

ASSESSMENT OF FLUID PRESSURE LOSS IN OIL & GAS IN-FIELD PIPELINES: A GIS BASED APPROACH

Nicolás Metallo^a, Antonio Liporace^b

^aDepartamento de Integridad Mecánica, Sinopec Argentina Exploration & Production Inc., Manuela Saenz 323, Buenos Aires, Argentina, Nicolas_Metallo@sinopecarg.com.ar

^bDepartamento de Integridad Mecánica, Sinopec Argentina Exploration & Production Inc., Manuela Saenz 323, Buenos Aires, Argentina, Antonio_Liporace@sinopecarg.com.ar

Keywords: multiphase flow, GIS, pressure loss, water-oil emulsion, phase inversion.

Abstract: The assessment of fluid pressure loss in pipelines plays a major role in the solution of problems of practical interest. Indirect corrosion monitoring as well as pipe size calculations, they both rely on an accurate calculation of pressure loss. However this is not a trivial task. In this paper we present an innovative methodology to calculate and display fluid pressure drop in Oil & Gas pipelines. This methodology addressed all relevant aspects of multi-phase fluid pressure drop such as emulsion kinematic viscosity model and emulsion density model. A solution to readily acquire input parameters to perform pressure drop calculations via Geographic Integration System (GIS) is also presented. The same system is use to present calculation results. This procedure allows a complete automation of the calculations for an entire pipeline network.

Resumen: La determinación de la pérdida de carga en ductos desempeña un rol fundamental en la solución de problemas de interés práctico. Tanto el monitoreo indirecto de la corrosión interna como el cálculo del diámetro requerido para una cañería dependen de una determinación precisa de éste valor. Sin embargo, su cálculo no es una tarea trivial. En este trabajo se presenta una metodología innovadora para calcular las pérdidas de carga en ductos de la industria del petróleo y del gas. Ésta aborda aspectos relevantes del flujo multifásico tales como el modelado de la variación de la viscosidad cinemática de la emulsión y del modelado de la variación de su densidad. También se presenta una solución que permite una integración directa con el Sistema de Información Geo-referenciada (GIS) tanto para obtener automáticamente los datos requeridos para realizar el cálculo como para mostrar gráficamente los resultados obtenidos. Este procedimiento permite una automatización completa del proceso de cálculo para toda una red de ductos.

1 INTRODUCCIÓN

La determinación de la pérdida de carga en oleoductos desempeña un papel fundamental en la solución de muchos problemas de interés práctico. Tanto el monitoreo indirecto de la corrosión como la determinación del tamaño más adecuado de un ducto requiere que se conozca con precisión la pérdida de carga. Sin embargo, su cálculo no resulta una tarea trivial. El fluido originado en los pozos es una mezcla de proporciones variables de petróleo, agua y gas. Existen diversas teorías para abordar el problema pero, desafortunadamente, ninguna de ellas es de aplicación general. El problema cuenta con la complejidad adicional al requerir que se conozcan, la longitud total, el caudal volumétrico y la elevación topografía de los puntos extremos del ducto en estudio. Obtener éstos datos puede convertirse en una tarea que requiera grandes esfuerzos, en especial para ductos que reciben fluido de muchos pozos.

El fluido que se extrae de pozos petroleros está constituido por una proporción variable de petróleo, gas y agua. La fracción líquida de ésta mezcla siempre es predominante pero la relación entre el petróleo y el agua es muy variable. Esto es particularmente notable en fluidos obtenidos de pozos productores ubicados en zonas en que se han desarrollado proyectos de recuperación secundaria; condición que es frecuente en los yacimientos explotados en Argentina. Esta variabilidad torna en un reto complejo la tarea de determinar tanto la densidad como la viscosidad cinemática del fluido. Esto es particularmente crítico ya que la exactitud con que puedan obtenerse éstos valores, junto con la teoría de flujo multifásico adoptada, determinarán la exactitud que puede esperarse para el valor de pérdida de carga calculado.

En este trabajo se analizan múltiples modelos de densidad, viscosidad cinemática y flujo multifásico y se seleccionan los más apropiados. Esto conduce a la elaboración de una metodología completa para determinar las pérdidas de carga en ductos de la industria del gas y del petróleo que aborda todos los aspectos antes mencionados. También se presenta un modo de obtener de la base de datos Corporativa de Información Geo-referenciada (GIS) la longitud total de cada ducto, el caudal que maneja y las elevaciones de sus extremos.

Aunque se han desarrollado diversas teorías que permiten determinar la pérdida de carga en ductos, ninguna de ellas resulta suficientemente completa a los efectos de poder ser aplicada ampliamente al análisis de ductos en yacimientos de producción de hidrocarburos. Lo mencionado es particularmente cierto para líneas de conducción de fluidos que vinculan pozos productores con otras instalaciones de superficie. Muchas de estas teorías contienen hipótesis simplificativas que no consideran las variaciones de densidad ni las de viscosidad cinemática, lo que conduce a resultados que no se correlacionan bien ni con datos experimentales ni con mediciones de campo. La integración con el sistema GIS requiere que se desarrolle una aplicación (ArcObjects) que pueda correrse durante la noche de manera que puedan capturarse las modificaciones introducidas a la base de datos corporativa durante el día (por ejemplo, nuevos valores de caudales de fluido). Del mismo modo, deberá automatizarse el proceso de actualización de los valores de pérdida de carga calculados en el sistema GIS de modo que estos valores puedan ser adecuadamente presentados en el mismo sistema.

En las siguientes secciones se presentan los fundamentos de la teoría del flujo multifásico. Luego se discuten los principales modelos de viscosidad cinemática y de variación de densidad y se seleccionan los que mejor se adaptan a la industria del petróleo y del gas. A continuación se desarrolla la metodología de cálculo propuesta. Finalmente, se describe en detalle el modo en que puede llevarse adelante la integración de este proceso al sistema GIS incluida la adquisición de datos y la presentación gráfica de los resultados; esto permite realizar la determinación de la pérdida de carga para todos los ductos de una red de manera automática.

2 FUNDAMENTOS DEL FLUJO MULTIFÁSICO

En la industria del petróleo y del gas, el flujo multifásico generalmente ocurre en el fluido proveniente de los pozos productores, y en todos los lugares en donde el gas y el líquido fluyen simultáneamente a través de un ducto. Esto lo conocemos como flujo bifásico (gas-líquido) pero en adición a esto, también es normal encontrar agua, lo que termina formando una emulsión petróleo-agua que, finalmente, clasifica al fluido como multifásico.

2.1 Velocidades Superficiales

Es posible encontrar la velocidad superficial de cada fase, tanto de la fase gaseosa () como de la fase líquida () dividiendo el caudal volumétrico de la fase por la sección transversal del ducto. Consideraremos al sistema como conteniendo una única fase fluyendo por el mismo. De este modo, las velocidades de ambas fases pueden calcularse con las ecs. 2.1.1 y 2.1.2.

$$v_g = \frac{Q_g}{A} \quad (2.1.1)$$

$$v_l = \frac{Q_l}{A} \quad (2.1.2)$$

La fase líquida () contiene tanto petróleo como agua y puede calcularse con la ec. 2.1.3.

$$v_l = v_{lw} + v_{lg} \quad (2.1.3)$$

Donde los factores de formación volumétrica (petróleo), (agua) y (gas) convierten a la condición de presión y temperatura que prevalecen en el ducto de condiciones estándares (o de *stock tank*).

La fase gaseosa () puede ser considerada como una función de la presión, y puede calcularse con la ec. 2.1.4.

$$v_g = v_{g0} \left(\frac{P}{P_0} \right)^n \quad (2.1.4)$$

Finalmente, las velocidades superficiales podrían ser reescritas como:

$$v_g = v_{g0} \left(\frac{P}{P_0} \right)^n + v_{lw} + v_{lg} \quad (2.1.5)$$

$$v_l = v_{lw} + v_{lg} \quad (2.1.6)$$

Como la sección transversal ocupada por la fase líquida es más pequeña que la sección de todo el ducto, podemos encontrar que la velocidad in-situ (considerando el *hold-up* de líquido) es entonces mayor que la velocidad superficial.

Para conocer la velocidad final de la mezcla la ec. 2.1.7 debe ser considerada.

$$v_m = v_g + v_l \quad (2.1.7)$$

2.2 Hold-up de Líquido

Cuando dos o más fases se encuentran presentes en un ducto, en la mayoría de los casos, el gas fluye más rápidamente que el líquido, esto es lo mismo que decir que $v_g > v_l$. Esto generalmente sucede la fase menos densa produce un deslizamiento entre las dos. Como consecuencia, las fracciones volumétricas in-situ de cada fase (bajo condiciones de

flujo constante) van a diferir de las fracciones volumétricas de entrada del ducto. Existen varios tipos de *hold-up* de líquido, éstos se desarrollarán en los párrafos siguientes.

Hold-up de líquido y gas sin deslizamiento (&): se define como la relación entre el volumen de líquido en un segmento de ducto dividido por el volumen del segmento de ducto que existiría si el gas y el líquido fluyeran a la misma velocidad (sin deslizamiento). Se puede calcular directamente desde los caudales volumétricos del gas y del líquido tal como muestra la ec. 2.2.1.

$$= \quad + \quad = \quad , \quad = 1 - \quad \quad (2.2.1)$$

Hold-up de líquido y gas (&): se define como la relación entre el volumen de un segmento de ducto ocupado por líquido con respecto al volumen del segmento de ducto. Lo remanente de este segmento de ducto esta entonces ocupado por gas; esto queda reflejado en la ec. 2.2.2.

$$= 1 - \quad \quad (2.2.2)$$

Cuando el deslizamiento de fases ocurre, entonces tendremos que:

$$\begin{aligned} &> \\ &> \end{aligned}$$

2.3 Densidad de la mezcla gas-líquido y velocidad de flujo

La velocidad real del líquido (no la superficial) debería ser mayor a los 3 m/s para asegurarse que las arenas y el agua sean continuamente transportadas con el líquido y no se acumulen en el fondo del ducto. La velocidad real del líquido puede calcularse aplicando la ec. 2.3.1.

$$= \quad \quad (2.3.1)$$

En condiciones de máxima operación, la velocidad de la mezcla () no debería exceder la velocidad erosional ya que ello induciría una pérdida de espesor de pared de ducto que ocurre por un proceso de erosión y corrosión. Este proceso es acelerado por las altas velocidades de flujo, presencia de arenas, contaminantes corrosivos tales como H_2S , y accesorios que modifican el flujo como codos.

El siguiente procedimiento (norma API 14E) para establecer una “velocidad erosional” puede ser utilizado cuando no se posee información específica de las propiedades erosivas y corrosivas del fluido circulante. Ésta velocidad puede calcularse aplicando la ec. 2.3.2.

$$= \quad \quad (2.3.2)$$

Dónde:

= velocidad de la mezcla máxima aceptable para evitar erosión excesiva (ft/s)

= densidad de la mezcla sin corrimiento (lb/ft^3)

C = constante dada por API R14E (Ej: 100 para acero al carbono)

Y la densidad de la mezcla puede ser determinada utilizando la ec. 2.3.3.

$$= 12409 \quad + 2.7 \quad 198.7 \quad + \quad \quad (2.3.3)$$

Dónde:

P = presión operativa, psia

= gravedad específica del líquido (agua = 1) en condiciones normales

R = relación gas-líquido, ft³/ en condiciones normales

T = temperatura operativa, °R

= gravedad específica del gas (aire = 1) en condiciones normales

Z = factor de compresibilidad del gas, adimensional

2.4 Inversión de Fase

Las mezclas de petróleo y agua en ductos de producción interactúan a través de sus interfaces y el alcance de estas interacciones determina las propiedades efectivas de la mezcla. Dos dispersiones pueden formarse normalmente: una siendo agua-en-petróleo (W/O) que es formada cuando la fase acuosa se encuentra dispersa en la fase orgánica y petróleo-en-agua (O/W) cuando la fase orgánica se encuentra dispersa en la fase acuosa. La inversión de fase es el fenómeno donde las fases de la dispersión líquido-líquido se intercambian de tal manera que la fase dispersa se invierte espontáneamente para convertirse en la fase continua y vice-versa. Esto puede verse ilustrado en la Figura 2.4.1 debajo y podemos entonces decir que el punto de inversión es el *hold-up* de la fase dispersa para un sistema en el que ocurre la transición, por ejemplo cuando la fase dispersa se convierte en la fase continua.

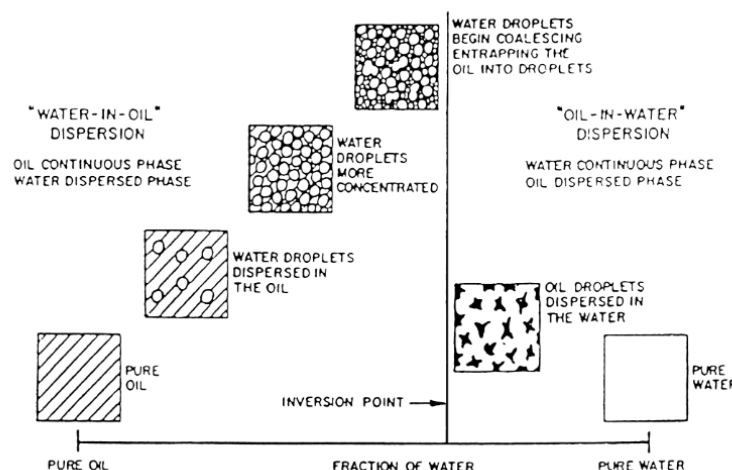


Figura 2.4.1: Fenómeno de inversión de fase. (Arirachakaran 1989)

Los factores que pueden influenciar la inversión de fase son, entre otros: la densidad bifásica, la viscosidad, la tensión interfacial, y otras propiedades físicas y de operación. Al mismo tiempo, la temperatura, el sistema de formación de petróleo-agua, y la mojabilidad de la mezcla también juegan un papel importante. El punto de inversión no puede determinarse exactamente. Tanto la ecuación de Decarre and Fabre (ec. 2.4.1) como la de Arirachakaran et al. (ec. 2.4.2) apuntan a proveer un rango probable de ocurrencia.

$$=1+ \frac{16}{16-1} \quad (2.4.1)$$

$$=0.5-0.1108\log \quad (2.4.2)$$

Dónde:

=punto de inversión
 =viscosidad del petróleo
 =viscosidad del agua
 =densidad del petróleo
 =densidad del agua

El aumento de viscosidad que sucede con la variación del corte de agua (fracción de agua) tiene un pico en el momento que se produce la inversión de la mezcla de una emulsión W/O a una O/W. La viscosidad de la mezcla aumenta desde el valor de la viscosidad del petróleo (sin presencia de agua) a medida que la fracción de la fase dispersa (agua) aumenta. Este comportamiento se mantiene hasta el punto de inversión, en donde el aumento se detiene y la densidad de la mezcla comienza a disminuir. Esto puede observarse en la Figura 2.4.2.

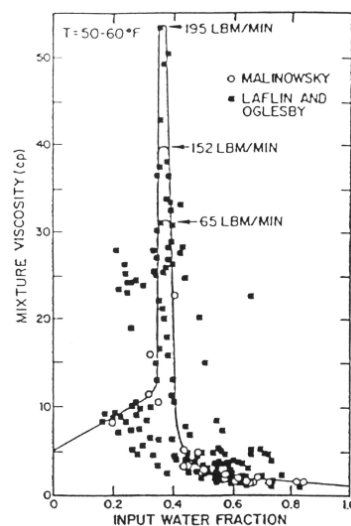


Figure 2.4.2: Mixture viscosity as it evolves with input water fraction (Arirachakaran 1989)

Los modelos matemáticos para el cálculo del punto de inversión de fase para dispersiones liquido-liquido generalmente se pueden agrupar en tres categorías principales: lineares, exponenciales y funciones potenciales.

Author	Model	Remarks
Einstein (1906, 1911)	$\frac{\mu_o}{\mu_c} = 1 + 2.5\Phi$	Monodispersed system
Taylor (1932)	$\frac{\mu_o}{\mu_c} = 1 + 2.5\Phi \left(\frac{0.4 + \mu_d/\mu_c}{1 + \mu_d/\mu_c} \right)$	Monodispersed system
Furuse (1972)	$\frac{\mu_o}{\mu_c} = \frac{(1 + 0.5\Phi)}{(1 - \Phi)^2}$	Monodispersed system
Yaron and Gal-Or (1972)	$\frac{\mu_o}{\mu_c} = 1 + \Phi \left\{ \frac{5.5[4\Phi^{7/5} + 10 - (84/11)\Phi^{2/5} + (4/K)(1 - \Phi^{7/5})]}{10(1 - \Phi^{10/5}) - 25\Phi(1 - \Phi^{4/5}) + (10/K)(1 - \Phi)(1 - \Phi^{7/5})} \right\}$	Cell model, spherical drops
Choi and Schowalter (1975)	$\frac{\mu_o}{\mu_c} = 1 + \Phi \left\{ \frac{2(5K+2) \cdot 5(K-1)\Phi^{7/3}}{4(K+1) \cdot 5(5K+2)\Phi + 42K\Phi^{5/3} \cdot 5(5K-2)\Phi^{7/3} + 4(K-1)\Phi^{10/3}} \right\}$	Cell model, spherical drops
Brinkman (1952)/ Roscoe (1952)	$\frac{\mu_o}{\mu_c} = (1 - \Phi)^{-2.5}$	Polydispersed system
Krieger & Dougherty (1959)	$\frac{\mu_o}{\mu_c} = \left(1 - \frac{\Phi}{\Phi_{max}} \right)^{[C]\Phi_{max}}$	Intrinsic viscosity, [C]=-2.5 Monodispersed system
Phan-Thien and Pham (1997)	$\left[\frac{\mu_o}{\mu_c} \right]^{2/5} \left[\frac{2\eta_r + 5K}{2 + 5K} \right]^{3/5} = (1 - \Phi)^{-1}$	Polydispersed system, spherical drops
Mooney (1951)	$\frac{\mu_o}{\mu_c} = \exp \left(\frac{2.5\Phi}{1 - k\Phi} \right)$	Crowding factor. 1.35 < k < 1.91 Monodispersed system
Pal and Rhodes (1989)	$\frac{\mu_o}{\mu_c} = \left[1 + \frac{0.8415\phi/(\phi)_{\mu_r=100}}{1 - 0.8415\phi/(\phi)_{\mu_r=100}} \right]^{2.5}$	Semi-empirical correlation
Pal Eq. 16 (2001)	$\mu_r \left[\frac{2\mu_r + 5K}{2 + 5K} \right]^{3/2} = \exp(2.5\Phi)$	$\mu_r = \frac{\mu_o}{\mu_c}$
Pal Eq. 27 (2001)	$\mu_r \left[\frac{2\eta_r + 5K}{2 + 5K} \right]^{3/2} = \left[1 + \frac{\Phi}{\Phi_m} \right]^2$	$\mu_r = \frac{\mu_o}{\mu_c}$ Based on Brinkman/Roscoe (1952)
Pal Eq. 29 (2001)	$\mu_r \left[\frac{2\eta_r + 5K}{2 + 5K} \right]^{3/2} = \frac{9}{8} \left[\frac{(\Phi/\Phi_m)^{1/5}}{1 - (\Phi/\Phi_m)^{1/5}} \right]$	$\mu_r = \frac{\mu_o}{\mu_c}$ Based on Frankel and Acrivos (1967)

Tabla 2.4.1: Viscosidad de la mezcla de emulsiones agua-petróleo (Ngan 2011)

Basado en los resultados obtenidos y en la sencillez de aplicación, tienen buen resultado el uso de cualquiera de los modelos basados en funciones potenciales aunque recomendamos el presentado por Barnea & Mizrahi en la ec. 2.4.3.

$$= \cdot 2.66 \cdot 1 - WC \quad (2.4.3)$$

Dónde:

=viscosidad de la emulsión

=corte de agua o fracción de agua en la emulsión

El rango o región donde se produce la inversión de fase sucede a valores de corte de agua inferiores que los obtenidos mediante cálculo en ductos plásticos comparados a los de acero y también sucede que al incrementar la velocidad del flujo, esta región de inversión disminuye su ancho a medida que la dispersión se vuelve más homogénea. Normalmente, desde el punto obtenido matemáticamente, existe un rango de incertidumbre de $\pm 10\%$ (Ngan 2011).

Resulta de gran dificultad poder determinar matemáticamente la evolución de la viscosidad para todo el rango de fracciones de la fase dispersa (en el caso comprendido, agua o petróleo) no siendo válido utilizar únicamente una función potencial o utilizar

promedios ponderados, tal como sugiere parte de la bibliografía, en particular durante o luego de la inversión de fase. Para que sea posible referirse adecuadamente a este cambio repentino del valor de la viscosidad de la mezcla, con este cambio de fase continua a fase dispersa, se estableció un índice de emulsificación ya que observando los métodos existentes pueden identificarse dos casos extremos. Las funciones potenciales representan el extremo donde existe una total emulsificación dando valores altos de viscosidad hasta el punto de inversión y luego reduciéndose de manera abrupta; esta reducción abrupta no se concuerda con las mediciones de campo ni con las de laboratorio y es consecuencia de la inversión de fases. Por el otro lado, utilizar un método de promedio ponderado (Ver ec. 2.1.15) asume que no existe interacción interfacial entre la fase dispersa y la continua, es decir, que existe una total falta de emulsificación. Estas hipótesis predicen un aumento suave de la viscosidad hasta el punto de la inversión que no caracteriza el exponencial que se observa tanto en las mediciones realizadas en campo como en las de laboratorio.

$$\eta = \eta_c \cdot \phi + \eta_d \cdot (1 - \phi) \quad (2.1.15)$$

Dónde:

η = viscosidad de la emulsión

La evolución de la viscosidad conforme varía la fracción acuosa debe luego caracterizarse mediante el empleo de ambas ecuaciones. Para ello se define el *Índice de Emulsificación* (E_i) que establece hasta qué punto la viscosidad de una emulsión agua-en-petróleo es determinada por modelos de funciones potenciales. Este Índice será considerado, por convención, variando desde 0 hasta 1. Para una mezcla totalmente emulsificada este valor resultará igual a la unidad ($E_i = 1$) y para una mezcla en donde exista una total falta de emulsificación este valor será igual a cero ($E_i = 0$). Esto será equivalente al cálculo de la mediana. La viscosidad de la emulsión se calculará entonces como la interacción entre una parte modelada mediante una función potencialmente y otra modelada por el promedio ponderado. A fin de mantener acotada la complejidad de la implementación, en este trabajo E_i será considerada igual a uno cuando se esté por encima del punto de inversión e igual a cero cuando se encuentre por debajo. Con estas consideraciones, la ec. 2.1.16 permite determinar la viscosidad cinemática de la mezcla.

$$\eta = \eta_c \cdot E_i + \eta_d \cdot (1 - E_i) \quad (2.1.16)$$

2.5 Normalización de mediciones de viscosidad

Como una forma de poder tener un primer acercamiento a valores de viscosidad promedio en cada yacimiento dentro de la operación se comenzaron a realizar mediciones de viscosidad en pozos, en colectores y en baterías. Estas mediciones fueron realizadas en distintos períodos de tiempo y empleando distinto equipamiento por lo que resultó necesario emplear un procedimiento para homogeneizar estos valores. Para ello se utilizó el estándar ASTM D341. Este estándar permite, conociendo dos valores de viscosidades cinemáticas a dos temperaturas diferentes, determinar la viscosidad cinemática de un hidrocarburo para cualquier temperatura.

$$\log \log \eta = -Z \cdot \log T \quad (2.5.1)$$

Con el valor Z calculado mediante la ec. 2.5.2.

$$Z = \frac{\log \eta_1 - \log \eta_2}{\log T_1 - \log T_2} \quad (2.5.2)$$

Dónde:

μ = viscosidad cinemática, mm²/s o cSt
 T = temperatura, K o $t+273.15$, donde t son grados C
 A y B = constantes
 $\mu = \exp(-1.14883 - 2.65868/T)$
 $\mu = \exp(-0.0038138 - 12.5645/T)$
 $\mu = \exp(5.46491 - 37.6289/T)$
 $\mu = \exp(13.0458 - 74.6854/T)$
 $\mu = \exp(37.4619 - 192.643/T)$
 $\mu = \exp(80.4945 - 400.468/T)$

2.6 Factor de fricción (sin deslizamiento)

Una forma general de calcular el factor de fricción sin deslizamiento (Darcy-Weisbach) es a través de la ecuación de Colebrook. El inconveniente con la aplicación de esta ecuación es su forma implícita ya que ésta dificulta enormemente su empleo.; es por ello que se han desarrollado muchas ecuaciones para aproximarla. Se recomienda el uso de la ecuación de Haaland (ec 2.6.1) ya que ésta presenta una muy buena correlación estadística y requiere la ejecución de pocos cálculos manuales.

$$\frac{1}{f} = -1.8 \log \left(\frac{2.456}{Re} + \frac{0.11}{Re^{0.875}} \right) \quad (2.6.1)$$

3 DETERMINACIÓN DE LA CAIDA DE PRESIÓN TOTAL

La caída de presión total (ΔP) está dada por la ec. 3.1.

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_h + \Delta P_i \quad (3.1)$$

Dónde:

ΔP_f = pérdidas friccionales
 ΔP_h = pérdidas hidrostáticas o por elevación
 ΔP_i = pérdidas inerciales

El método recomendado para el cálculo de la caída de presión es el propuesto por Beggs & Brill (Beggs and Brill 1973) ya que es considerado uno de las más confiables y puede utilizarse en ductos con cualquier inclinación. Normalmente, predice valores de caída de presión entre un 0-30% más altos que los reales siendo entonces un método conservador.

3.1 Pérdidas de presión friccionales

El gradiente friccional de presión ($\Delta P/L$) será dado por la ec. 3.1.1. Debe tenerse consideración de que estas pérdidas son totales y no referenciadas a la longitud del ducto.

$$\Delta P/L = 2 f \rho V^2 \quad (3.1.1)$$

Dónde:

f = factor de fricción bifásico
 V = velocidad de la mezcla (m/s)

= diámetro del ducto (m)
 = densidad de la mezcla (kg/m³)

3.2 Pérdidas de presión hidrostáticas

Cuando el *hold-up* de líquido es conocido es posible calcular las pérdidas hidrostáticas (Δ) a través de la ec. 3.2.1.

$$\Delta = \rho \cdot h \quad (3.2.1)$$

Dónde:

Δ = pérdida hidrostática (N/m²)
 = aceleración debido a la gravedad (9.81 m/s²)
 h = diferencia de altura (m)
 = densidad de la mezcla (kg/m³)

3.3 Pérdidas de presión inerciales

En este trabajo, se asume que las pérdidas de presión inerciales (Δ) son pequeñas y son, por tanto, despreciables. Éstas resultan significativas sólo cuando las velocidades de flujo son realmente altas y se acercan a condiciones críticas de operación.

3.4 Regímenes de flujo y mapa de patrones de flujo

Como la energía potencial afecta poco al flujo horizontal, la caída de presión no se ve afectada por los regímenes de flujo como si sucede en el flujo vertical. En la Figura 3.4.1 pueden verse los diferentes regímenes de flujo en flujos horizontales de gas-líquido. Podemos entonces diferenciar tres grandes tipos de régimen de flujo (Beggs and Brill, 1991): flujo segregado, donde las dos fases se encuentran separadas; flujo intermitente, donde el gas y el líquido se encuentran alternándose entre sí; y flujo distribuido, en donde una fase se encuentra dispersa en la otra.

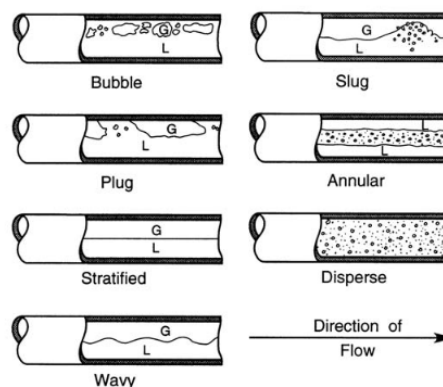


Figure 3.4.1: Regímenes de flujo (Beggs and Brill 1991)

El flujo segregado puede clasificarse más específicamente en: estratificado (*stratified*) a velocidades bajas; en estratificado ondulado (*wavy*) a medida que tenemos un mayor caudal de gas; en anular (*anular*) cuando tenemos un gran flujo tanto de gas como de líquido y esto consiste en un film anular cubriendo las paredes del ducto con la parte central siendo recorrida por gas y pequeñas gotas de líquido atrapado en el gas.

El régimen de flujo intermitente es denominado como de flujo *slug & plug* (también llamado de burbuja elongada). El flujo *slug* consiste de largos *slugs* de líquido alternando con burbujas de alta velocidad de gas que llenan casi todo el ducto. En el flujo *plug*, grandes burbujas de gas fluyen a lo largo de la parte superior del ducto.

El flujo distribuido incluye regímenes tales como: burbuja (*bubble*), donde existe una fase líquida con burbujas de gas dispersas de manera pareja; de transición, donde tenemos una fase líquida interrumpida con una distribución de burbujas de gas caótica; y una de niebla, donde existe una fase continua de gas con líquido contenido como niebla y un delgado film anular recubriendo las paredes. Nótese que estos dos últimos regímenes de flujo no se encuentran representados en la Figura 3.4.1.

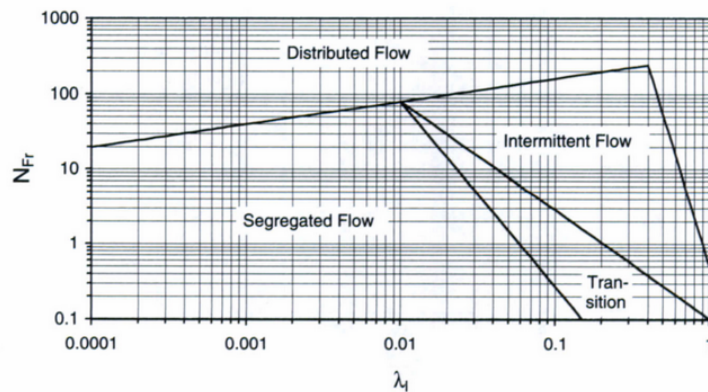


Figura 3.4.2: Mapa de patrones de flujo (Gas Lift Manual 2005)

3.5 Cálculo de *hold-up* de líquido

Existe una única ecuación para el cálculo del *hold-up* de líquido común a los tres patrones de flujo reconocidos anteriormente (Beggs and Brill 1973). La ecuación se desarrolla para el caso de un ducto horizontal y luego se aplica una corrección para generalizarla a cualquier ángulo de inclinación. Se ha probado con datos experimentales que el *hold-up* de líquido varía con el ángulo de inclinación de tal manera que alcanza sus valores máximos y mínimos para inclinaciones en el rango de $\pm 50^\circ$.

En resumen, se deberían seguir los siguientes pasos:

1. Encontrar el *hold-up* que existe cuando el ducto se encuentra horizontal.
2. Corregir este valor para la inclinación real que posee nuestro caso de estudio.

El *hold-up* de líquido horizontal se calcula mediante la ec. 3.5.1, nótese que los coeficientes varían de acuerdo al patrón de flujo presente.

$$O = \frac{H_L}{H} \quad (3.5.1)$$

Dónde:

$O =$ = *hold-up* de líquido
= número de Froude

$$= \frac{1}{2} \quad (3.5.2)$$

Los coeficientes a, b y c se dan en la Tabla 3.5.1, y el *hold-up* así calculado es válido sólo si se verifica que $O \geq$

Patrón de flujo	a	b	c
-----------------	---	---	---

Segregado	0.980	0.4846	0.0868
Intermitente	0.845	0.5351	0.0173
Distribuido	1.065	0.5824	0.0609

Tabla 3.5.1: Coeficientes de hold-up de líquido (Beggs & Brill 1973).

Basándonos en el valor obtenido para el caso horizontal, el *hold-up* para el ángulo de inclinación α se calcula con la ec. 3.5.3.

$$= 0 \quad (3.5.3)$$

El factor de corrección del *hold-up* (ψ) para considerar los efectos de la inclinación es dado por la ec. 3.5.4.

$$= 1 + [\sin 1.8 - 0.333 \sin 3] 1.8 \quad (3.5.4)$$

Donde ϕ es el ángulo del ducto con respecto a la horizontal y C se calcula con la ec. 3.5.5.

$$= 1 - \ln \quad , \quad \phi \geq 0. \quad (3.5.5)$$

Los valores de los parámetros: e, f, g y h se encuentran enunciados para cada régimen de flujo en la siguiente Tabla 3.5.2.

Patrón de flujo	e	F	g	H
Segregado ascendente	0.011	-3.768	3.539	-1.614
Intermitente ascendente	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
Distribuido ascendente	Sin corrección C = 0, $\psi = 1$			
Todos los patrones descendiente	4.70	-0.3692	0.1244	-0.5056

Tabla 3.5.2: Coeficientes de *hold-up* de líquido (Beggs & Brill 1973).

Para el flujo vertical, p. ej. $\alpha=90^\circ$, la función corregida por ψ se simplifica a la ec. 3.5.6.

$$= 1 + 0.3 \quad (3.5.6)$$

Si nos encontramos con un patrón de flujo de transición, el *hold-up* de líquido debe calcularse como un promedio ponderado de sus valores validos en los casos donde el patrón de flujo es segregado o intermitente tal como muestra la ec. 3.5.7.

$$\phi = \quad + 1 - \quad (3.5.7)$$

Dónde:

$$= 0.1 - 1.452 - \quad 0.1 - 1.452 - 9.25 \times 10^{-4} - 2.468 \quad (3.5.7)$$

3.6 Determinación del factor de fricción

El factor de fricción bifásico () es dado por la ec. 3.6.1.

$$= \quad (3.6.1)$$

Dónde:

= Factor de fricción sin deslizamiento (Darcy-Weisbach) basado en flujo bifásico homogéneo.

= Coeficiente bifásico utilizado para contabilizar el deslizamiento entre fases y calculado según la Eq. 3.6.2.

$$= \quad (3.6.2)$$

Dónde:

$$= \ln [-0.0523 + 3.182 \ln -0.8725 \ln^2 + 0.01853 \ln^4] \quad (3.6.3)$$

$$= \quad 2 \quad (3.6.4)$$

El parámetro S puede calcularse de la siguiente manera:

- Para $1 < \gamma < 1.2 \Rightarrow \ln 2.2 - 1.2$
- Para $\gamma = 0$, entonces $S = 0$ (para asegurarse que la expresión se reduce a líquido monofásico)

$$= 0.924 \quad \Rightarrow \text{para flujo ascendente} \quad (3.6.5)$$

$$= 0.685 \quad \Rightarrow \text{para flujo descendente} \quad (3.6.6)$$

4 INTEGRACIÓN DE DATOS Y SIMULACIÓN COMPUTACIONAL

4.1 Aplicación de adquisición de datos GIS

La información sobre las redes de ductos se encuentra guardada en una base de datos corporativa geo-referenciada (GIS). El sistema preferido para crear, actualizar y mostrar estas bases de datos es el desarrollado para la gente de ESRI. Los datos se encuentran almacenados en geodatabases ArcSDE que son una colección de varios tipos de datasets de GIS como tablas en una base de datos relacional.

Este proceso tiene por objetivo el calcular el caudal que se sucede en los tramos de ductos de redes de petróleo, gas y agua. Para ello la primera tarea de esta aplicación es la subdivisión de la red completa en tramos y nodos. Un punto llamado “nodo” es creado artificialmente a lo largo de la red de ductos en las siguientes locaciones:

- Pozos
- Colectores
- Baterías
- Plantas de Tratamientos
- Punto en el que se unen dos o más ductos
- Punto de cambio de material de ducto
- Punto de cambio de diámetro de ducto

Se creará dentro de la base de datos un FD (Feature Dataset) que contendrá seis FC (Feature Class), dos por cada red (Óleo, Gas, Agua) siendo una para los nodos y otra para los tramos.

Luego, una copia del FC de los tramos de la GDB (Geodatabase) se hará a una PGDB (Personal Geodatabase) generada en una ubicación determinada donde se recorrerá todos los tramos de la red, detectando las intersecciones del fin del tramo con el inicio o fin del resto de los tramos de manera geográfica. Por cada intersección que cumple las condiciones necesarias se graba un nodo de tipo “Empalme” en la GDB que tendrá la ubicación de la intersección; se calcula la coordenada Z según los Layers del modelo de elevación digital (DEM); como “Origen” se le asigna el origen de los tramos intersectados (salvo cuando haya más de un origen, en cuyo caso se grabará el valor “Múltiple”); como

“Destino” se aplica la misma lógica anterior; como “ID” se grabará "Empalme-XXX(NNN)", donde -XXX será el destino u origen de los tramos cuando no sea múltiple y NNN el número de empalme generado. En las redes de petróleo y gas se utilizará el destino, en las redes de agua el origen. Esto es porque el sentido del fluido es inverso. Se parametriza en el “type” de la configuración de la red.

Por cada tramo que llega al empalme, se le cambia el “Destino” por "Empalme-XXX(NNN)" y se continúa de forma recursiva, buscando el tramo anterior y corrigiéndolo hasta llegar a un tramo con distinto ID, Origen o Destino. Por cada tramo que sale del empalme, se le cambia el “Origen” por "Empalme-XXX(NNN)" y se continúa de forma recursiva, buscando el tramo posterior y corrigiéndolo hasta llegar a un tramo con distinto ID, Origen o Destino.

Para no perder los orígenes y destinos originales de los tramos se crean los campos ORIGEN_ORIGINAL y DESTINO_ORIGINAL. Se excluyen de este proceso los empalmes cuyo Destino sea Múltiple (en las redes de agua se excluirán los empalmes con Origen Múltiple).

Se creará un FC en la PGDB con los tramos copiados y corregidos anteriormente en la PGDB, utilizando la herramienta “Dissolve” con los campos indicados en el parámetro “Dissolve_Fields” (ID; ORIGEN; DESTINO; DIAMETRO; MATERIAL; ORIGEN_ORIGINAL; DESTINO_ORIGINAL). Finalmente, se grabará un FC de Tramos y de Nodos (FC_TRAMOS y FC_NODOS) para análisis nodal en la GDB y por cada uno de los tramos unificados a través del dissolve en la PGDB se grabará un tramo y un nodo tipo “Dissolve” en el origen y otro en el destino del tramo dentro de la GDB. En caso de ser un tramo multipartes se realizará la grabación de los nodos por cada una de las partes. El ID del nodo será “ID_TRAMO/OID_TRAMO-NNN-X”, donde NNN será el número de multiparte (en caso de serlo) y X será “O” o “D” para el nodo origen o destino respectivamente. A cada uno de los nodos insertados se le calcula la coordenada Z.

Por cada una de FC de instalaciones configuradas de la red de transporte, se recorrerán todos los features que cumplan con la condición parametrizada en el “where”. Por cada feature encontrado se insertará un nuevo nodo en la FC_Nodos de la GDB con el tipo indicado en el config en “tipoNodo”. En caso de haberse parametrizado los campos “caudalField” o “prodOrigField” se copiará el contenido del campo en los campos “CAUDAL” y “PRODUCCION_ORIG” respectivamente. Si se configuró el campo “InstIDField” se copiará este dato al campo IDINSTALACION del nodo. Esto será necesario si la nomenclatura utilizada para ductos que se dirigen desde el colector a la batería utilizan como dato del colector al ID de la batería.

Para el cálculo del caudal entonces se recorren todos los pozos grabados en la FC_Nodos de la GDB y se actualiza el campo “CAUDAL” para: todos los tramos que tengan como origen a ese pozo, sumándole la producción del pozo; el nodo correspondiente a la instalación destino que puede ser un colector, batería, planta o un empalme. Continúa el cálculo partiendo de aquella instalación y cuando se detecta más de un tramo de salida de la misma se informa que hay bifurcaciones. Se realiza el cálculo del caudal por todos los caminos posibles, multiplicando el caudal por cada uno de los caminos encontrados aunque si los caminos se cruzaran causaría un error del cálculo del caudal.

Cuando el proceso va recorriendo los nodos a partir de un pozo va acumulando el caudal en los distintos tramos e instalaciones. Si vuelve a pasar por una instalación por la que ya pasó se detecta un “loop”. En ese caso el sistema no continúa calculando el caudal por ese camino, ya que no sería correcto. El caudal quedará con el valor de la primera vez que paso por el id y los tramos subsiguientes. Cuando el nodo destino de un tramo (una instalación) no existe el proceso finaliza el recorrido por esa rama de la red.

4.2 Simulación Computacional

Con el modelo matemático adoptado y con todos los parámetros de entrada disponibles,

puede procederse a la ejecución de la simulación computacional.

Para la ejecución de ésta simulación se empleará software contenido en el paquete Microsoft Office, ampliamente disponible en oficinas de la industria; en particular, se empleará el software Microsoft Excel. Este software permite crear de manera sencilla un vínculo dinámico entre la base de datos y tablas de datos.

A los efectos del cálculo, se recomienda evitar el empleo de funciones desarrolladas en lenguaje así como el empleo de fórmulas vectoriales, en especial si éstas se emplean anidadas dentro de sentencias condicionales (“SI”). No se recomienda tampoco el empleo de funciones “BUSCARV” ni el empleo combinado de las funciones “INDEX” o “MATCH” sobre grandes bases de datos. Se recomienda, en cambio, el empleo de tablas de datos multivariable; el empleo de estas tablas puede reducir los tiempos de procesamiento en más de dos órdenes de magnitud.

Los resultados de la simulación se exportan automáticamente a un archivo de valores separado por comas (“.csv”) que luego se une a través de una operación “Join” con los datos ya contenidos en la base de datos geo-referenciada lo que permite su posterior presentación gráfica. Puede verse una presentación gráfica tipo en la Figura 4.2.

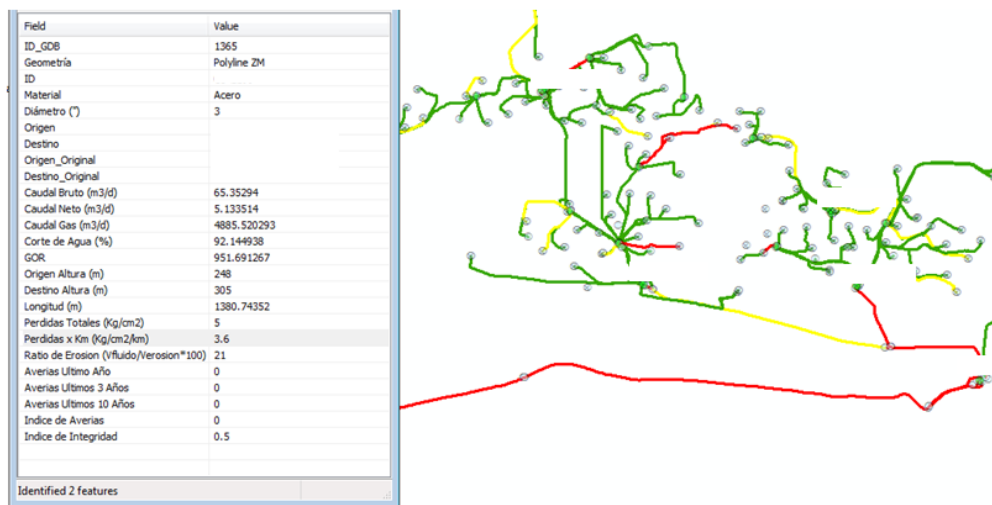


Figura 4.2: Resultados mostrados en ArcMap (ESRI)

5 CONCLUSIONES

En este trabajo se presentó una metodología innovadora para calcular la pérdida de carga en ductos de la industria del petróleo y del gas.

Se presentó un modelo matemático completo como base para la determinación de éstas pérdidas de carga. Este modelo arroja resultados que se correlacionan adecuadamente con datos de laboratorio y datos medidos en campo cuando se lo emplea para determinar dicha pérdida en el marco de la industria del petróleo y del gas. Este modelo aborda el problema de la determinación de viscosidad cinemática y de la densidad de la mezcla.

También se presentó una solución para integrar este proceso al sistema GIS permitiendo tanto la adquisición automática de datos como la presentación geo-referenciada de los resultados. Para ello no se requiere el empleo de ningún software que no se encuentre regularmente disponible en la mayoría de las compañías del sector por lo que la inversión

requerida para su implementación es mínima.

Los resultados del modelo matemático se compararon con datos medidos en campo y se observó una sobreestimación de la pérdida de carga de entre el 10% y el 30%. Este error se encuentra del lado seguro y es suficientemente pequeño para que resulte de utilidad para fines prácticos.

REFERENCES

- Brill, J., Beggs, H., 1991, Two-Phase Flow in Pipes, 6th edition, University of Tulsa
- García, F., Garcíá, J. M., García, R. and Joseph, D. D., 2007, Friction factor improved correlations for laminar and turbulent gas-liquid flow in horizontal pipelines, International Journal of Multiphase Flow, Volume 33, p. 1320-1336
- IPS, 1996, Engineering Standard for Process Design of Piping Systems, Iranian Petroleum Standard
- Ngan, K.H., 2011, Phase inversion in dispersed liquid-liquid pipe flow (Doctoral thesis), University College London
- Takács, G., 2005, Gas Lift Manual, 1st edition, PennWell Books
- Wang, W., Cheng, W., Li, K., Loun, C. and Gong, J., 2013, Flow Patterns Transition Law of Oil-Water Two-Phase Flow under a Wide Range of Oil Phase Viscosity Condition, Journal of Applied Mathematics, Volume 2013
- Xu, Y., Fang, X., Su, X., Zhou, Z., Chen, W., 2012, Evaluation of frictional pressure drop correlations for two-phase flow in pipes, Nuclear Engineering and Design Journal, Volume 253, p. 86-97
- Beggs, H. D., and Brill, J.P., 1973, A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes, Journal of Petroleum Technology, p. 607-617
- Arirachakaran, S., Oglesby, K.D., Malinowsky, M. S., Shoham, O., Brill, J.P., 1989, An Analysis of Oil/Water Flow Phenomena in Horizontal Pipes, Paper SPE 18836, Society of Petroleum Engineers, Oklahoma
- Brennen, C., 2005, Fundamentals of Multiphase Flow, Cambridge University Press
- ASTM Standard D341, 2009, Standard Practice for Viscosity-Temperature Charts for Liquid Petroleum Products, ASTM International
- API Standard 14E RP, 2013, Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Products Platform Piping Systems, American Petroleum Institute