \right) \cdot h$$

$V = A \cdot h$

Volumen Bruto:

$Vb = \sum Vb_i$

Formulas aplicadas para el método tabular y convencional obtener el volumen bruto así con este sustituirlo en la ecuación general del Gas original en sitio.

Calculo del Factor Volumetrico del Gas (β_{gi}):

$$\beta_g = 0.00504 \frac{Z_g \times T}{P}$$

$$\beta_{gi} = 0,000633$$

Calculo del Gas Original en Sitio (GOES):

$$GOES = \frac{43560 \times Vb \times \phi \times (1 - Swi)}{\beta_{gi}}$$

Donde:

GOES = Gas Original en Sitio [BN]

Vb = Volumen bruto [Acre-pie]

ϕ = Porosidad [Fracción]

Swi = Saturación inicial de agua [Fracción].

β_{gi} = Factor volumétrico del gas inicial [BN].

Tabla Nro. 2 Gas original en sitio (POZO AREAS 2011 ANABEL)

METODOS	GOES (MMPCN)
TABULAR	54,45
CONVENCIONA	51,94

DISCUSION DE RESULTADO

Este método tiene básicamente dos aplicaciones, que son:

1. Aplicación determinística en donde sabemos que hablamos de un resultado, de una ecuación que nos da un valor.

Aplicación probabilística en donde se habla de una gran cantidad de resultado, una probabilidad; de que tan probable es que el valor sea igual a este valor, o que sea mayor o menor igual a ese valor.

Inicialmente se calculo zg aplicando el ajuste de brill y beggs ya que es mas preciso y se puede usar fácilmente en cálculos de diseño de proyecto de ingeniería, utilizando una mapa isopaco de arena neta petrolífera se puede obtener el volumen total por diferentes métodos entre los cuales se tiene los siguientes métodos piramidal y trapezoidal siendo el mas preciso el método piramidal. Sin embargo, por su forma mas sencilla es la comúnmente usada es el método trapezoidal. Si dicha razón es menor al valor de 0,5 se recomienda utilizar el método piramidal y cuando sea menor el método trapezoidal, es decir simultáneamente se pueden aplicar en una capa un método y en otra el otro método, de acuerdo a dicha razón entre áreas sucesivas. El volumen del yacimiento es un incremento del área multiplicada por el espesor neto petrolífero, el volumen total del yacimiento es la sumatoria de los incrementos del volumen del yacimiento.

Se requiere determinar el volumen del gas de un yacimiento, entonces se procede a introducir en la formula los datos PVT y factor volumétrico del gas.

CONCLUSIONES

1. El método volumétrico sirve para estimar el volumen de hidrocarburo que se encuentra en el subsuelo y se hace a partir de la determinación del volumen de roca que conforma el yacimiento, la capacidad de almacenamiento de la roca y la fracción de hidrocarburos presentes en los poros de dicha roca.

2. Los mapas isópacos se utilizan en el método volumétrico para obtener las líneas que contengan puntos de una misma elevación a partir de la parte superior del estrato.

3. El método más preciso para calcular el volumen neto o el volumen bruto del yacimiento es por el método piramidal, sin embargo, el método trapezoidal es la comúnmente usada por su forma más sencilla al aplicarla.

4. Si los registros son de densidad son BAJOS, esto indica ALTA porosidad y si los registros de densidad son ALTOS, esto indica BAJA porosidad y presencia de gas en los poros.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	Determinación el gradiente de presión para el estudio del comportamiento de una línea de flujo multifásico mediante la aplicación de correlaciones en tuberías horizontales e inclinadas.
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Pino, Anabell Sofía	CVLAC: 14.617.860 E MAIL: anabellopino@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Caída de Presión

Flujo Multifasico

PIPEPHASE

Tuberías

Correlaciones

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÀREA	SUBÀREA
<u>Ingeniería y Ciencias Aplicadas</u>	Ingeniería de Petróleo

RESUMEN (ABSTRACT):

En la industria petrolera y del gas natural, el término fase alcanza otra dimensión, ya que además de las fases conocidas como gas y líquido en el flujo bifásico, se incluye también la fase de crudo o petróleo. Al hablar de flujo multifásico podemos pensar en una mezcla multicomponentes, y no muy lejos de esta realidad en el lenguaje petrolero y gasífero, esta terminología está referida al flujo de gas libre, agua y petróleo a través de pozos petrolíferos ó de agua , líquido condensado y gas en pozos gasíferos. El flujo multifásico representa el movimiento de gas libre y líquido que ocurre en el interior de la tubería de producción. La fase gaseosa puede encontrarse de forma homogénea con el líquido o coexistir formando un oleaje donde el gas empuja al líquido desde atrás o encima de el, originando crestas en algunos casos en la superficie del líquido. Estas características de flujo son correlacionadas mediante grupos adimensionales tales como: el Número de Reynolds que le permiten diferenciar el flujo laminar (Número de Reynolds menores a 2.000) y al flujo turbulento (Número de Reynolds mayores a 2.000).

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Rondón, José	ROL	CA	AS X	TU	JU
	CVLAC:	8.328.657			
	E_MAIL	rondonjj@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011 AÑO	08 MES	12 DÍA
-------------	-----------	-----------

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. ANABEL. 2011.doc	Documento en word

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

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero de Petróleo

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Petróleo

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al Artículo 41 del reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y solo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo notificará al Consejo Universitario.”

**PINO, ANABELL S.
AUTOR**

**RONDON, JOSE
TUTOR**

**SALAS, ROBERTO
JURADO**

POR LA COMISION DE TRABAJO DE GRADO