



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

“ANÁLISIS, DISEÑO Y MODELADO DE REDES DE
RECOLECCIÓN PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCIÓN
DEL ACTIVO BELLOTA - JUJO”.

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO PETROLERO

PRESENTA:

JOSÉ CARLOS CARAVEO ÁVALOS

DIRECTOR: M.I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA



CD. UNIVERSITARIA, MAYO DE 2013.

DEDICATORIAS

A mis padres:

GRACIAS POR DARMER LA OPORTUNIDAD DE ESTAR EN LA MÁXIMA CASA DE ESTUDIOS. MIS ÉXITOS Y MIS LOGROS SON TAMBIÉN SUYOS, PUES USTEDES SIN SABERLO HAN SIDO EL MOTOR QUE HA IMPULSADO MI HAMBRE DE TRIUNFO Y LAS GANAS DE SALIR A DELANTE.

A mi esposa:

GRACIAS POR HACERME UN MEJOR SER HUMANO, ERES EL PILAR QUE ME SOPORTA EN TODO MOMENTO, GRAN PARTE DE LO QUE SOY TE LO DEBO A TI.

A mi viejo:

ESPERO SER EL REFLEJO DE TUS SUEÑOS Y TUS ANHELOS, GRACIAS POR TODO TU AMOR Y TU APOYO, NUNCA OLVIDARÉ DE DÓNDE VENGO Y SIEMPRE ESTARÁS PRESENTE EN MIS TRIUNFOS.

A mi madre:

GRACIAS POR TU ESFUERZO Y ENTREGA PARA PODER BRINDARME LAS HERRAMIENTAS CON LAS QUE ENFRENTARÉ LA VIDA, ERES UNA GUERRERA, DESDE SIEMPRE TE HE ADMIRADO Y ME HAS INSPIRADO PARA NUNCA DARMER POR VENCIDO.

AGRADECIMIENTOS:

A mis hermanos Juan Edén, Irma Graciela y Diana Laura:

Gracias por todo.

A mi otro hermano, Adán:

Gracias por todo el apoyo y por los momentos gratos que compartimos.

A mis suegros:

Maravillosas personas, gracias por todo su apoyo.

A mis amigos,

Sin importar el orden en que los mencione, todos forman parte importante de mí ya que he aprendido mucho de ustedes:

Ruben Ávalos Milla (bencho), Luis Alberto Santamaría Salgado (santa), Juan Eduardo Martínez Corona (lalo), Osvaldo Aguilar Montiel (balo), Pablo Robles Rodríguez (wero), Julio César Jiménez Monjaras (woody), Yahir Rodríguez de la Cruz (el yahir), Ivan Peña Becerril (el fino), Erwind Arreola Perez (erwinio).

A mis sinodales y profesores:

Mi. José Ángel Gómez Cabrera, Mi Octavio Steffani Vargas, Ing. Manuel Juan Villamar Viguera, Dr. Néstor Martínez Romero, Ing. Rafael Viñas Rodríguez, Ing. José Bernardo Martell Andrade, Ing. Alejandro Córtes Córtes, Ing. Enrique Ayala Vivanco, Ing. Israel Castro Herrera, Ing. Alberto Arias Paz, Ing. Cesar Augusto Cuapio Pérez, Ing. Oscar Mancera Alejándrez, Ing. Erik Castañeda de Isla Puga, Ing. Margarita Ramírez Galindo, Ing. María del Rosario Cabeza Luna.

A la UNAM, mi Alma máter

ÍNDICE

Página

INTRODUCCIÓN 1

Capítulo I: fluidos producidos y sus propiedades

I.1 introducción 3

 I.1.1 Descripción del manejo de la producción. 3

 I.1.2 Redes de Recolección 3

I.2 Fluidos transportados en las redes de recolección. 5

 I.2.1 Hidrocarburo 5

 I.2.2 Aceite, crudo o petróleo: 5

 I.2.3 Condensados 5

 I.2.4 Gas Natural 6

 I.2.5 Gas pobre 6

 I.2.6 Gas rico 6

 I.2.7 Gas dulce 6

 I.2.8 Gas amargo 6

 I.2.9 Agua de formación 6

 Agua Libre 6

 Agua Emulsionada. 7

I.3 Propiedades de los fluidos producidos. 8

 I.3.1 Propiedades del gas. 8

 I.3.1.2 Densidad del gas " ρ_g ". 8

 I.3.1.3 Densidad relativa del gas " γ_g " 9

 I.3.1.4 Factor de compresibilidad del gas "z" 10

 I.3.1.5 Factor volumétrico del gas " B_g " 13

 I.3.1.6 Factor de compresibilidad isotérmico del gas " c_g " 14

 I.3.1.7 Viscosidad del gas " μ_g " 16

 I.3.2 Propiedades del aceite negro 17

 I.3.2.1 Densidad del aceite 17

1.3.2.2	Densidad relativa del aceite " γ_o "	17
1.3.2.3	Gravedad API	17
1.3.2.4	Relación de solubilidad de gas en aceite " R_s "	18
1.3.2.5	Relación de gas aceite instantánea " R "	19
1.3.2.6	Presión de burbujeo " p_b "	20
1.3.2.7	Factor de volumen de formación del aceite " B_o "	21
1.3.2.8	Factor volumétrico total " B_t "	25
1.3.2.9	Compresibilidad del aceite " c_o "	26
1.3.2.10	Viscosidad del aceite " μ_o "	28
1.3.3	Propiedades del agua	31
1.3.3.1	Gravedad específica del agua, " γ_w "	31
1.3.3.2	Densidad del agua, " ρ_w "	31
1.3.3.3	Presión de Burbujeo del agua, " p_{bw} "	31
1.3.3.4	Relación de solubilidad de gas en agua, " R_{sw} "	32
1.3.3.5	Factor volumétrico del agua, " B_w "	33
1.3.3.6	Compresibilidad del agua, " c_w "	35
1.3.3.7	Viscosidad del agua, " μ_w "	37
1.3.4	Propiedades de fluidos multifásicos	38
1.3.4.1	Densidad de la mezcla	38
1.3.4.2	Viscosidad de la mezcla " μ_{ns} " y " μ_m "	38
1.3.4.3	Tensión superficial, " σ "	39

Capítulo II: Conceptos básicos de flujo en tuberías

II.1	Clasificación del flujo en tuberías	43
II.2	Fundamentos de flujo en tuberías	44
II.2.1	Caídas de presión en tuberías	46
II.2.1.1	Caídas de presión por elevación $\Delta p \Delta L_e$	46
II.2.1.2	Caídas de presión por aceleración $\Delta p \Delta L_{ac}$	47
II.2.1.3	Caídas de presión por Fricción $\Delta p \Delta L_f$	48
II.3	Flujo de líquidos en tuberías	53
II.4	Flujo de gas en tuberías	55
II.3	Flujo multifásico en tuberías	57
II.3.1	Conceptos básicos de flujo multifásico en tuberías	57

II.3.1.1 Fase e Interfase	57
II.3.1.2 Gasto másico (m)	58
II.3.1.3 Resbalamiento	58
II.3.1.4 Colgamiento del líquido o Fracción volumétrica del líquido (HL)	59
II.3.1.5 Velocidades superficiales	62
II.3.1.6 Velocidad real (v)	62
II.3.1.7 Relación de velocidades (k)	63
II.3.1.8 Velocidad de resbalamiento o velocidad relativa (vr)	63
II.3.1.9 Velocidad superficial de la mezcla (vm)	63
II.3.1.10 Colgamiento sin resbalamiento λ_L	63
II.3.1.11 Fracción de vacío sin resbalamiento (λ_g)	64
II.3.1.12 Densidad de la mezcla	64
II.3.1.13 Densidad homogénea (ρ_H)	64
II.3.2 Patrones de Flujo en tuberías	65
II.3.2.1 Patrones de Flujo en tuberías verticales.	65
II.3.2.2 Patrones de Flujo en tuberías horizontales	69
II.3.3 Flujo multifásico en tuberías verticales	73
Correlaciones de flujo multifásico en tuberías verticales	
Grupo I	73
Grupo II	74
Grupo III	74
II.3.4 Flujo multifásico en tuberías horizontales	75
II.3.4.1 Correlación de Bertuzzi, Tek y Poettman:	77
II.3.4.2 Correlación de Eaton, Andrews, Knowels y Brown	79
II.3.4.3 Correlación de Beggs y Brill	81
II.3.4.4 Correlación de Dukler Abraham	84

Capítulo III.- Recolección y manejo de la producción de hidrocarburos del Activo Bellota - Jujo.

III.1 Descripción del Activo de Producción Bellota – Jujo	87
III.2 Proyectos de Explotación del APBJ	87
III.3 Campos productores del activo Bellota Jujo	89
III.4 Fluidos producidos en el APBJ	91
III.5 Infraestructura superficial para el manejo de la producción del APBJ	91

Capítulo IV.- Análisis, diseño y modelado de redes de recolección.

IV.1 Análisis, diseño y modelado de redes de recolección.	97
IV.2 Ocupación de los ductos	101
IV.2.1 Velocidad de erosión.....	101
IV.2.2 Capacidad u ocupación de las tuberías	103

Capítulo V: Diseño de una red de recolección en el activo Bellota Jujo.

Ejemplo de aplicación.....	105
Paso 1) analizar el problema.....	105
Paso 2) Recopilación de información de gabinete y de campo.	107
Paso 3) Elaborar el modelo de la red de flujo y ajustarlo.....	109
Paso4) Simulación de nuestro modelo bajo diversos escenarios	113
Paso 5) Interpretación de resultados	115
Paso 6) Proponer soluciones.....	121
Resumen de los resultados.....	132

Conclusiones y recomendaciones	133
---	-----

Bibliografía	135
---------------------------	-----

INTRODUCCIÓN

La previsión de infraestructura superficial para el manejo de la producción de hidrocarburos, en específico, el diseño de las redes de recolección, es una actividad fundamental en la industria petrolera; es tan importante como el hecho que de esto depende la producción misma, pues no es muy útil tener pozos productores si no se cuenta con la infraestructura adecuada para transportar los fluidos provenientes del yacimiento.

Una problemática común en las empresas que administran recursos petroleros, es que en algún momento pueden verse rebasadas por su producción, esto es, que llega un punto en el cual van desarrollando los campos o descubriendo nuevos yacimientos y no hay forma de poder llevar a destino los hidrocarburos, a pesar de que su red de ductos sea vasta, pues no es tan simple como parece tomar la decisión de si hacer fluir a un pozo por una u otra tubería, ya que hay que hacer todo un análisis de ingeniería para determinar si una tubería es apta para transportar los fluidos.

Las empresas petroleras buscan recuperar la inversión de un pozo perforado en el menor tiempo posible, y la única forma de recuperar la inversión es con la producción del mismo pozo, pero que pasa si al terminar de perforar el pozo se dan cuenta que no tienen forma de como transportar los fluidos hasta las instalaciones de proceso, a menos claro, que sea con auto tanques (pipas), lo cual es menos rentable que transportar la producción por ductos, he aquí la importancia que tiene el análisis, diseño y modelado de las redes de recolección, ya que una previsión de la infraestructura reducirá en gran medida el tiempo de retorno de la inversión, la cual es una variable económica muy importante al momento de tomar decisiones. Por esta razón, es recomendable que antes de perforar los pozos o al momento de estarlos perforando ya se debe de tener el diseño y caculos de ingeniería para la construcción de los ductos, puesto que al momento de corroborar que el pozo resulto productor deben de iniciar inmediatamente las tareas de construcción de los mismos para disminuir en la medida de lo posible el retorno de la inversión, ya que se han dado casos en los que se perforan pozos que resultaron productores y tienen que permanecer cerrados varios meses por la falta de planeación en el análisis de requerimiento de infraestructura.

La premisa fundamental al diseñar las redes de recolección, es que sean capaces de transportar determinados gastos de aceite, gas y agua, para que los fluidos lleguen a un centro de proceso (batería de separación, refinería) o almacenamiento (terminal de distribución o exportación) con las condiciones de presión y temperatura necesarias ya sea para iniciar el proceso de separación, refinación o entrar a los tanques de almacenamiento, garantizando en todo momento la integridad de la red. La prioridad del ingeniero de diseño de instalaciones, es prever los requerimientos y necesidades de infraestructura, para evitar a toda costa que la red de recolección sea insuficiente para manejar la producción, ya que es inadmisibles que teniendo pozos productores que puedan dar buenos gastos, estos se mantengan cerrados o estrangulados muy por debajo de su capacidad de producción debido a la nula previsión de infraestructura requerida.

Introducción

Dicho todo lo anterior, la presente tesis pretende brindar las bases para poder comprender todo el proceso que conlleva el análisis, diseño y modelado de las redes de recolección, para lo cual se debe de contar con el conocimiento de conceptos de flujo en tuberías y en particular de flujo multifásico en tuberías horizontales, por lo tanto a lo largo de los capítulos podremos ir viendo todos estos conceptos para comprender mejor el tema central de este trabajo.

CAPÍTULO I: FLUIDOS PRODUCIDOS Y SUS PROPIEDADES.

I.1 introducción

Antes de adentrarnos en el diseño de las redes de recolección es pertinente definir que es una red de recolección y cuáles son sus componentes.

I.1.1 Descripción del manejo de la producción.

La mezcla de fluidos provenientes del yacimiento fluye a través del pozo hasta llegar a la superficie, posteriormente se conducen por línea de descarga (línea de escurrimiento) hasta un cabezal (múltiple de recolección) en donde convergen y se mezclan la producción de otros pozos, luego son transportados por un ducto de mayor diámetro hasta una batería de separación donde se envían al sistema de separación gas-aceite o gas-aceite-agua. La corriente de aceite se pasa a estabilización, deshidratación y desalado y queda disponible para bombearse a una refinería o a una terminal para su exportación. La corriente de gas se pasa a rectificación, recuperación de condensado, deshidratación y endulzamiento, quedando listo para su compresión y envío a las plantas petroquímicas, a los centros de consumo y almacenamiento o a exportación. La corriente de condensados, se deshidrata y endulza antes de su envío a refinerías; mientras que a la corriente de agua se le da tratamiento para acondicionarla a niveles de contaminantes disueltos permisibles, para su posterior inyección en el subsuelo o verterla hacia el mar en un punto alejado de las costas.

Todos estos elementos por donde fluye la producción conforman el sistema integral de producción, la red de recolección es una parte del sistema integral de producción y se define a continuación.

I.1.2 Redes de Recolección

Una red de recolección es un sistema hidráulico en donde se interconectan nodos por medio de tuberías. Existen dos tipos de nodos:

- Nodo unión: es un punto en la red en donde dos o más tramos de tubería se unen, por ejemplo un cabezal, o también puede ser cualquier punto sobre la tubería.
- Nodo de caudal: es un punto en la red de recolección donde el caudal entra o sale de la misma, a su vez el nodo de caudal puede ser de dos tipos:
 - nodo fuente: nodo donde hay un aporte de caudal a la red, el nodo caudal es representado por los pozos.
 - nodo sumidero: nodo donde el caudal sale de la red, en este caso representado por el separador.

Tanto para el nodo fuente como sumidero se considera que su energía es constante, aunque en la realidad sabemos que la energía de los pozos varía con el tiempo y con las condiciones de operación

Dicho de otra forma una red de recolección comprende los pozos, las líneas de descarga, los ductos y el separador. La figura A1 esquematiza una red de recolección.

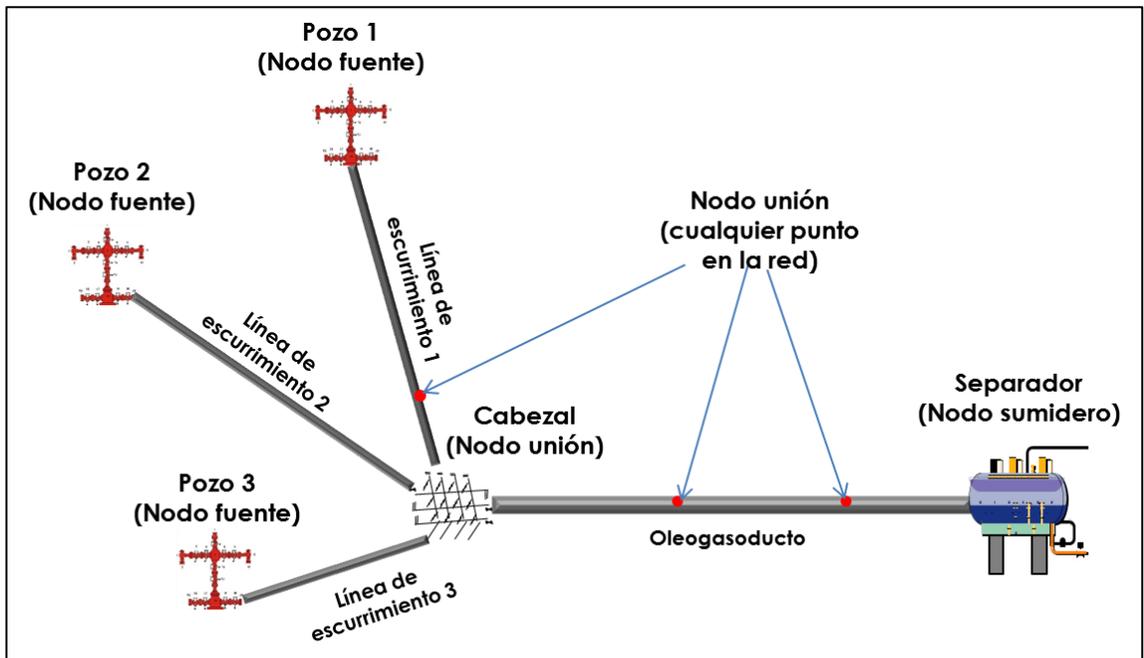


Fig. A0: Esquema de una red de recolección

Es muy importante tener en cuenta que lo que ocurre en cualquier parte de la red, afecta a todos los elementos de la misma, por ejemplo, si un pozo incrementa su presión, este represionamiento afectará a los demás pozos, claro está que afectará en mayor o menor medida dependiendo de la distancia y la configuración de la red.

Sólo para aclarar los términos empleados, se le llama línea de escurrimiento a toda tubería que lleve la producción de un sólo pozo, cuando en una tubería van mezcladas las corrientes de varios pozos se les da el nombre de oleogasoductos. Las tuberías también son conocidas como líneas o ductos.

Después de definir todos estos conceptos, podemos establecer que el alcance de la presente tesis abarca únicamente el diseño de las líneas de descarga y de oleogasoductos.

Una vez descrita la infraestructura superficial que manejan la producción, sería oportuno definir cada uno de los fluidos, tanto gases como líquidos, que conforman la mezcla proveniente de los yacimientos petroleros, los cuales son transportados a través de las redes de recolección hasta las instalaciones donde se les procesa y almacena.

I.2 Fluidos transportados en las redes de recolección.

I.2.1 Hidrocarburo

Es un compuesto orgánico, ya sea líquido o gas que contiene carbono e hidrógeno (p.e. aceite crudo, condensados y gas natural), cuya densidad, punto de ignición y congelación se incrementa con el peso molecular. Aunque solamente están constituidos de dos elementos, existe una gran variedad de hidrocarburos, debido a la fuerte afinidad con otros átomos y con sí mismo. Las moléculas más pequeñas de hidrocarburos son gaseosas; las más grandes son sólidas. El petróleo es una mezcla de una gran variedad de hidrocarburos.

I.2.2 Aceite, crudo o petróleo:

Se le llama así al aceite que proviene de un yacimiento, al cual se envía a una batería de separación para retirarle cualquier gas asociado y procesarlo. El crudo siempre es acompañado por impurezas o contaminantes como el agua congénita, azufre, sales, metales, entre otros.

La clasificación de los hidrocarburos está definida por su gravedad API, la cual es un indicio de su capacidad calorífica y del costo que tendrá su procesamiento para obtener derivados.

Los hidrocarburos se pueden clasificar de acuerdo a los grados API en:

°API	CLASIFICACIÓN
> 40	Superligero
30 - 39.9	Ligero
22 - 29.9	Mediano
10 - 21.9	Pesado
< 9.9	Extrapesado

I.2.3 Condensados

Es una mezcla de hidrocarburos líquidos, relativamente ligeros y de baja presión de vapor que permanecen líquidos a condiciones estándar, los cuales tendrán alguna cantidad de propano y butano disueltos. A diferencia del aceite crudo, tienen poca o ninguna cantidad de hidrocarburos pesados. Hay tres fuentes principales de condensado:

- 1).- Los hidrocarburos líquidos que se separan cuando el gas natural es tratado. Este condensado típicamente consiste de C₅ a C₈.
- 2).- Los hidrocarburos líquidos provenientes del gas no asociado que son recuperados en la superficie.
- 3).- Los hidrocarburos líquidos que provienen de los yacimientos de gas y condensado. Estos pueden ser apenas distinguibles de un crudo ligero estabilizado.

En general, es un producto claro, prácticamente incoloro a condiciones normales con gravedades API mayores a 45, y RGA de entre 5000 y 100000 unidades, anteriormente era usual llamar destilados a los condensados.

I.2.4 Gas Natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos, presentes en forma natural en alguna formación geológica en el subsuelo. El gas natural se constituye principalmente de metano (80% a 90%) y proporciones significativas de etano, propano y butano. Habrá siempre una cantidad de condensado y/o aceite asociado con el gas; además, siempre es acompañado por alguna porción de impurezas como el ácido sulfhídrico, vapor de agua, bióxido de carbono, entre otras.

El término también es usado para designar el gas tratado que abastece a la industria, a los usuarios comerciales y domésticos y que tiene una calidad especificada.

Existe también una clasificación para los gases hidrocarburos que están presentes en las instalaciones de petroleras de producción.

I.2.5 Gas pobre

Está formado principalmente por metano (85-90%) y pequeñas cantidades de componentes condensables. Es un gas con relativamente pocos hidrocarburos diferentes al metano. El poder calorífico es típicamente alrededor de 1,000 [Btu/SCF], a menos que esté presente una proporción significativa de gases contaminantes que no sean hidrocarburos lo cual provoca que su poder calorífico disminuya.

I.2.6 Gas rico

Gas predominantemente con metano, pero con una proporción relativamente alta de etano, propano y butano. Muchos de estos hidrocarburos pesados se separan para obtener apreciables cantidades de hidrocarburos líquidos.

I.2.7 Gas dulce

Gas natural que contiene cantidades muy pequeñas de ácido sulfhídrico y/o bióxido de carbono.

I.2.8 Gas amargo

Gas natural que contiene cantidades significativas de ácido sulfhídrico y/o bióxido de carbono.

I.2.9 Agua de formación

El Agua asociada con la producción de crudo obtenida durante la extracción del mismo contiene una alta salinidad debido a las elevadas concentraciones de Na (sodio), Cl (cloro) y Ca (calcio) y puede contener concentraciones relativamente altas de metales normalmente insolubles, se puede hallar presente de diferentes maneras, según el grado de mezcla, es decir puede estar presente de forma libre o de manera emulsionada

Agua Libre: Es el agua que se incorpora al crudo a causa de la agitación a la que está sometido durante el proceso de extracción del subsuelo. La mezcla es muy inestable y se

mantendrá así mientras exista turbulencia. Dado que las fases no están en íntimo contacto, su separación requiere solamente un poco de reposo, por lo que los tiempos de decantación son relativamente cortos.

Agua Emulsionada: A diferencia del agua libre, es la que permanece mezclada con el crudo sin separarse cuando se deja reposo.

El tipo y cantidad de fluidos que maneja una instalación de producción, depende de las características del yacimiento de donde provienen dichos fluidos, ya que la composición de la mezcla de hidrocarburos varía de un yacimiento a otro. Por ejemplo puede haber instalaciones que prácticamente manejen sólo gas debido precisamente a que recolectan la producción de campos petroleros de gas seco, aunque normalmente se tendrá una pequeña producción de condensados. Por otro lado puede haber instalaciones que manejen muy poco gas y una gran cantidad de aceite debido a que la producción proviene de yacimientos de aceite extrapesado. Sin embargo, lo más usual es que en las instalaciones en donde se maneja la producción de hidrocarburos estén presentes tanto gas como aceite, y por supuesto el agua asociada.

I.3 Propiedades de los fluidos producidos.

Es fundamental conocer las propiedades del gas, el aceite y el agua, y las formas en que pueden obtenerse cada una de estas propiedades, ya que conforme nos vayamos adentrando en el diseño de las redes de recolección, veremos que los conceptos y definiciones vistos en el presente capítulo son de vital importancia para poder comprender los procesos de flujo en los ductos por donde se transporta la producción de hidrocarburos, puesto que las ecuaciones en las que se basa el diseño las redes de recolección necesitan como parámetros de entrada las propiedades de los fluidos, por esta razón es muy importante conocer cómo se obtienen las correlaciones de las propiedades de los fluidos, pues hay que buscar las que mejor se ajusten a nuestros casos de estudio.

I.3.1 Propiedades del gas.

Las ecuaciones de estado son expresiones matemáticas que relacionan la presión, volumen y temperatura de un gas, la ecuación de estado más simple es la llamada "ley de los gases ideales".

$$pV = nRT \quad (1.1)$$

Donde:

V = volumen

n = moles de gas

T = temperatura

p = presión p

R = constante universal de los gases.

I.3.1.2 Densidad del gas " ρ_g ".

Debido a que el número de moles n es igual a la masa del gas entre su peso atómico.

$$n = \frac{m}{M}$$

Sustituimos n en la Ec. 1

$$pV = \frac{mRT}{M}$$

Si despejamos la ecuación anterior de la siguiente manera podemos obtener la densidad del gas.

$$\frac{m}{V} = \rho_g = \frac{pM}{RT} \quad (1.2)$$

1.3.1.3 Densidad relativa del gas “ γ_g ”

La densidad relativa del gas se define como la razón de la densidad del gas a la densidad del aire, es decir, cuantas veces es más denso o menos denso un gas a comparación del aire, para obtener esta relación ambas densidades deben de ser medidas a las mismas condiciones de presión y temperatura.

$$\gamma_g = \frac{\rho_{gas}}{\rho_{aire}} = \frac{\frac{pM_{gas}}{RT}}{\frac{pM_{aire}}{RT}} = \frac{M_{gas}}{M_{aire}} = \frac{\mathbf{M_{gas}}}{\mathbf{28.96}} \quad (1.3)$$

Donde:

$$M_{gas} = \sum_{i=0}^n y_i M_i$$

y_i = fracción mol de los componentes de la mezcla gaseosa.

M_i = peso molecular de los componentes de la mezcla.

En los cálculos de las propiedades de los fluidos se utilizan tres tipos de densidades relativas del gas, por lo que es conveniente distinguirlas¹:

- Densidad relativa del gas producido (γ_g)
- Densidad relativa del gas disuelto (γ_{gd})
- Densidad relativa del gas libre (γ_{gL})

La densidad relativa que generalmente se tiene como dato es la del gas producido (γ_g), cuando no se tiene como dato puede calcularse de la siguiente forma.

$$\gamma_g = \frac{\sum_{i=0}^n \gamma_{gi} q_{gi}}{q_g} \quad (1.4)$$

Donde:

n = Número de etapas de separación

γ_{gi} = Densidad relativa del gas a la salida del separador i .

q_{gi} = Gasto de gas a la salida del separador i .

q_g = Gasto total de gas

La densidad relativa del gas disuelto puede obtenerse con la correlación de Katz²:

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02 \text{ } ^\circ\text{API} + R_s \times 10^{-6} (0.6874 - 3.5864 \text{ } ^\circ\text{API}) \quad (1.5)$$

La densidad relativa del gas libre puede calcularse con un balance másico, obteniéndose la siguiente expresión:

$$\gamma_{gL} = \frac{R \gamma_g - R_s \gamma_{gd}}{R - R_s} \quad (1.6)$$

Donde:

γ_{gL} = Densidad relativa del gas libre.

R = Relación gas aceite instantánea.

R_s = Relación de solubilidad.

γ_{gd} = La densidad relativa del gas disuelto.

γ_g = La densidad relativa del gas producido.

I.3.1.4 Factor de compresibilidad del gas “z”

Este factor también llamado factor de desviación del gas o simplemente factor z, es introducido en la Ec. (1), ya que dicha ecuación sólo satisface el comportamiento de gases ideales a bajas presiones y bajas temperaturas. Para poder estudiar el comportamiento de los gases reales a altas presiones y altas temperaturas es necesario introducir el factor z en la ecuación de los gases ideales.

$$pV = znRT \quad (1.7)$$

El factor de compresibilidad z se define como la relación del volumen real ocupado por n-moles de gas a condiciones dadas de presión y temperatura, respecto al volumen ideal ocupado por n-moles de gas a las mismas condiciones de presión y temperatura (gases ideales). El factor z es adimensional y es afectado por la presión, temperatura y composición del gas, y varía por lo general entre 0.7 y 1.2, siendo 1.0 el valor de un comportamiento ideal.

Este factor se puede obtener experimentalmente dividiendo el volumen real de n moles de un gas a cierto valor de p y T por el volumen ideal ocupado por la misma masa de gas a iguales condiciones de p y T, esto es:

$$z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} \quad (1.8)$$

Calculo del factor z mediante correlación gráfica de Standing, M.B. y Katz, D.L.

Standing y Katz desarrollaron la correlación gráfica mostrada en la figura A1, la cual puede usarse para determinarse el factor de compresibilidad z a partir de la presión y temperatura pseudoreducidas (P_{pr} , T_{pr}). Ésta correlación es una de las más aceptadas por dos sencillas razones, su facilidad de cálculo y un porcentaje de error que varía en un rango de 0% a 3%.

Para poder hallar el valor de “z” en la gráfica de la figura A1, necesitamos los valores de P_{pr} , y T_{pr} definidos a continuación:

$$P_{pr} = \frac{P_{abs}}{P_{pc}} \quad (1.9)$$

$$T_{pr} = \frac{T_{abs}}{T_{pc}} \quad (1.10)$$

Donde P_{pc} es la presión pseudocrítica, P_{abs} es la presión absoluta, ambas dadas en [psia], y a su vez T_{pc} es la temperatura pseudocrítica, T_{abs} es la temperatura absoluta, ambas dadas en [°R].

Existen una serie de métodos o reglas de combinación para determinar estas propiedades pseudocríticas cuando se conoce la composición de la mezcla gaseosa. Estos métodos suponen que cada componente contribuye a la presión y temperatura pseudocrítica en proporción con el porcentaje de volumen en el gas, y a la presión y temperatura crítica de cada componente.

El método más usado para la obtención de P_{pc} y T_{pc} es el de Kay, W.B. cuyas ecuaciones se presentan a continuación.

$$P_{pc} = \sum_{i=0}^n y_i p_{ci} \quad (1.11)$$

$$T_{pc} = \sum_{i=0}^n y_i T_{ci} \quad (1.12)$$

Donde:

- p_{pc}**= Presión pseudocrítica de la mezcla, [psia]
- T_{pc}**= Temperatura pseudocrítica de la mezcla, [°R]
- p_{ci}**= Presión crítica del componente i, [psia]
- T_{ci}**= Temperatura crítica del componente i, [°R]
- Y_i**= Fracción molar del componente i en la mezcla, [fracción molar]
- n**= Número de componentes de la mezcla

Para obtener buenos resultados con este método se debe tener en cuenta las siguientes limitaciones del mismo³:

- 1.- El gas debe ser rico en metano (C₁>90%)
- 2.- El gas no debe tener hidrocarburos aromáticos.
- 3.- El gas no debe tener impurezas. El contenido de 20% de N₂ produce un error del 4% la presencia de CO₂ produce un error en el cálculo de z igual al valor del porcentaje de CO₂ en la mezcla.
- 4.- No presenta buenos resultados a presiones y temperaturas cercanas a la crítica.
- 5.- No se recomienda su uso a presiones mayores a 10 000[psi].

Muchos autores han tratado de ajustar mediante métodos numéricos las curvas del método gráfico de Standing y Katz, con el fin de obtener valores de z por medio de computadoras, entre los métodos más conocidos se tienen los siguientes:

- Sarem, A.M.
- Papay, J
- Hall, K.R. y Yarborough, L.
- Brill, J.P. y Beggs, H.D.
- Dranchuk, P.M., Purbis, R.A. y Robinson, D.B.
- Dranchuk, P.M. y Abou-Kassem, J.H.
- Gopal, V.N.

La figura A2 representa el comportamiento típico del factor z respecto a la presión, pudiéndose apreciar cómo afectan además la temperatura y composición del gas el valor de este factor.

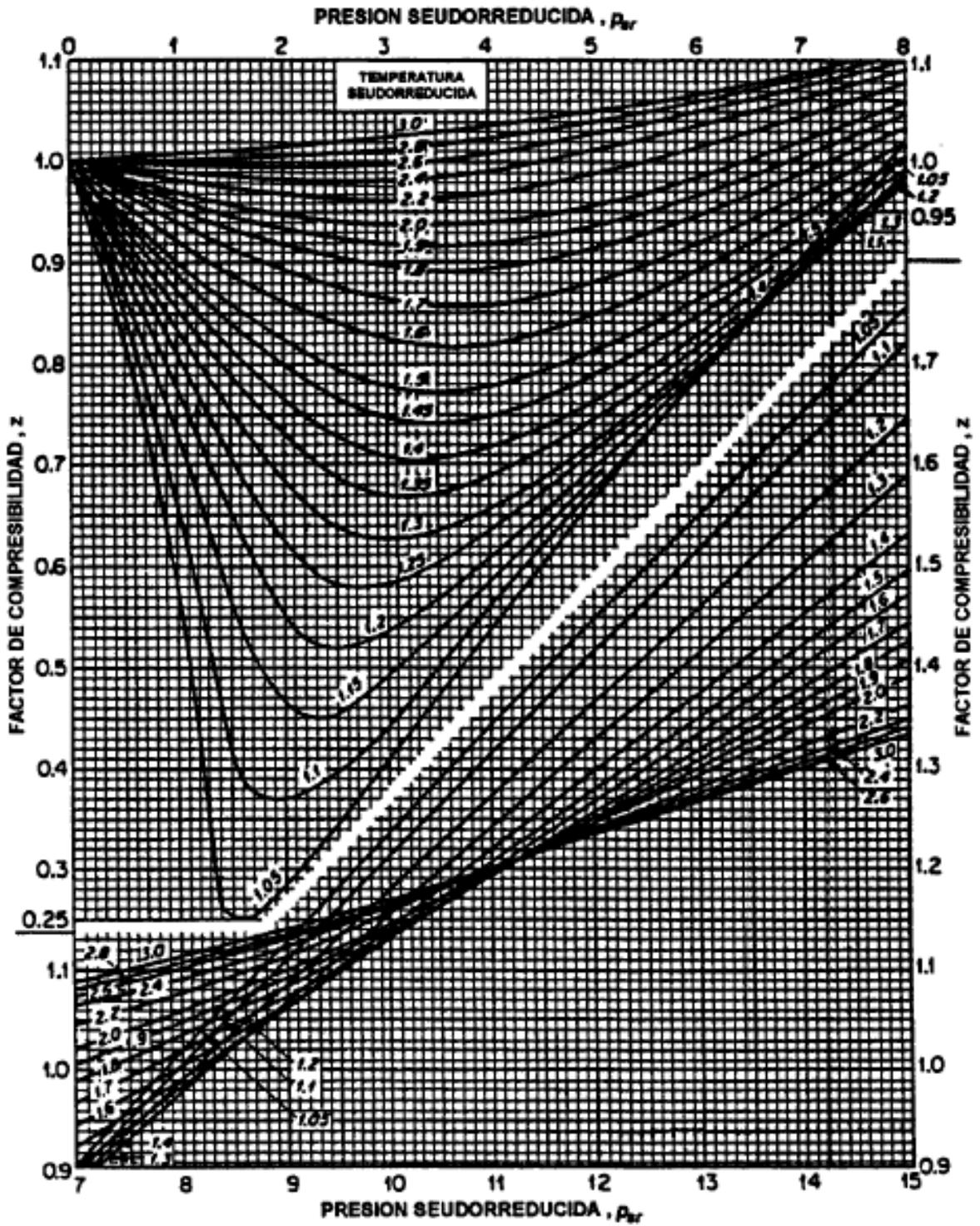


Fig. (A1): correlación gráfica de Standing y Katz

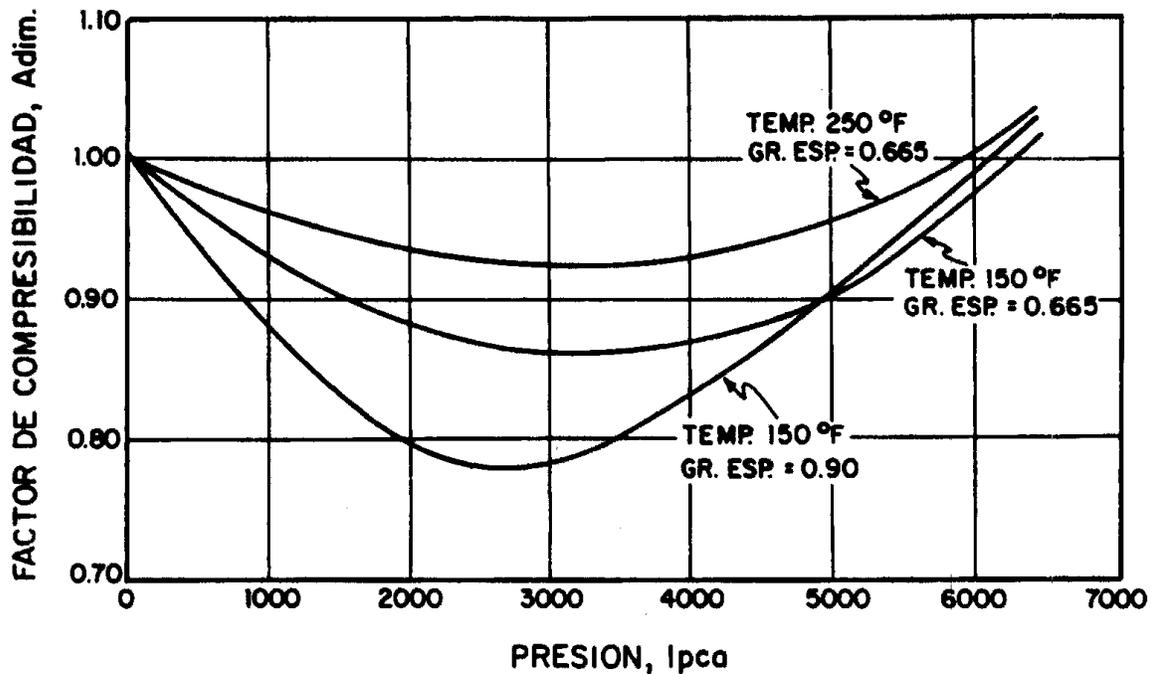


Fig. (A2) Factor Z

Una de las limitaciones al emplear la ecuación de estado en el estudio del comportamiento de los gases, es que el factor z no es constante, por lo que se requieren, como vimos anteriormente, técnicas gráficas o numéricas para su obtención.

Por lo tanto se han desarrollado varias ecuaciones de estado con coeficientes que corrigen la ley de los gases ideales, las cuales se pueden aplicar a un amplio rango de presiones y temperaturas.

Entre las ecuaciones de estado más empleadas en la industria petrolera se encuentran:

- Ecuación de estado de van der Walls.
- Ecuación de estado cúbica de van der Walls.
- Ecuación de estado de Redlich-Kwong.
- Ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong.
- Ecuación de Estado de Peng-Robinson.

El desarrollo y aplicación de estas ecuaciones de estado, no es la finalidad del presente capítulo, sin embargo esta información puede ser consultada en la fuente mencionada⁴.

1.3.1.5 Factor volumétrico del gas "B_g"

El factor volumétrico o factor de volumen del gas se define como el volumen que ocupa en el yacimiento la unidad volumétrica de gas a condiciones normales.

Dicho de otra manera, este factor relaciona el volumen que ocupa en el yacimiento una determinada masa de gas con el volumen de la misma masa de gas en la superficie, es decir, a condiciones atmosféricas (14.7 [psia] y 60 [°F]).

$$B_g = \frac{V_{g@ c.y}}{V_{g@ c.s}} \quad (1.13)$$

Si sustituimos la Ec. (1.7) en la Ec. (1.13), llegamos a la siguiente expresión.

$$B_g = \frac{V_{g@ c.y}}{V_{g@ c.s}} = \frac{\frac{n z_y R T_y}{P_y}}{\frac{n z_s R T_s}{P_s}} = \frac{\frac{z_y T_y}{P_y}}{\frac{z_s T_s}{P_s}} = \frac{z_y T_y}{(1)(60 + 460)} = 0.02827 \frac{z_y T_y}{P_y} \left[\frac{ft^3@c.y.}{ft^3@c.s.} \right] \quad (1.14)$$

La Fig. 3 presenta el comportamiento isotérmico común del factor de volumen del gas.

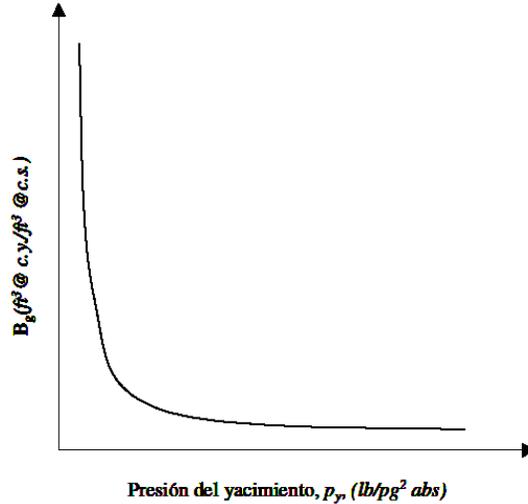


Fig. A3: B_g vs P @ T cte.

I.3.1.6 Factor de compresibilidad isotérmico del gas “c_g”

La compresibilidad isotérmica del gas o simplemente compresibilidad del gas se define como el cambio fraccional del volumen del gas en función del cambio de presión a una temperatura constante, esto es:

$$c_g = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T \quad (1.15)$$

Donde c_g es el factor de compresibilidad isotérmico del gas. Si resolvemos $\left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T$ partiendo de la Ec. (1.7)

$$\left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T = V \left[\frac{1}{z} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T - \frac{1}{p} \right]$$

Sustituyendo $\left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T$ en la Ec. (1.15), tenemos:

$$c_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p} \right)_T \quad (1.16)$$

Para gases ideales ($z=1$), es decir $\left(\frac{\partial v}{\partial p}\right)_T = 0$, la compresibilidad es simplemente el recíproco de la presión.

$$c_g = \frac{1}{p} \quad (1.17)$$

Debido a la complejidad de obtener una gráfica z vs p , en donde podamos determinar la variación de z con respecto a p a temperatura constante $\left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T$, Trube reemplazo en la Ec. (16) el parámetro p por el producto $p_{pc} \cdot p_{pr}$ y ∂p por $p_{pc} \cdot \partial p_{pr}$, luego multiplico ambos miembros de la Ec. por p_{pc} , quedando de la siguiente manera:

$$c_g p_{pc} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}} \right)_{T_{pr}} \quad (1.18)$$

Donde $c_g p_{pc}$ es la compresibilidad pseudo reducida. De la Ec.(18) sí podemos obtener la variación $\left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}}$ de la figura(A1) y por lo tanto también podemos obtener c_g para gases reales.

La figura A4 muestra el comportamiento de la compresibilidad del gas, en donde la línea punteada representa la c_g de un gas ideal y la línea continua representa la c_g de un gas real.

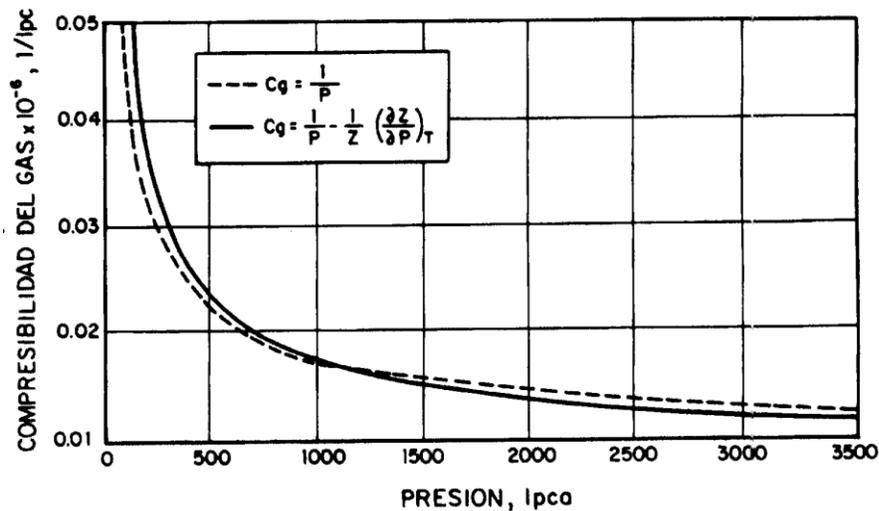


Fig. (A4) c_g vs p

Otras correlaciones conocidas para calcular c_g son las siguientes:

- Mattar, L., Brar, G.S. y Aziz, K.
- Sarem, A.M.
- Papay, J.
- Hall, K.R. y Yarborough
- Brill, J.P. y Beggs, H.D.
- Gopal, V.N.

I.3.1.7 Viscosidad del gas “ μ_g ”

La viscosidad de un gas natural puede ser determinada experimentalmente o por medio de ecuaciones. La determinación de μ_g en laboratorio es muy difícil ya que su valor es muy pequeño (≈ 0.2 [cp]). Por ésta razón, se prefiere utilizar correlaciones gráficas o numéricas para su determinación.

Correlación de Lee, A.L., González, M.H. y Eakin, B.E.:

Esta correlación numérica considera las impurezas que pudieran estar presentes en la mezcla, tales como CO₂ y N₂. Para lo cual se tienen que aplicar factores de corrección por presencia de estos gases.

$$\mu_g = \frac{K e^{(X\rho_g^Y)}}{10^4} \quad (1.19)$$

Donde:

$$K = \frac{(9.4 + 0.02M)T^{1.5}}{209 + 19M + T}$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{T} + 0.01M$$

$$Y = 2.4 - 0.2X$$

$$\rho_g = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{pM}{zT}$$

μ_g = Viscosidad del gas a p y T, [cp].

ρ_g = Densidad del gas, [g/cm³].

M = Peso molecular del gas, [lb/lb-mol].

z = Factor de compresibilidad del gas, [adim.].

p = Presión, [psia].

T = Temperatura, [°R].

La viscosidad del gas natural corregida por presencia de contaminantes se obtiene de la siguiente manera:

$$\mu_{gc} = \mu_g + C_{N_2} + C_{CO_2} + C_{H_2S} \quad (1.20)$$

$$C_{N_2} = Y_{N_2}(0.00848 \log(\gamma_g) + 0.00959)$$

$$C_{CO_2} = Y_{CO_2}(0.00908 \log(\gamma_g) + 0.00624)$$

$$C_{H_2S} = Y_{H_2S}(0.00849 \log(\gamma_g) + 0.00373)$$

μ_{gc} = Viscosidad del gas corregida.

μ_g = Viscosidad del gas calculada con la Ec.(1.19).

C_{N_2} = Corrección por presencia de N₂.

C_{CO_2} = Corrección por presencia de CO₂.

C_{H_2S} = Corrección por presencia de H_{2S}.

Y_{N_2} = Fracción molar de N₂.

Y_{CO_2} = Fracción molar de CO₂.

Y_{H_2S} = Fracción molar de H_{2S}.

Otra correlación de amplia aceptación es la correlación gráfica de Carr – Kobayashi – Burrows, para fines prácticos no se ahondará en su aplicación debido al sencillo pero laborioso procedimiento de cálculo.

1.3.2 Propiedades del aceite negro

1.3.2.1 Densidad del aceite

1.3.2.1.1 Densidad del aceite saturado “ ρ_o ”

La densidad del aceite saturado se calcula con la siguiente ecuación.

$$\rho_o = \frac{62.4 \gamma_o + 0.01362 R_s \gamma_{gd}}{B_o} \quad (1.21)$$

Donde:

ρ_o = Densidad del aceite saturado, $\left[\frac{lb}{ft^3}\right]$
 γ_o = Densidad relativa del aceite, [adim.]
 γ_{gd} = Densidad relativa del gas disuelto, [adim.]
 R_s = Razón de solubilidad de gas en aceite. [scf/sbl]
 B_o = factor de volumen del aceite $\left[\frac{ft^3}{ft^3}\right]$

1.3.2.1.2 Densidad del aceite bajosaturado

La densidad del aceite bajosaturado se calcula con la siguiente ecuación.

$$\rho_o = \rho_{ob} e^{[c_o(p-p_b)]} \quad (1.22)$$

Donde:

ρ_o = Densidad del aceite bajosaturado, $\left[\frac{lb}{ft^3}\right]$
 ρ_{ob} = Densidad del aceite a p_b , $\left[\frac{lb}{ft^3}\right]$.
 C_o = Compresibilidad del aceite, [psi⁻¹].
 p = presión de interés [psi].
 p_b = Presión de burbujeo, [psi].

1.3.2.2 Densidad relativa del aceite “ γ_o ”.

La densidad relativa del aceite también conocida como gravedad específica (γ_o), se define como la razón de la densidad del petróleo a la densidad del agua, ambas medidas a las mismas condiciones de presión y temperatura.

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w} \quad (1.23)$$

Donde, ρ_o es la densidad del aceite y ρ_w es la densidad del agua.

1.3.2.3 Gravedad API

En la industria petrolera es de uso común la gravedad API, definida de la siguiente manera.

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (1.24)$$

1.3.2.4 Relación de solubilidad de gas en aceite “R_s”

Esta relación indica el volumen de gas disuelto en el aceite a condiciones de yacimiento (pero medido el gas a las condiciones estándar) asociado a una unidad volumétrica de aceite medido también a condiciones estándar.

$$R_s = \frac{V_{gd@C.y.@c.s.}}{V_o@c.s.} \quad (1.25)$$

La figura A5 muestra el comportamiento de R_s respecto a la presión.

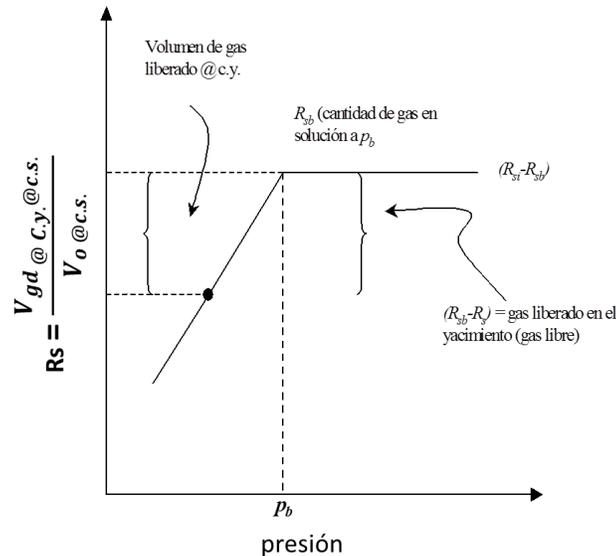


Fig. (A5) R_s vs p

Los siguientes factores afectan la relación de solubilidad del gas en el aceite:

- Presión: al aumentar la presión aumenta R_s.
- Temperatura: al aumentar la temperatura disminuye R_s.
- Gravedad API del aceite: al aumentar los °API aumenta R_s.
- Densidad relativa del gas: al aumentar γ_g aumenta R_s.

Correlación de Standing, M. B.:

$$R_s = \gamma_g \left[\left(\frac{p}{18.2} + 1.4 \right) 10^{(0.0125^\circ API - 0.00091T)} \right]^{1.2048} \quad (1.26)$$

Donde:

R_s= relación de solubilidad, [scf/sbl]

p=presión, [psi].

T= Temperatura, [°F]

γ_g= Densidad relativa del gas.

°API= Gravedad API del crudo, [°API].

Esta correlación presenta un margen de error del 10% respecto a los valores determinados experimentalmente⁵.

Existen varias correlaciones más para el cálculo de R_s , las cuales se nombran a continuación:

- Lasater, J. A.
- Vázquez, M. E. y Beggs, H. D.
- Glaso, O.
- Al-Marhoun, M. A.
- Dokla, M. E. y Osman, M. E.
- Petrosky, G. E. Jr. y Farshad, F. F.
- Kartoatmodjo, T. y Schmidt, Z.

1.3.2.5 Relación de gas aceite instantánea "R".

La relación gas aceite instantánea se define como el volumen total de gas (gas producido + gas disuelto) a condiciones de yacimiento pero medido a condiciones estándar, entre el volumen de aceite muerto.

$$R = \frac{V_{gp+gd}@c.y.@c.s. \left[\frac{ft^3}{bl} \right]}{V_o@c.s.} \quad (1.27)$$

La curva que representa el comportamiento típico de R se muestra a continuación en la figura (A6).

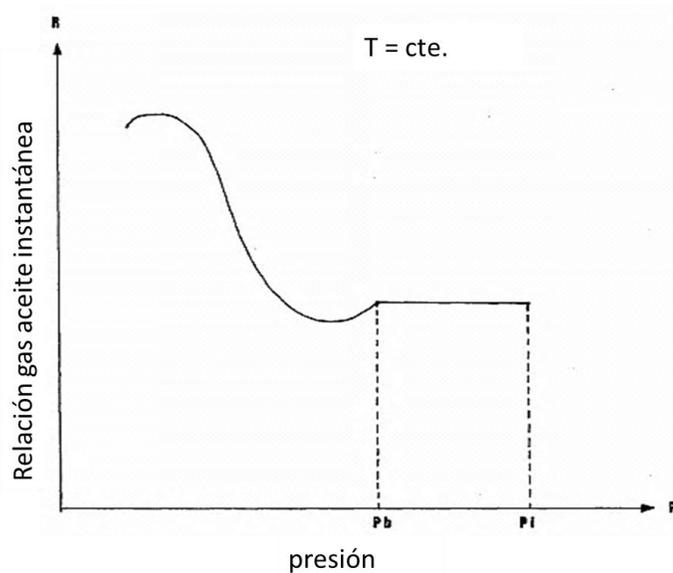


Fig.(A6) Relación gas aceite instantánea.

Nótese que para $p \geq p_b$ se tiene que $R=R_s$, esto debido a que el gas que se produce es solamente el que está disuelto en el aceite. Al bajar la presión por debajo de p_b , al principio el gas que se libera se queda en el yacimiento, por lo cual R disminuye. Una vez que se alcanza la saturación crítica de gas (S_{cg}), el gas libre comienza a fluir, iniciándose el incremento de R hasta llegar a un máximo.

1.3.2.6 Presión de burbujeo “ p_b ” :

La presión de burbujeo o de burbuja como también se le llama, se define como la presión a la cual se forma la primera burbuja de gas al pasar una sustancia del estado líquido al gaseoso, y en donde la fase líquida está en equilibrio con la pequeña cantidad de gas que se acaba de formar.

A las presiones por debajo de la p_b se les llama presión de saturación, a estas presiones coexisten dos fases en equilibrio, el líquido (aceite con gas disuelto) y el gas libre. Es común que se utilice el término presión de saturación (p_s) como sinónimo de p_b .

Las correlaciones que permiten determinar la p_b incluyen los parámetros R_s , °API del crudo, la gravedad específica del gas producido γ_g y la temperatura.

Correlación de Standing, M. B.

Standing obtuvo una correlación entre el denominado factor de correlación F, y la presión de burbujeo, esta correlación la presentó tanto de manera gráfica como analítica.

$$F = \left(\frac{R_{sb}}{\gamma_g} \right)^{0.83} 10^{(0.00091 T - 0.0125 \text{ } ^\circ\text{API})} \quad (1.28)$$

Donde:

F = factor de correlación.

R_{sb} = Relación de solubilidad del gas en aceite @ $p \geq p_b$ [scf/sbl].

T = Temperatura [°F]

γ_g = Gravedad específica del gas.

°API = Gravedad API del aceite.

La correlación analítica para hallar p_b es la siguiente, mientras que la correlación gráfica se presenta en la figura A7.

$$p_b = 18.2(F - 1.4) \quad (1.29)$$

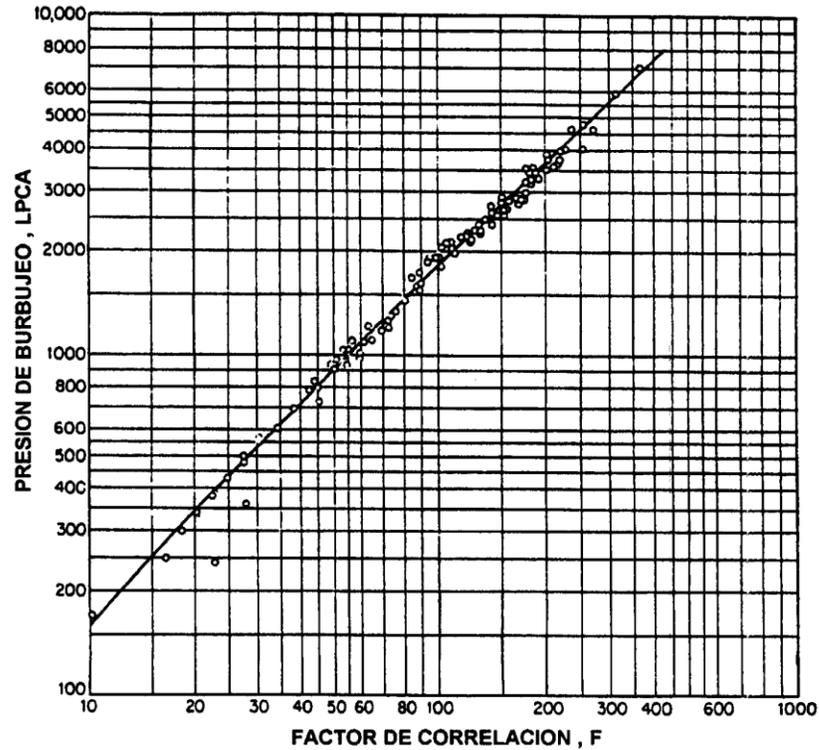


Fig. (A7) Correlación de Standing para la presión de burbujeo.

A continuación se nombran otras correlaciones usadas para el cálculo de p_b .

- Lasater, J. A.
- Vázquez, M. E. y Beggs, H. D.
- Glaso, O.
- Al-Marhoun, M. A.
- Dokla, M. E. y Osman, M. E.
- Petrosky, G. E. Jr. y Farshad, F. F.
- Kartoatmodjo, T. y Schmidt, Z.

1.3.2.7 Factor de volumen de formación del aceite "Bo":

El factor de volumen del aceite se define como el cambio en el volumen que experimenta la fase líquida al pasar de las condiciones del yacimiento a las condiciones de superficie como consecuencia de la expansión líquida y la liberación del gas en solución. Dicho de otro modo El factor de volumen de formación del aceite, B_o , es el volumen de aceite del yacimiento que se necesita para producir un barril de aceite a condiciones atmosféricas, esto es:

$$B_o = \frac{V_{o+gd}@c.y.}{V_o@c.s.} \left[\frac{m^3}{m^3} \text{ ó } \frac{bl}{bl} \right] \quad (1.30)$$

Donde:

B_o = factor de volumen del aceite

V_{o+gd} = Volumen de aceite + gas disuelto

V_o = Volumen de aceite muerto

El término B_o , nos ayudará a comprender por qué el volumen de aceite que se produce en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar, siempre es menor que el volumen de aceite que se produce en el yacimiento hacia el fondo del pozo productor. Este cambio en volumen del aceite se debe a tres factores:

1. Liberación del gas disuelto en el aceite conforme la presión decrece desde la presión del yacimiento hasta la presión de la superficie, lo cual ocasiona que disminuya el volumen de aceite.
2. La reducción en la presión causa una expansión ligera del aceite que se está produciendo.
3. El aceite producido también se contrae debido a la reducción en la temperatura.

La siguiente grafica de la figura A8, muestra el comportamiento típico del B_o respecto a la presión a temperatura constante.

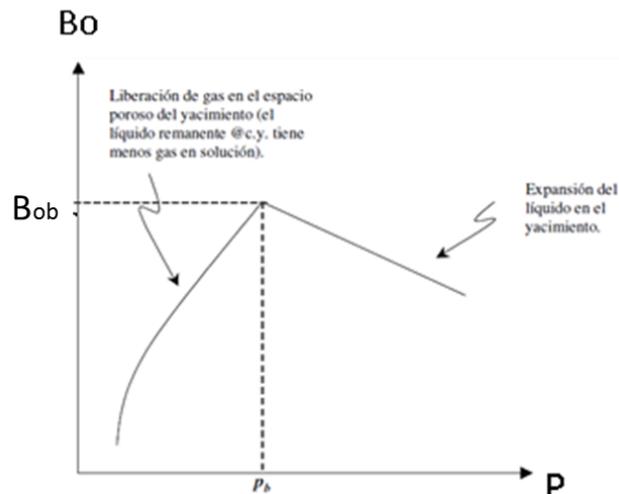


Fig. (A8) comportamiento de B_o vs p , a T constante

Existen diversas correlaciones para el cálculo del factor volumétrico del aceite, sin embargo estas varían dependiendo de la presión a la cual se desee calcular el B_o , es decir, la correlación cambia en los siguientes tres casos:

- B_o a $p=p_b$
- B_o a $p<p_b$
- B_o a $p>p_b$

1.3.2.7.1 Cálculo de B_o @ $p=p_b$

Correlación de Standing

Standing encontró una correlación entre el factor de correlación F y el factor volumétrico del aceite en el punto de burbujeo (B_{ob}). La figura A9 presenta la correlación de estos factores.

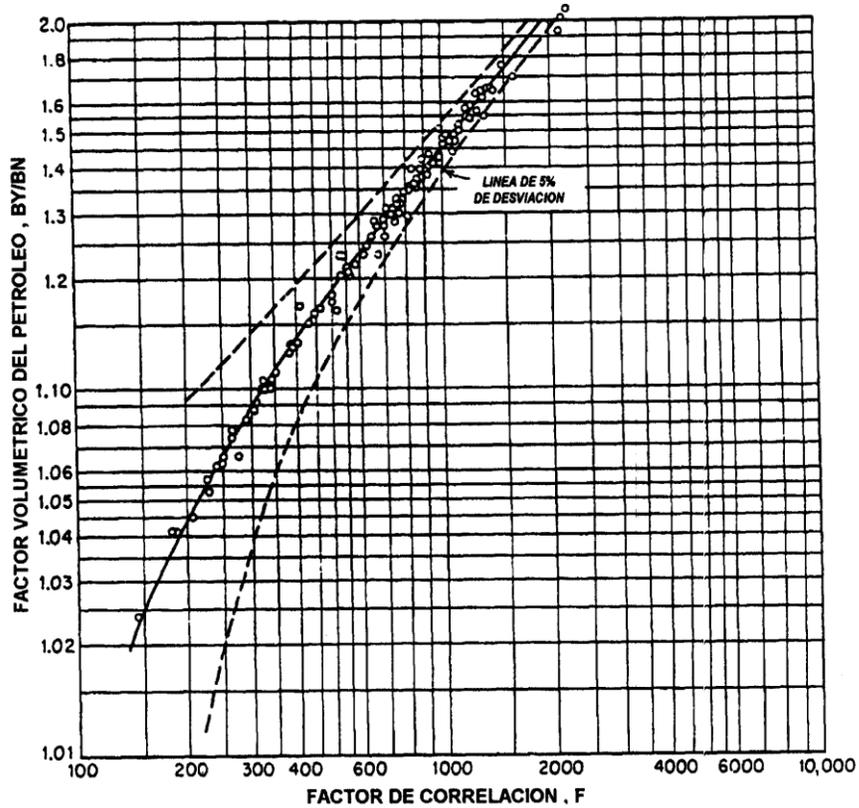


Fig.(A9) Factor F vs Presión

La siguiente ecuación es un ajuste de la correlación gráfica anterior.

$$B_{ob} = 0.9759 + 12 \times 10^{-5} F^{1.2} \quad (1.31)$$

Donde:

$$F = R_{sb} * \sqrt{\frac{\gamma_g}{\gamma_o}} + 1.25T \quad (1.32)$$

B_{ob} = Factor volumétrico del aceite @ p_b , $\left[\frac{Bl}{Bl}\right]$

R_{sb} = Relación de solubilidad @ $p \geq p_b$, $\left[\frac{ft^3}{Bl}\right]$

T = Temperatura, [°F]

γ_g = Densidad relativa del gas γ_o = Densidad relativa del aceite

1.3.2.7.2 Cálculo de Bo @ p < p_b

La correlación anterior al igual que las demás correlaciones para el cálculo de B_{ob}, puede ser usada para estimar Bo a presiones por debajo de la presión de burbujeo. En este caso se debe de utilizar R_s a la presión deseada en vez de R_{sb}. Además se deben de considerar la posible variación de la gravedad API del crudo y de la densidad del gas en solución. Dicho esto, si deseáramos calcular Bo a presiones inferiores a la presión de burbujeo, la correlación de Standing quedaría de la siguiente manera:

$$B_o = 0.9759 + 12 \times 10^{-5} F^{1.2} \quad (1.31^*)$$

$$F = R_s * \sqrt{\frac{\gamma_g}{\gamma_o}} + 1.25T \quad (1.32^*)$$

* estas dos ecuaciones son las mismas que se utilizan para el cálculo de Bo @ p=p_b, sólo que se utilizan valores de de R_s a las condiciones de p y T.

Existen más correlaciones para el cálculo de Bo las cuales se nombran a continuación:

- Vázquez, M. E. y Beggs, H. D.
- Glaso, O.
- Al-Marhoun, M. A.
- Dokla, M. E. y Osman, M. E.
- Petrosky, G. E. Jr. y Farshad, F. F.
- Kartoatmodjo, T. y Schmidt, Z.

1.3.2.7.3 Cálculo de Bo @ p > p_b

Por arriba de la presión de burbujeo los valores de Bo sólo están afectados por la compresibilidad ya que la razón de solubilidad permanece constante, por lo tanto si se conoce la compresibilidad del aceite puede determinarse Bo a presiones mayores a la p_b mediante la siguiente ecuación:

$$B_o = B_{ob} e^{[c_o(p_b - p)]} \quad (1.33)$$

Donde:

B_o = Factor volumétrico del aceite @ p > p_b, $\left[\frac{Bl}{Bl} \right]$.

B_{ob} = Factor volumétrico del aceite @ p = p_b, $\left[\frac{Bl}{Bl} \right]$.

P_b = Presión de burbujeo [psia].

P = Presión de interés [psia].

c_o = Compresibilidad isotérmica del aceite, [psi⁻¹]

1.3.2.8 Factor volumétrico total “B_t”

El factor volumétrico total, también conocido como Factor bifásico o de la fase mixta, se define como el volumen que ocupa a condiciones de yacimiento un barril de aceite más su gas disuelto a condiciones estándar.

$$B_t = B_o + (R_{si} - R_s)B_g \left[\frac{bl @ c. y.}{bl @ c. s.} \right] \quad (1.34)$$

Donde:

B_t = Factor volumétrico total, $\left[\frac{bl @ c. y.}{bl @ c. s.} \right]$.

B_o = Factor volumétrico del aceite, $\left[\frac{bl @ c. y.}{bl @ c. s.} \right]$.

R_{si} = Razón de solubilidad @p_b, $\left[\frac{ft^3 @ c. s.}{bl @ c. s.} \right]$.

R_s = Razón de solubilidad @p de interés, $\left[\frac{ft^3 @ c. s.}{bl @ c. s.} \right]$.

B_g = Factor volumétrico del gas, $\left[\frac{bl @ c. y.}{ft^3 @ c. s.} \right]$.

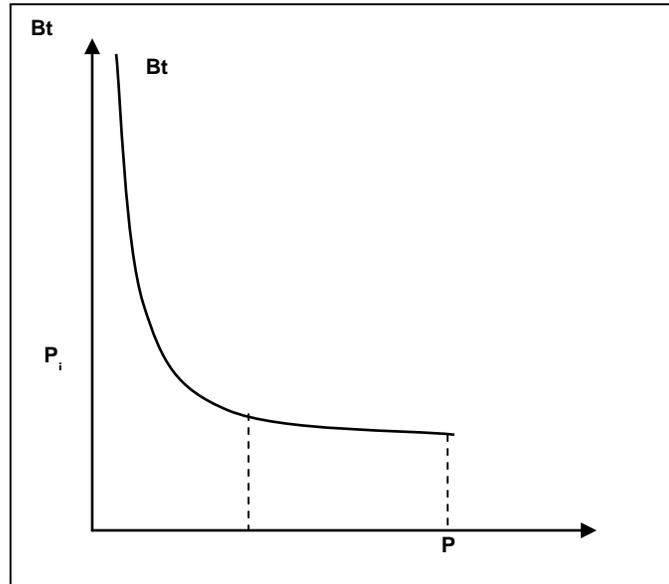


Fig.(A10) factor volumétrico total.

Además de la ecuación 1.34, también existen otras correlaciones para el cálculo de B_t.

Correlación de Glaso

$$B_t = 10^{[0.080135 + 0.47257 \log(F) + 0.17351 \log(F)^2]} \quad (1.35)$$

$$F = R_s \left(\frac{T^{0.5}}{\gamma_g^{0.3}} \right) p^{-1.1089} \gamma_o^{2.9 \times 10^{-0.00027 R_s}} \quad (1.36)$$

Donde:

B_t = Factor volumétrico total, $\left[\frac{bl@c.y.}{bl@c.s.}\right]$.

R_s = Relación de solubilidad @ p de interés, $\left[\frac{ft^3}{BL}\right]$.

T = Temperatura, [°F].

p = Presión de interés, [psia].

γ_g = Densidad relativa del gas.

γ_o = Densidad relativa del aceite.

Otra correlación para el cálculo de B_t es la de Al-Marhoun.

1.3.2.9 Compresibilidad del aceite “ c_o ”

En general, la compresibilidad de una sustancia se define como el cambio fraccional en volumen cuando la presión es cambiada a temperatura constante. Si un aceite tiene una compresibilidad de 9×10^{-6} , esto quiere decir que para un millón de barriles en el yacimiento aumentará 9 barriles el volumen del mismo por cada [psi] que disminuya la presión a temperatura constante.

1.3.2.9.1 Cálculo de c_o para aceites bajosaturados, $p > p_b$

La compresibilidad de un aceite bajosaturado se define de la siguiente manera:

$$c_o = -\frac{1}{V_o} \left(\frac{\partial V_o}{\partial p} \right)_T = \frac{1}{\rho_o} \left(\frac{\partial \rho_o}{\partial p} \right)_T = -\frac{1}{B_o} \left(\frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T \quad (1.37)$$

Para algunos yacimientos la c_o permanece prácticamente constante por arriba de la p_b , mientras que para otros varía significativamente. Los crudos bajosaturados tienen compresibilidades que varían de 5 a 100×10^{-6} , siendo los valores más altos para crudos con gravedades API mayores.

La gráfica de la figura A11, representa el comportamiento de c_o a temperatura constante, para un crudo bajo saturado.

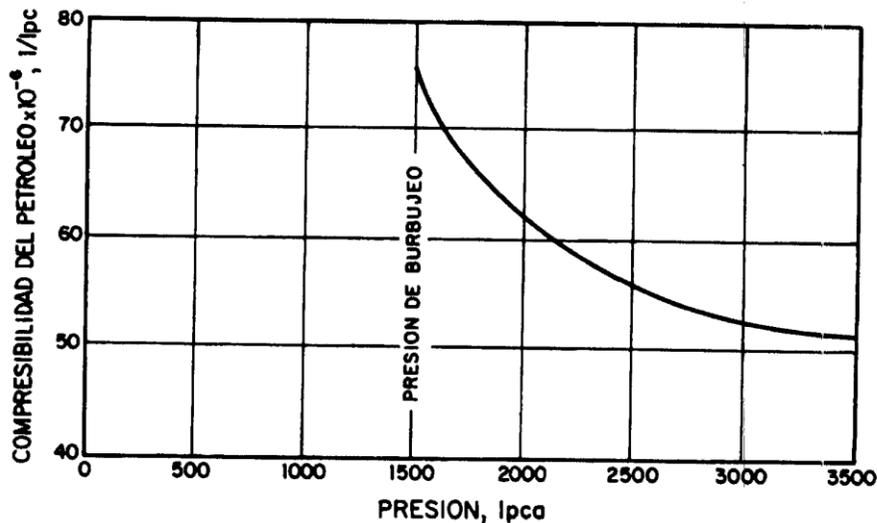


Fig.(A11) comportamiento de c_o vs p

Las siguientes correlaciones sirven para el cálculo de c_o de aceites bajosaturados.

Correlación de Vázquez y Beggs.

$$c_o = \frac{-1433 + 5R_s + 17.2 T - 1180\gamma_{gc} + 12.61^\circ API}{p \times 10^5} \quad (1.38)$$

Donde:

c_o = Compresibilidad isotérmica del aceite, [psi⁻¹]

R_s = Relación de solubilidad @ p de interés, $\left[\frac{ft^3}{Bl}\right]$.

T = Temperatura, [°F].

p = Presión de interés, [psia].

γ_{gc} = Densidad relativa del gas corregida.

°API = Gravedad API del aceite.

Otras correlaciones para el cálculo de c_o de aceites bajosaturados son las siguientes:

- Petrosky, G. E. Jr. y Farshad, F. F.
- Kartoatmodjo, T. y Schmidt, Z.

1.3.2.9.2 Cálculo de c_o para aceites saturados, $p \leq p_b$

Por debajo de la presión de burbujeo, el gas disuelto afecta la compresibilidad. Por lo tanto la manera en la cual se expresa la compresibilidad del aceite saturado es la siguiente:

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left[\frac{\partial B_o}{\partial p} \right]_T + \frac{B_g}{B_o} \left[\frac{\partial R_s}{\partial p} \right]_T \quad (1.39)$$

La figura (A12) presenta el comportamiento de c_o respecto a la presión, como puede observarse, existe una discontinuidad exactamente en la presión de burbujeo, esto es debido a que la liberación de la primer burbuja de gas causa un cambio drástico en el valor de la compresibilidad.

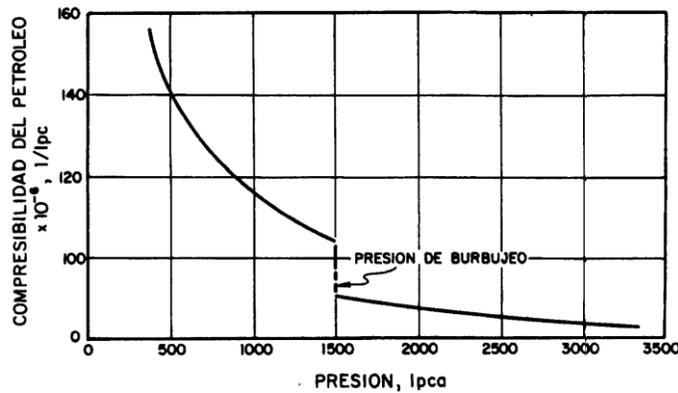


Fig.(11) c_o vs p antes y después de la p_b .

Las siguientes correlaciones sirven para el cálculo de c_o de aceites saturados:

Correlación de McCain, Rollins y Villena-Lanzi

Si se dispone de p_b y de R_{sb} se puede usar la correlación siguiente:

$$\ln c_o = -7.573 - 1.45 \ln p - 0.383 \ln p_b + 1.402 \ln T + 0.256 \ln ^\circ API + 0.449 \ln R_{sb} \quad (1.40)$$

Si no se dispone de la p_b , puede usarse la siguiente correlación:

$$\ln c_o = -7.663 - 1.497 \ln p - 1.115 \ln T + 0.533 \ln ^\circ API + 0.184 \ln R_{sb} \quad (1.41)$$

Si no se dispone de la p_b ni de R_{sb} , puede usarse la siguiente correlación:

$$\ln c_o = -7.114 - 1.394 \ln p - 0.981 \ln T + 0.77 \ln ^\circ API + 0.446 \ln \gamma_g \quad (1.42)$$

Donde:

c_o está dada en [psi^{-1}], p en [psi] y T en [$^\circ\text{R}$].

Otras correlaciones para el cálculo de c_o de aceites saturados, son las siguientes:

- Standing, M. B.
- Vázquez, M. E. y Beggs, H. D.
- Glaso, O.
- Al-Marhoun, M. A.
- Dokla, M. E. y Osman, M. E.
- Petrosky, G. E. Jr. y Farshad, F. F.
- Kartoatmodjo, T. y Schmidt, Z.

1.3.2.10 Viscosidad del aceite “ μ_o ”

La viscosidad es una medida de la resistencia al flujo ejercida por las moléculas de un fluido. La viscosidad del aceite generalmente se expresa en centipoise, ésta es afectada por la presión y la temperatura, un incremento en la temperatura provoca un decremento en la viscosidad, una disminución en la presión provoca una disminución en la viscosidad, un decremento en la cantidad de gas en solución en el líquido provoca un incremento en la viscosidad, siendo la cantidad de gas en solución una función directa de la presión.

La Fig. A13 presenta la relación entre la viscosidad de un aceite negro respecto a la presión, a una temperatura constante. Por arriba de la presión de burbuja, la viscosidad del aceite en un yacimiento decrece casi lineal conforme la presión decrece, esto debido a que las moléculas se alejan más unas de otras y se mueven más fácilmente. A presiones por debajo de la presión de burbuja, la viscosidad del aceite se incrementa conforme la presión decrece, ya que el líquido cambia su composición, pues el gas que se libera conforma las moléculas más pequeñas (ligeras) del líquido, dejando al líquido remanente con moléculas más pesadas. Este cambio en la composición del líquido provoca un gran incremento en la viscosidad del aceite conforme la presión decrece por debajo del punto de burbuja.

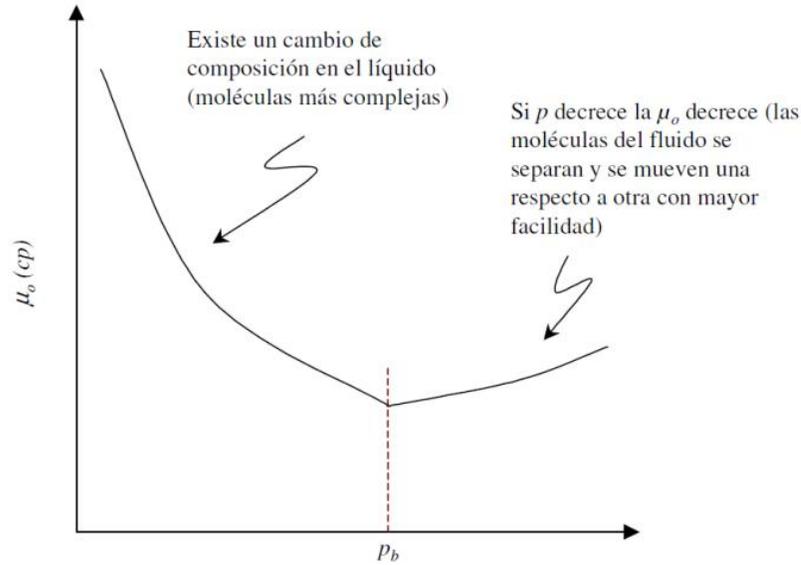


Fig. (A13) μ_o vs presión

Debemos de distinguir dos tipos de viscosidades del aceite: la viscosidad del aceite sin gas en solución (aceite muerto) y la viscosidad del aceite saturado a ciertas condiciones de presión y temperatura con gas disuelto. En ambos casos el efecto de la temperatura es disminuir la viscosidad, sin embargo el efecto de la presión sobre la viscosidad es distinto en cada caso; en aceites muertos el aumento de la presión aumenta la viscosidad mientras que en aceites con gas en solución un aumento en la presión disminuye la viscosidad, esto se debe a que en aceites muertos no hay gas disponible para irse disolviendo conforme aumenta la presión, por lo tanto un incremento en la presión ocasiona que se unan las moléculas del aceite ocasionando dificultad para moverse. Mientras que en aceites saturados la disponibilidad de gas libre al aumentar la presión origina que el gas que es más ligero que el aceite se vaya disolviendo en este disminuyendo su viscosidad pues existe un mayor espacio entre las moléculas de aceite separadas por moléculas de los componentes ligeros del gas.

Otro tipo de viscosidad que también se debe de considerar es el del aceite bajosaturado.

1.3.2.10.1 Viscosidad del aceite muerto, " μ_{od} "

Correlación de Beggs y Robinson

$$\mu_{od} = 10^x - 1 \quad (1.43)$$

Donde:

μ_{od} = Viscosidad del aceite muerto, [cp].

$x = \gamma T^{-1.163}$

$\gamma = 10^z$

$z = 3.0324 - 0.02023 \text{ }^\circ\text{API}$

T = Temperatura, [°F].

Otras correlaciones para el cálculo de μ_{od} son las siguientes:

- Beal
- Glaso
- Egbogad
- Kartootmodjo – Schmidt

1.3.2.10.2 Viscosidad del aceite saturado, “ μ_{ob} ” ($p \leq p_b$),

La viscosidad de crudos con gas en solución a presiones menores o iguales a la presión de burbujeo, se determina a partir de las siguientes correlaciones:

Correlación de Beggs – Robinson

$$\mu_{ob} = a(\mu_{od})^b \quad (1.44)$$

Donde:

$$a = 10.715(R_s + 100)^{-0.515}$$
$$b = 5.44(R_s + 150)^{-0.338}$$

otras correlaciones para calcular μ_{ob} son las siguientes:

- Kartootmodjo – Schmidt
- Chew – Connally

1.3.2.10.3 Viscosidad del aceite bajosaturado ($p > p_b$), “ μ_o ”

La viscosidad de los crudos a presiones mayores a las de burbujeo (crudos bajosaturados) se determina conociendo la viscosidad en el punto de burbujeo mediante las siguientes correlaciones.

Correlación de Vázquez y Beggs:

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{p}{p_b} \right)^m \quad (1.45)$$

Donde:

$$m = 2.6p^{1.187} e^{(-11.513 - 8.98 \times 10^{-5} p)}$$

Otras correlaciones usadas para el cálculo de μ_o se mencionan a continuación:

- Beal
- Kartootmodjo – Schmidt

I.3.3 Propiedades del agua

El agua siempre está presente en los yacimientos petroleros, por lo tanto es importante el conocimiento de ciertas propiedades físicas del agua producida, estas propiedades al igual que las del aceite se ven afectadas por la presión, temperatura y el gas en solución aunque en menor grado.

En esta sección se presenta una revisión de las propiedades físicas del agua y las correlaciones que se han desarrollado para su determinación.

I.3.3.1 Gravedad específica del agua, “ γ_w ”

Se obtiene mediante la siguiente correlación si se conoce la concentración de sólidos disueltos (salinidad):

$$\gamma_w = 1 + 0.695 \times 10^{-6} S \quad (1.46)$$

Donde S (salinidad) está dada en [mg/litro].

I.3.3.2 Densidad del agua, “ ρ_w ”

La densidad del agua se puede estimar de manera similar a la densidad del aceite con la siguiente expresión, sólo que en este caso son despreciados los efectos del gas disuelto, de esta forma la densidad del agua queda expresada de la siguiente manera.

$$\rho_w = \frac{\rho_{wl}}{B_w} = \frac{62.4\gamma_w}{B_w} \quad (1.47)$$

Donde:

ρ_w = densidad del agua a p y T, [lb/ft³].

ρ_{wl} = densidad del agua a condiciones normales, [lb/ft³].

γ_w = gravedad específica del agua.

B_w = Factor Volumétrico del agua, [bl/bl].

Otra correlación empleada para el cálculo de ρ_w es la correlación gráfica de Mc Cain.

I.3.3.3 Presión de Burbujeo del agua, “ p_{bw} ”

La presión de burbuja de una salmuera (agua producida) saturada con gas, es igual a la presión de burbujeo del crudo coexistente debido al equilibrio termodinámico entre la salmuera y el crudo.

I.3.3.4 Relación de solubilidad de gas en agua, “ R_{sw} ”

El gas natural también se puede disolver en el agua de formación del yacimiento. La razón de gas disuelto en agua o solubilidad de gas en agua, se define como la cantidad de pies cúbicos normales de gas que pueden disolverse en un barril normal de agua cuando ambos son llevados a condiciones de presión y temperatura del yacimiento, dicho de otra manera es el volumen de gas disuelto en el agua a condiciones de yacimiento medido a condiciones estándar entre el volumen de agua a condiciones estándar, esto es:

$$R_{sw} = \frac{V_{gd @ c.y. @ c.s.}}{V_w @ c.s.} \quad (1.48)$$

El agua de formación contiene gases disueltos. La mayoría de estos gases son hidrocarburos, sin embargo en ocasiones otros gases como bióxido de carbono (CO₂), nitrógeno (N₂) y ácido sulfhídrico (H₂S) están presentes, la solubilidad de estos gases disminuye con la salinidad y aumenta con la presión.

Correlación de Mc Coy

$$R_{swp} = A + Bp + Cp^2 \quad (1.49)$$

$$\frac{R_{sw}}{R_{swp}} = 1 - (0.0753 - 1.73 \times 10^{-4} T)S \quad (1.50)$$

Donde: $\frac{R_{sw}}{R_{swp}}$ = factor de corrección por salinidad

$$A = 2.12 + 3.45 \times 10^{-3} T - 3.59 \times 10^{-5} T^2$$

$$B = 0.0107 - 5.26 \times 10^{-5} T + 1.48 \times 10^{-7} T^2$$

$$C = -8.75 \times 10^{-7} + 3.9 \times 10^{-3} T - 1.02 \times 10^{-11} T^2$$

R_{sw} = Razón de solubilidad de gas en agua $\left[\frac{ft^3 @ c.s.}{Bl @ c.s.} \right]$

R_{swp} = Razón de solubilidad de gas en agua pura (sin salinidad) $\left[\frac{ft^3 @ c.s.}{Bl @ c.s.} \right]$

p = presión [psia]

T = temperatura [°F]

S = Salinidad en porcentaje por peso de sólidos [1% = 10 000 ppm]

Otra correlación también usada para calcular R_{sw} es la de Culberson – Mc Keta

I.3.3.5 Factor volumétrico del agua, "Bw"

El factor de volumen del agua de formación representa los barriles de agua en el yacimiento que se requieren para producir un barril de agua en la superficie, es decir:

$$B_w = \frac{V_{w+gd}@c.y.}{V_w@c.s.} \left[\frac{m^3}{m^3} \text{ ó } \frac{bl}{bl} \right] \quad (1.51)$$

Al igual que el factor de volumen del aceite de formación, B_o , se involucran tres efectos:

1. La liberación del gas disuelto del agua de formación conforme la presión se reduce.
2. La expansión del agua de formación conforme la presión se reduce.
3. La concentración del agua de formación conforme la temperatura se reduce.

La solubilidad del gas en el agua de formación es sustancialmente menor que la solubilidad del gas en el aceite. Por lo tanto, la solubilidad del gas tiene un efecto pequeño sobre el B_w . La contracción y expansión debido a la reducción de la temperatura y presión (compresibilidad del gas) son pequeñas siendo el B_w numéricamente bajo, no mayor que 1.06. el valor de B_w depende lógicamente de la presión, temperatura y la salinidad del agua que afecta la solubilidad, tal y como vimos anteriormente al obtener R_{sw} .

La Fig. A14 presenta la forma más común del B_w como una función de la presión a una temperatura constante.

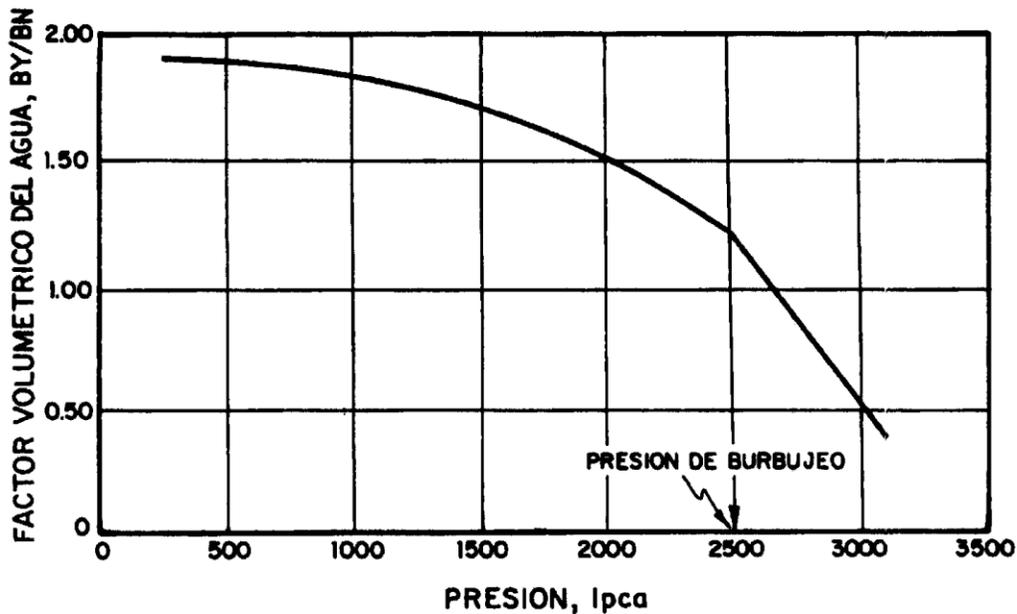


Fig A14 Bw vs presión

La figura muestra que cuando la presión es reducida desde la presión inicial hasta la p_b el B_w aumenta debido a la expansión del agua provocada por la caída de presión; por debajo de la presión de burbujeo el B_w sigue aumentando ya que el efecto de liberación de gas disuelto es mucho menor que el efecto de expansión del agua, por lo cual no puede contrarrestar el incremento en el valor de B_w , este efecto se debe a la baja solubilidad del gas en el agua.

A continuación se presentan algunas correlaciones para el cálculo de B_w , tomando en cuenta que se tienen que estimar tanto para agua bajosaturada como para agua saturada

I.3.3.5.1 Cálculo de B_w cuando $p \leq p_b$

Correlación de McCoy

$$B_{wp} = A + Bp + Cp^2 \quad (1.52)$$

Donde:

$$B_w = B_{wp} [1 + S(5.1 \times 10^{-8}p + (5.47 \times 10^{-6} - 1.95 \times 10^{-10}p)(T - 60) - (3.23 \times 10^{-8} - 8.5 \times 10^{-13}p)(T - 60)^2)] \quad (1.53)$$

B_w = Razón de solubilidad de gas en agua $\left[\frac{ft^3@c.s.}{Bl@c.s.} \right]$.

B_{wp} = Razón de solubilidad de gas en agua pura (sin salinidad) $\left[\frac{ft^3@c.s.}{Bl@c.s.} \right]$.

p = presión [psia].

T = temperatura [°F].

S = Salinidad en porcentaje por peso de sólidos [1% = 10 000 ppm].

Para agua pura libre de gas

$$A = 0.9947 + 5.8 \times 10^{-6}T - 1.02 \times 10^{-6}T^2$$

$$B = -4.228 \times 10^{-6} + 1.8376 \times 10^{-8}T - 6.77 \times 10^{-11}T^2$$

$$C = 1.3 \times 10^{-10} - 1.3855 \times 10^{-12}T + 4.285 \times 10^{-15}T^2$$

Para agua pura saturada de gas

$$A = 0.9911 + 6.35 \times 10^{-5}T + 8.5 \times 10^{-7}T^2$$

$$B = -1.093 \times 10^{-6} - 3.497 \times 10^{-9}T + 4.57 \times 10^{-12}T^2$$

$$C = -5 \times 10^{-11} + 6.429 \times 10^{-13}T - 1.43 \times 10^{-15}T^2$$

Otra correlación usada para el calculo de B_w a $p \leq p_b$ es la de McCain

I.3.3.5.2 Calculo de B_w para agua bajosaturada ($p \geq p_b$)

El factor volumétrico del agua a presiones mayores a la presión de burbujeo, se determina de la misma manera que el B_o (sistema gas – aceite), esto es:

$$B_w = B_{wb} e^{[c_w(p_b-p)]} \quad (1.54)$$

Donde:

B_w = Factor volumétrico del agua @ $p > p_b$, $\left[\frac{BL}{BL}\right]$.

B_{wb} = Factor volumétrico del agua @ $p = p_b$, $\left[\frac{BL}{BL}\right]$.

p_b = Presión de burbujeo [psia].

p = Presión de interés [psia].

c_w = Compresibilidad isotérmica del agua, [psi⁻¹]

I.3.3.6 Compresibilidad del agua, “ c_w ”

La compresibilidad isotérmica del agua, c_w en [psi⁻¹], a presiones mayores a la presión de burbuja se define de manera similar que para el petróleo, es decir:

$$c_w = -\frac{1}{V_w} \left(\frac{\partial V_w}{\partial p} \right)_T = \frac{1}{\rho_w} \left(\frac{\partial \rho_w}{\partial p} \right)_T = -\frac{1}{B_w} \left(\frac{\partial B_w}{\partial p} \right)_T \quad (1.55)$$

Esta propiedad es afectada por la presión y la solubilidad del gas en el agua, la cual a su vez es afectada por la salinidad. Así un aumento en la presión causa una disminución de c_w mientras que un aumento en la temperatura provoca un aumento de esta propiedad. Por otro lado a mayor cantidad de gas disuelto hay un aumento de la compresibilidad, mientras que a mayor salinidad disminuye la compresibilidad.

I.3.3.6.1 Cálculo de c_w para agua bajosaturada ($p > p_b$)

Correlación de Osif

$$c_w = \frac{1}{7.033 p + 541.5 S - 537 T + 403300} \quad (1.56)$$

Donde T esta dada en [°F], p en [psia] y S (salinidad) en [g/l] = ppm/58443

Otra correlación que también es usada para el cálculo de c_w y que incluye correcciones por gas disuelto y por sólidos disueltos es la correlación de Dodson – Standing.

I.3.3.6.2 Calculo de c_w para agua saturada ($p < p_b$)

Para presiones menores a la presión de burbujeo, la compresibilidad del agua esta definida por:

$$c_w = -\frac{1}{B_w} \left[\frac{\partial B_w}{\partial p} \right]_T + \frac{B_g}{B_w} \left[\frac{\partial R_{sw}}{\partial p} \right]_T \quad (1.57)$$

Si observamos detenidamente la ecuación 1.57, y analizamos cada uno de los términos podemos concluir lo siguiente. El primer término de lado derecho es simplemente la compresibilidad del agua bajosaturada, que anteriormente vimos como se obtiene, el segundo miembro del lado derecho se puede obtener en tres partes.

- 1) El factor volumétrico del gas B_g se obtiene con la ecuación 1.14 pero debe de estar expresado en [bl/ft³]. Mc Cain sugiere⁶ que para el calculo del factor z usado en la ec. 1.14, se utilice un valor de 0.63 para la gravedad específica del gas liberado del agua. Este valor esta basado en datos limitados y su exactitud es desconocida, sin embargo los valores obtenidos parecen razonables.
- 2) El factor volumétrico del agua B_w se obtiene con la correlación vista anteriormente (Mc Coy o Mc Cain)
- 3) La derivada $\left(\frac{\partial R_{sw}}{\partial p} \right)_T$ se determina mediante la correlación de Ramey.

Correlación de Ramey

Ramey recomienda no usar esta correlación gráfica cuando la Temperatura sea mayor a 250 [°F]. La derivada $\left(\frac{\partial R_{sw}}{\partial p} \right)_T$ se determina con la figura A15, este valor debe de ser multiplicado por el factor de corrección por salinidad de la ecuación 1.50.

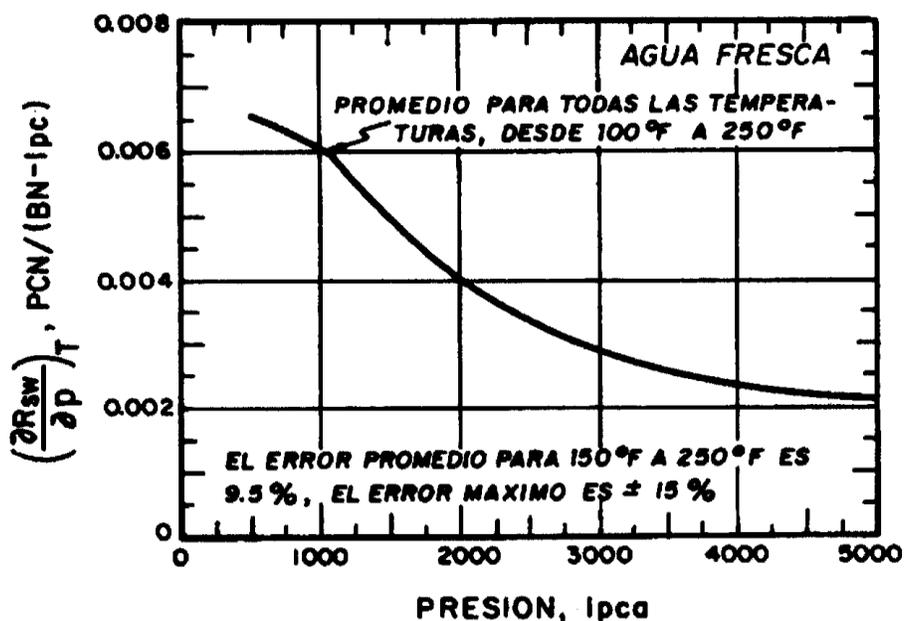


Fig. (A15) correlación gráfica de Ramey

I.3.3.7 Viscosidad del agua, “ μ_w ”

La viscosidad del agua en [cp], depende de la presión, la temperatura y sólidos disueltos. Por esta razón la viscosidad del agua aumenta cuando la presión aumenta y/o cuando la concentración de sólidos disueltos aumenta, pero disminuye cuando la temperatura aumenta.

La figura A16 muestra el comportamiento de la viscosidad del agua con variación de la presión.

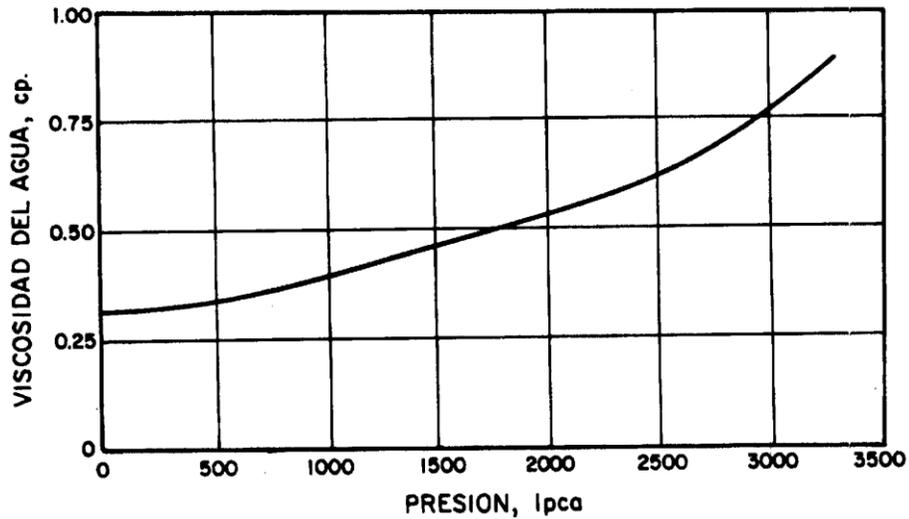


Fig. (A16) μ_w vs presión

Correlación de Mc Coy

$$\mu_{wp} = 0.02414 \times 10^{\left(\frac{247.8}{T-140}\right)} \quad (1.58)$$

Donde μ_{wp} en [cp] y T en [K]

La corrección de μ_{wp} por salinidad está dada por:

$$\frac{\mu_w}{\mu_{wp}} = 1 - 0.00187 S^{0.5} + 0.000218 S^{2.5} + (T^{0.5} - 0.0135 T)(0.00276 S - 0.000344 S^{1.5}) \quad (1.59)$$

Donde T en [°F] y S (salinidad) en porcentaje por peso de sólidos disueltos (1% = 10 000 ppm).

Otras correlaciones empleadas en el cálculo de μ_{wp} son las siguientes:

- Van Wingen
- Matthew – Russel
- Mc Cain

I.3.4 Propiedades de fluidos multifásicos

I.3.4.1 Densidad de la mezcla

I.3.4.1.1 Densidad de la mezcla considerando el resbalamiento

$$\rho_m = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (1.60)$$

I.3.4.1.2 Densidad de la mezcla sin considerar el resbalamiento

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad (1.61)$$

Otra forma de obtener ρ_{ns} es:

$$\rho_{ns} = \frac{350.5(\gamma_o + \gamma_w WOR) + 0.0764 R \gamma_g}{5.615(B_o + B_w WOR) + (R - R_s)B_g} \quad (1.62)$$

Donde:

$$\rho_l = \rho_o f_o + \rho_w f_w \quad (1.63)$$

ρ_{ns} = densidad de la mezcla sin resbalamiento.

ρ_m = densidad de la mezcla considerando el resbalamiento entre las fases

ρ_L = densidad de la mezcla de líquidos

λ = colgamiento sin resbalamiento.

H_L = colgamiento (considerando el resbalamiento)

f_o = flujo fraccional de aceite.

f_w = flujo fraccional de agua.

La definición y procedimiento de cálculo tanto de λ como de H_L se presentan en el capítulo 2.

I.3.4.2 Viscosidad de la mezcla “ μ_{ns} ” y “ μ_m ”

I.3.4.2.1 Viscosidad de la mezcla sin considerar el resbalamiento

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \quad (1.64)$$

I.3.4.2.2 Viscosidad de la mezcla considerando el resbalamiento

$$\mu_m = \mu_L^{H_L} \mu_L^{(1-H_L)} \quad (1.65)$$

Donde:

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w \quad (1.66)$$

$$f_o = \frac{q_o B_o}{q_w B_w + q_o B_o} \quad (1.67) \quad \text{ó} \quad f_o = \frac{B_o}{B_o + W O R B_w} \quad (1.68)$$

$$f_w = 1 - f_o \quad (1.69)$$

I.3.4.3 Tensión superficial, “ σ ”

La tensión interfacial es el resultado de los efectos moleculares por los cuales se forma una interfase que separa dos líquidos. Si $\sigma = 0$ se dice que los líquidos son miscibles entre sí, como el agua y el alcohol. Un ejemplo clásico de fluidos inmiscibles se tiene con el agua y el aceite.

En el caso de una interfase gas-líquido, se le llama tensión superficial.

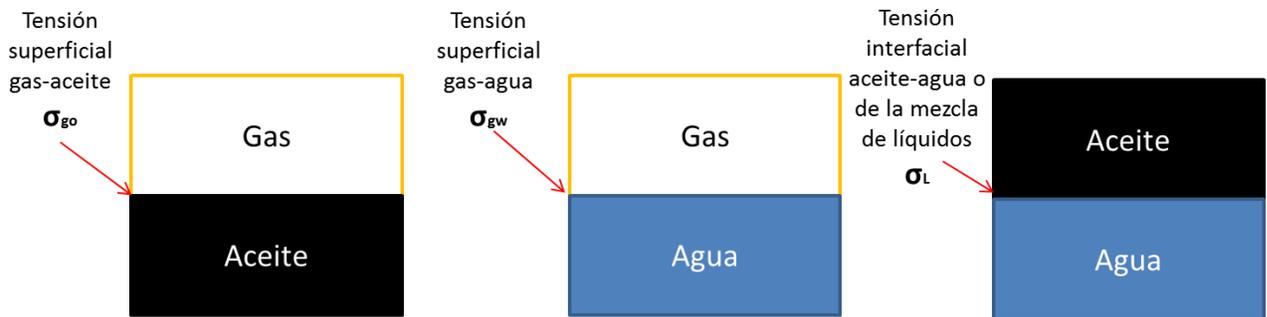


Figura (A17) interfaces entre los diferentes fluidos presentes en los ductos

I.3.4.3.1 Tensión superficial de la mezcla de líquidos, “ σ_L ”

Se obtiene con la siguiente expresión

$$\sigma_L = \sigma_o f_o + \sigma_w f_w \quad (1.70)$$

Donde:

σ_L = tensión superficial de la mezcla de líquidos [dinas/cm]

σ_o = tensión superficial del aceite [dinas/cm]

σ_w = tensión superficial del agua [dinas/cm]

f_o = flujo fraccional de aceite, [adim].

f_w = flujo fraccional de agua, [adim].

I.3.4.3.2 Tensión superficial gas – aceite, “ σ_{go} ”

La tensión superficial gas aceite se define como la fuerza por unidad de longitud en la interfase entre dos fluidos inmiscibles. La tensión interfacial entre un gas y el crudo varía aproximadamente entre 35 [dinas/cm] a bajas presiones y 0 [dinas/cm] a la presión crítica cuando ocurre la solubilidad completa. Esta propiedad es requerida para estimar fuerzas de presión capilar en yacimientos y también es un parámetro importante utilizado en algunas correlaciones para el cálculo de flujo multifásico en tuberías.

Correlación de Baker – Sewedloff:

Esta correlación permite determinar la tensión interfacial de aceites muertos σ_{od} con diferente gravedad API a presión atmosférica.

Las siguientes ecuaciones nos sirven para calcular la tensión superficial del aceite muerto ($p=1\text{atm}$) a 68 y 100 [°F]:

$$\sigma_{od @68} = 39 - 0.2571 \text{ } ^\circ\text{API} \quad (1.71)$$

$$\sigma_{od @100} = 37.5 - 0.2571 \text{ } ^\circ\text{API} \quad (1.72)$$

Donde:

σ_{68} = tensión superficial a 68[°F]

σ_{100} = tensión superficial a 100[°F]

Debido a que el efecto de la temperatura sobre σ es desconocido, la extrapolación mas allá del rango de 68 a 100 [°F] no es recomendada, por lo tanto se sugiere que si la temperatura es mayor a 100[°F] se utilice el valor de 100, de igual forma para temperaturas menores a 68[°F] utilizar el valor de 68.

Para temperaturas intermedias, se utiliza la siguiente interpolación lineal entre los valores obtenidos a 68 y 100[°F].

$$\sigma_{od @T} = \sigma_{od @68} - \frac{(T - 68)(\sigma_{od @68} - \sigma_{od @100})}{32} \quad (1.73)$$

Donde $\sigma_{od @T}$ es la tensión superficial del aceite muerto a la temperatura de interés.

Hasta ahora sólo hemos obtenido la tensión interfacial del aceite muerto, para calcular la tensión interfacial gas aceite σ_{go} a las condiciones de flujo, hay que tomar en cuenta que cuando la presión aumenta sobre la mezcla gas aceite la tensión superficial disminuye. Por lo tanto la tensión superficial gas aceite a condiciones de p y T se expresa como un porcentaje de $\sigma_{od @T}$, y se obtiene de las siguientes ecuaciones:

$$\sigma_{go} = F_c \sigma_{od @T} \quad (1.74)$$

$$F_c = 1 - 0.024p^{0.45} \quad (1.75)$$

Donde p esta dada en [psi]

I.3.4.3.3 Tensión superficial gas – agua, “ σ_{gw} ”

La tensión superficial gas agua se define de la misma manera que la de un sistema gas aceite. La siguiente correlación permite determinar este parámetro.

Correlación Jennings- Newman

$$\sigma_{gw} = A + Bp + Cp^2 \quad (1.76)$$

Donde:

$$A = 79.1618 - 0.118978 T$$

$$B = -0.00528473 + 9.879 \times 10^{-6} T$$

$$C = \frac{2.33814 - 4.57194 \times 10^{-4} T - 7.52678 \times 10^{-6} T^2}{10^7}$$

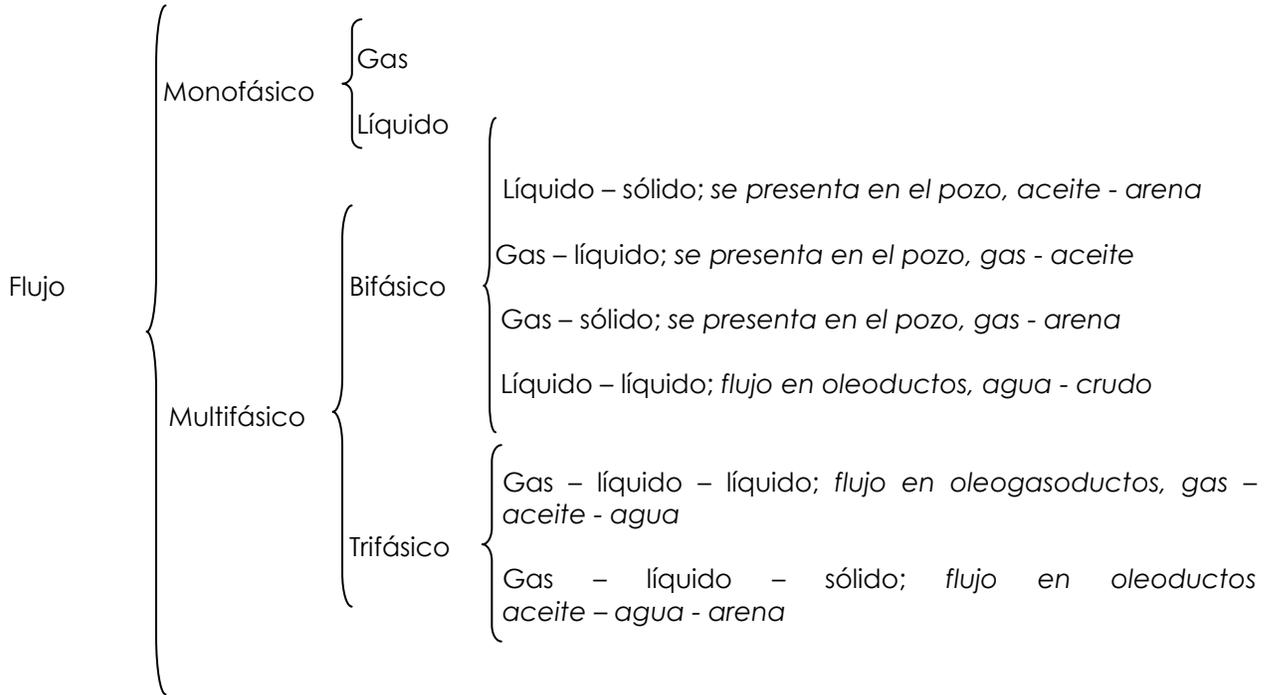
p en [psi], T en [°F]

Se recomienda no usar esta ecuación a presiones mayores a 8000[psi] y temperaturas mayores a 350 [°F].

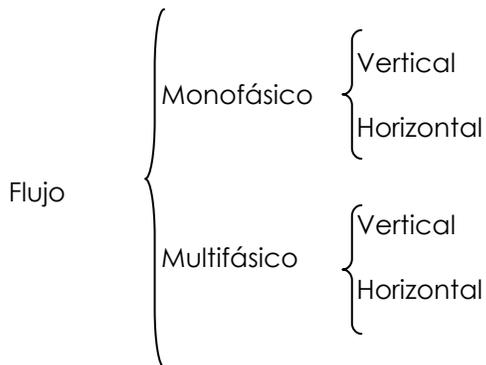
CAPÍTULO II: CONCEPTOS BÁSICOS DE FLUJO EN TUBERÍAS.

II.1 Clasificación del flujo en tuberías

El estudio del flujo en tuberías puede clasificarse de la siguiente manera:



Y a su vez, tanto el flujo monofásico como el multifásico pueden subdividirse en flujo vertical y flujo horizontal, esto es:



II.2 Fundamentos de flujo en tuberías

El estudio de flujo de fluidos en tuberías, redanda en la obtención de tres parámetros que determinan el diseño y posterior construcción de los ductos. Estos parámetros son:

- 1) La caída de presión " Δp_f " a lo largo de la tubería.
- 2) El diámetro " ϕ " óptimo de la tubería que tenga la capacidad de transportar cierto gasto requerido, dada la caída de presión.
- 3) El gasto " q " que puede obtenerse con cierto diámetro de tubería dada la caída de presión.

La ecuación general que gobierna el flujo de fluidos a través de una tubería, se obtiene a partir de un balance macroscópico de la energía asociada a la unidad de masa de un fluido, que pasa a través de un elemento aislado del sistema.

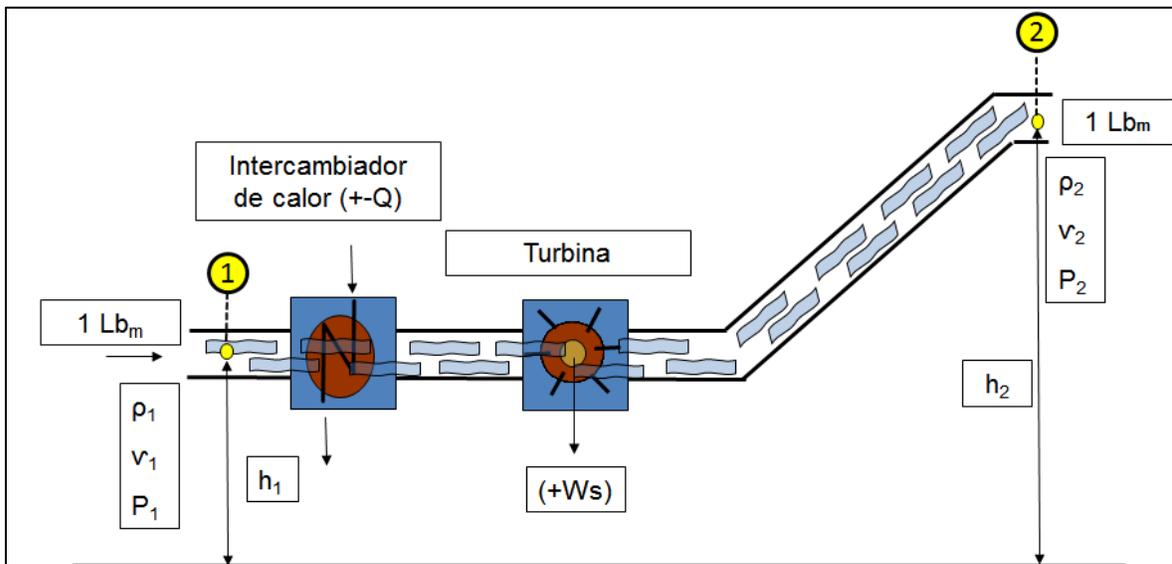


Fig. B1 Esquema del balance de energía en un sistema

De acuerdo a la ley de conservación de la energía:

$$E_1 + \Delta W_f + \Delta W_s = E_2 \quad .(2.1)$$

Donde:

E_1 = Energía en la posición 1

E_2 = Energía en la posición 2

ΔW_f = Pérdidas de energía por fricción debidas a la fricción interna del fluido causada por su viscosidad y a la fricción del fluido con las paredes rugosas de la tubería.

ΔW_s = Pérdidas de energía por trabajo externo

Tanto E_1 como E_2 están constituidas por 3 tipos de energía:

- Energía de expansión $E_e = pV$
- Energía potencial $E_p = \frac{g}{g_c} h$
- Energía cinética $E_c = \frac{v^2}{2g_c}$

Por lo tanto la Ec 2.1 nos queda de la siguiente forma:

$$p_1 V_1 + \frac{g_1}{g_c} h_1 + \frac{v_1^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = p_2 V_2 + \frac{g_2}{g_c} h_2 + \frac{v_2^2}{2g_c} \quad (2.2)$$

Después de una serie de pasos algebraicos y sustituciones que pueden ser consultadas en la referencia bibliográfica¹, la ecuación 2.2 queda expresada de la siguiente manera:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac} + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f \quad (2.3)$$

Donde: $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T$ *Caída de presión Total*

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e$ *Caída de presión por elevación*

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac}$ *Caída de presión por aceleración*

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$ *Caída de presión por fricción*

Ahora analizaremos y describiremos cada uno de estos términos para conocer su importancia y el impacto que tienen en el movimiento de fluidos a través de tuberías.

II.2.1 Caídas de presión en tuberías

II.2.1.1 Caídas de presión por elevación $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e$:

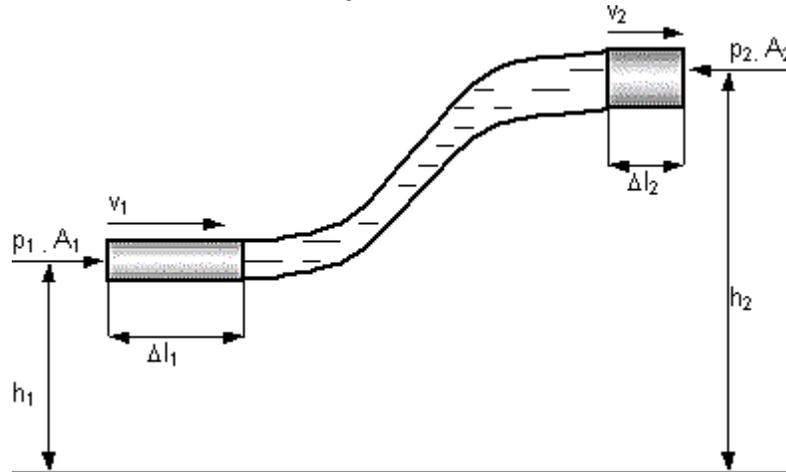


Fig. B2 caídas de presión por elevación

Siempre que haya un cambio en la elevación o inclinación de la tubería con respecto al plano horizontal, los efectos gravitacionales producirán un cambio en la presión. Este cambio de presión se puede expresar por:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \left(\frac{g}{gc}\right) \rho \sin \theta \quad (2.4)$$

Donde:

ρ = densidad del fluido

θ = ángulo de inclinación al plano horizontal

g = Aceleración de gravedad

gc = Constante numérica igual al valor de "g"

si se considera la densidad constante a lo largo de la tubería

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = 0.00694 \rho L \sin \theta \quad (2.5)$$

Donde

L = Longitud de la sección inclinada de la tubería (ft)

ρ = Densidad del líquido constante o densidad promedio del vapor, (lb/ft³)

Normalmente, en el caso de sólo gases, las pérdidas por elevación no representan un porcentaje significativo de la caída total de presión. Por lo tanto, el uso de una densidad promedio de vapor, basada en la caída de presión por fricción calculada, deberá ser suficientemente precisa para los cálculos de ingeniería. Para flujos de gases, donde ocurren cambios apreciables de densidad, puede ser necesario evaluar $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e$ por secciones a lo largo de la tubería, luego que se haya establecido con aproximación el perfil de presión basado en las pérdidas por fricción y por aceleración.

II.2.1.2 Caídas de presión por aceleración $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac}$

Las caídas de presión por aceleración son muy importantes en el flujo multifásico debido a que el gas que normalmente fluye a mayor velocidad que el aceite, provoca que la fase líquida vaya incrementando su velocidad debido a la transferencia de ésta energía cinética, es decir, el flujo de gas acelera al líquido. Este principio de transferencia de energía de movimiento es similar al que origina las olas de los océanos, ya que el aire que viaja a determinada velocidad sobre el agua, hace contacto con la superficie de ésta provocando que se acelere una delgada capa de la superficie del agua, lo cual ocasiona una reacción en cadena de movimiento de capas sucesivas, que propicia un incremento en la velocidad de las olas.

Partiendo del análisis anterior, podemos determinar que este incremento en la velocidad del líquido provocado por el constante aumento de la velocidad del gas, ocasiona una caída extra de presión en el sistema. La figura B2 ejemplifica como se generan las caídas de presión por aceleración.

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac} = \rho v \left(\frac{dv}{dL}\right) \quad (2.6)$$

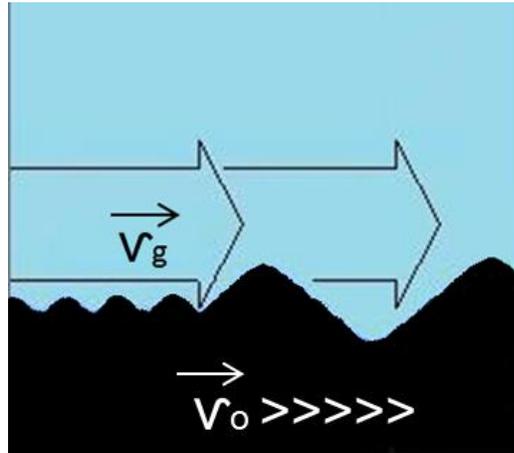


Fig. B3 proceso de originación de caídas de presión por aceleración

Las caídas de presión por aceleración se consideran despreciables para la mayoría de los casos de flujo de líquido, así como para los flujos de vapor a bajas velocidades y bajas presiones ($v < 200$ pies/seg y $P < 10\%$ de la presión conocida).

II.2.1.3 Caídas de presión por Fricción $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$

Existen diversas ecuaciones para calcular las pérdidas de presión por fricción. La más usada es la ecuación de Darcy.

Ecuación de Darcy

Darcy, Weisbach y otros, dedujeron la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{f \rho v^2}{2 g_c d} \quad . (2.7)$$

Donde:

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$ = Caída de presión por fricción, [psi].

f = factor de fricción, [adim.]

ρ = densidad del fluido, [lb/ft³].

v = velocidad del fluido, [ft/s].

g_c = constante de la segunda ley de Newton = $32.2 \left[\frac{lb_m \cdot ft}{lb_f \cdot s^2} \right]$.

d = diámetro, [ft].

Otra ecuación usada para estimar la caída de presión por fricción es la ecuación de Fanning, que no será tema de discusión en la presente tesis.

Factor de fricción, "f".

El factor de fricción o coeficiente de resistencia de Darcy-Weisbach "f", es un parámetro adimensional que se utiliza para calcular la pérdida de presión en una tubería debida a la fricción.

El factor de fricción depende de los siguientes parámetros:

- rugosidad de la tubería "ε"
- numero de Reynolds, **N_{Re}** (régimen de flujo).

Rugosidad de la tubería, "ε":

La rugosidad de una tubería es la característica de su superficie, la cual si pudiéramos ver más de cerca, está constituida por pliegues y crestas, formando una superficie homogéneamente distribuida que depende de los materiales y del proceso con el que fue construida.

Este parámetro se puede obtener en el laboratorio a partir de la relación entre el área de los pliegues y la longitud de la superficie en contacto con el fluido. Actualmente se admite que la rugosidad puede ser expresada por la altura media de los pliegues.

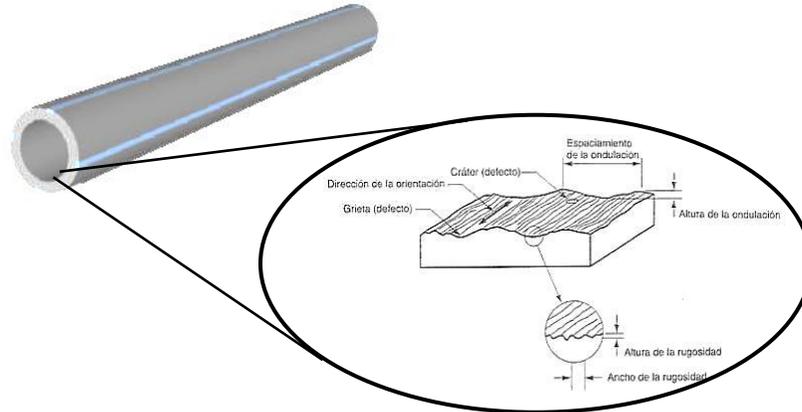


Fig. B4 rugosidad de una tubería

Para tuberías comerciales ϵ varía entre 0.0006 y 0.0008 [in]. Los valores más comúnmente empleados en la industria son:

Tipo de tubería	ϵ
Tubería estriada	0.00006
Tubería de producción o de perforación	0.0006
Línea de escurrimiento	0.0007
Tubería galvanizada	0.006

Número de Reynolds (Régimen de flujo)

Para calcular el factor de fricción, es necesario determinar el régimen de flujo. En los ductos, los fluidos se mueven de acuerdo a un régimen de flujo, ya sea laminar, de transición o turbulento. El régimen laminar ocurre cuando las partículas del fluido se mueven en líneas rectas paralelas al eje de la tubería. Cuando la velocidad del fluido es alta, las partículas tienden a moverse de manera caótica, formando vórtices y remolinos, a este régimen de flujo se le conoce como turbulento. Existe una clasificación más de los regímenes de flujo que se presenta en la transición entre régimen laminar y turbulento, a éste se le conoce como flujo crítico o flujo transicional.

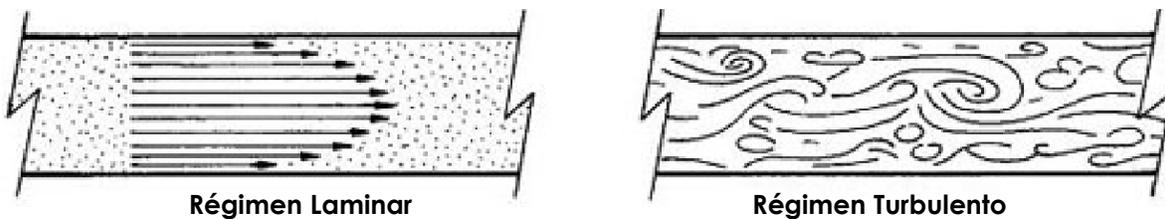


Fig. B5: Regímenes de flujo

CAPÍTULO II: Conceptos básicos de flujo en tuberías

Osborne Reynolds obtuvo un parámetro para determinar el régimen de flujo en tuberías. A este parámetro se le conoce como número de Reynolds y se obtiene de la siguiente manera:

$$N_{Re} = \frac{dv\rho}{\mu} \quad (2.8)$$

Donde:

N_{Re} = Número de Reynolds, [adim.]

d = diametro interno de la tubería, [ft].

v = velocidad del fluido, $\left[\frac{ft}{s}\right]$.

ρ = densidad del fluido, $\left[\frac{lbm}{ft^3}\right]$.

μ = viscosidad del fluido, $\left[\frac{lbm}{ft \cdot s}\right]$.

El flujo laminar se presenta cuando $N_{Re} \leq 2300$, el flujo crítico ocurre cuando $2300 \leq N_{Re} \leq 3100$ y el flujo turbulento se da cuando $N_{Re} \geq 3100$. Algunos autores manejan otros rangos de N_{Re} para determinar el régimen de flujo, siendo $N_{Re} \leq 2000$ para flujo laminar, el flujo crítico ocurre cuando $2000 \leq N_{Re} \leq 4000$ y el flujo turbulento se da cuando $N_{Re} \geq 4000$. En la presente tesis utilizaremos el primer rango de valores para identificar el régimen de flujo.

- Factor de fricción para flujo laminar ($N_{Re} \leq 2300$)

Continuando con el cálculo del factor de fricción, cuando se presenta el régimen laminar en una sola fase, ya sea líquido o gas, el factor de fricción depende únicamente del número de Reynolds y se calcula de la siguiente manera.

$$f = \frac{64}{N_{Re}} \quad (2.9)$$

- Factor de fricción para flujo turbulento ($N_{Re} \geq 3100$)

Para flujo turbulento, el factor de fricción está dado por la siguiente expresión.

Ecuación de Colebrook y White

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.715 d} + \frac{2.514}{\sqrt{f} N_{Re}} \right) \right]^{-2} \quad (2.10)$$

Como se puede notar, el factor f está incluido en ambos miembros de la ecuación, lo cual hace que el procedimiento para obtener f sea iterativo.

Otra ecuación que permite obtener un valor de f bastante aproximado para régimen turbulento es la siguiente:

$$f = \left[1.14 - \log \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{21.25}{N_{Re}^{0.9}} \right) \right] \quad (2.11)$$

- Factor de fricción para flujo crítico ($2300 \leq N_{Re} \leq 3100$).

$$f = \left[\frac{N_{Re} - 2300}{2300} \right] \times \left[\frac{1.3521}{\left(2.3026 \log \left(\frac{\epsilon}{3.715 d} + \frac{2.514}{3100 \sqrt{f}} \right) \right)^2} + 0.032 \right] \quad (2.12)$$

Como podemos observar, las ecuaciones 2.1 y 2.12 requieren de procesos iterativos para estimar el valor de f , para evitar esto, otra forma de calcular el factor de fricción tanto para régimen laminar como turbulento es con el diagrama de Moody, el cual se presenta en la figura B6.

El diagrama de Moody (1944), permite determinar el valor del factor de fricción f a partir de Re y la rugosidad relativa de forma directa. Este diagrama es una representación log – log del factor de fricción f . Para hallar f , tenemos que entrar con los valores de N_{Re} y rugosidad relativa, este último valor no es más que la rugosidad dividida entre el diámetro (ϵ/d).

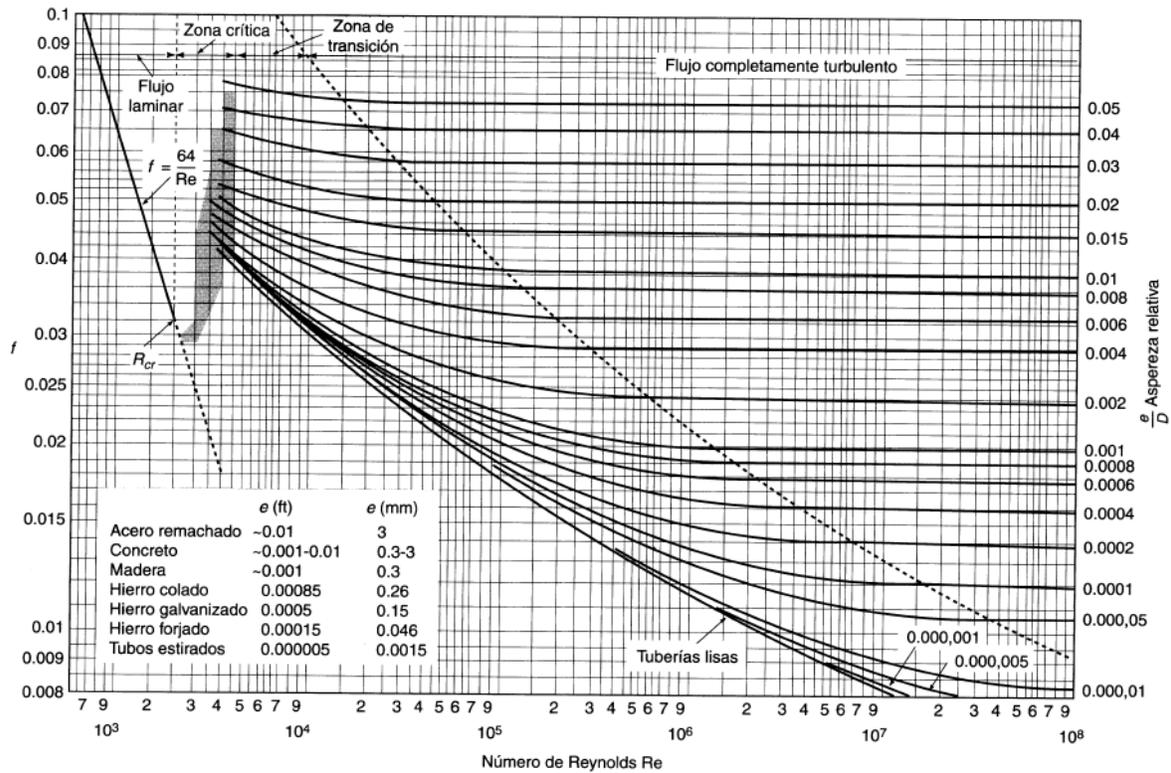


Figura B6 Diagrama de Moody

En el diagrama de Moody se distinguen cinco zonas, correspondientes a los distintos regímenes hidráulicos, correspondiendo al coeficiente de fricción f valores diferentes en cada caso.

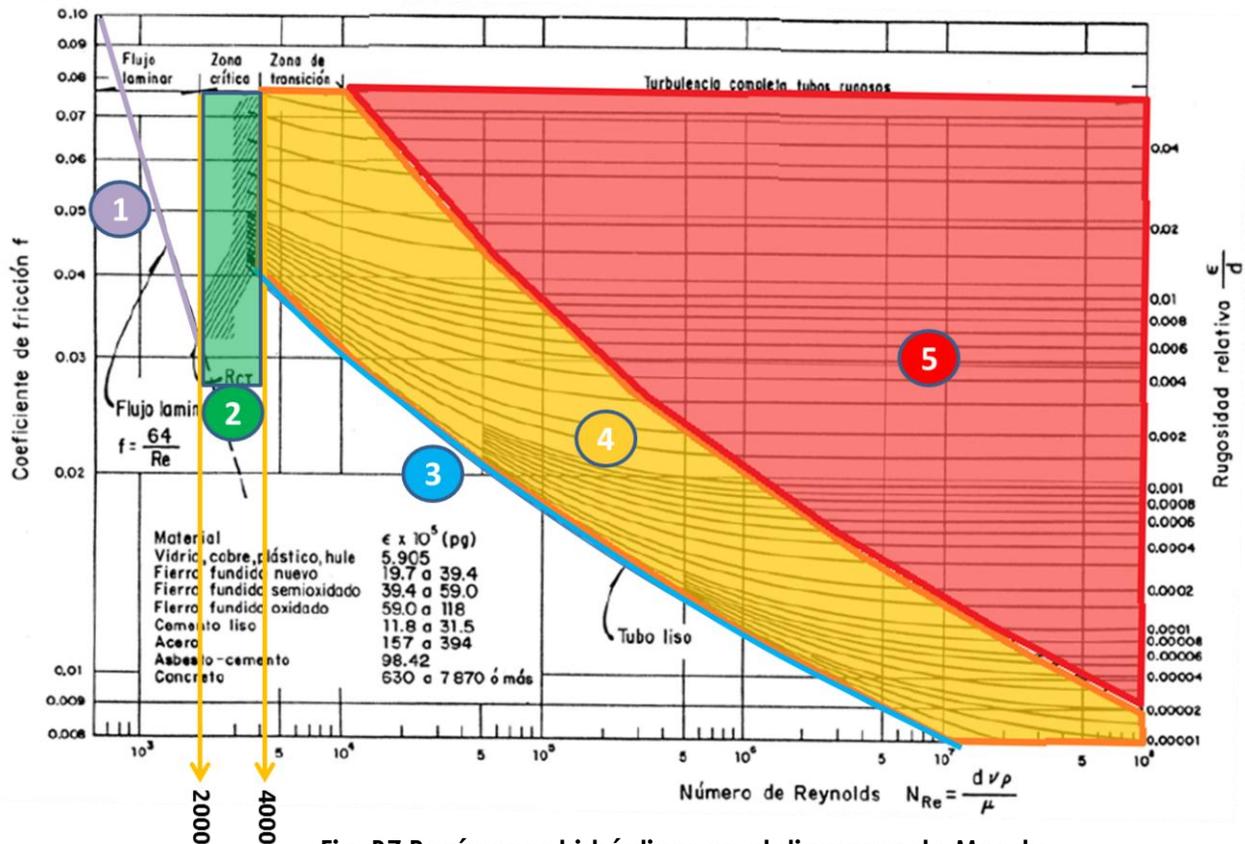


Fig. B7 Regímenes hidráulicos en el diagrama de Moody

- 1 $N_{Re} < 2000$ Régimen laminar, por lo que f sólo depende del N_{Re} y se puede obtener de la ecuación 2.6 o directamente del diagrama de Moody cuyo valor caerá dentro de la recta 1, también llamada recta de Poiseuille.
- 2 $2300 \leq N_{Re} \leq 3100$ zona crítica o de transición al régimen turbulento, estos valores pueden también ser calculados con la ecuación 2.12
- 3 $Re > 4000$, zona de régimen turbulento liso que corresponde a la línea azul, llamada recta de Von Karman (1930), los valores de f que caen sobre esta línea dependen únicamente del N_{Re} y se pueden aproximar por la ecuación:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{2.514}{\sqrt{f} N_{Re}} \right) \right]^{-2} \quad (2.13)$$
- 4 Zona de transición del régimen turbulento, en esta región f depende tanto del factor de fricción como del N_{Re} , y su valor puede ser calculado ya sea con este diagrama o con la ecuación 2.10.
- 5 Esta región se denomina zona francamente turbulenta, se inicia a diferentes valores de N_{Re} , dependiendo de la rugosidad relativa. En esta zona f es independiente de N_{Re} y varía únicamente con ϵ/d . el valor de f para flujo turbulento puede obtenerse con la siguiente ecuación:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.715 d} \right) \right]^{-2} \quad (2.14)$$

II.3 Flujo de líquidos en tuberías

La caída de presión total (Δp_T) en tuberías que transportan algún líquido, queda de la siguiente manera al considerar despreciables las caídas de presión por aceleración.

$$\Delta p_T = \Delta p_e + \Delta p_f \quad (2.15)$$

Donde

$$\Delta p_e = 0.433 \cdot \gamma_L \cdot \Delta h \quad (2.16)$$

Δp_e = caída de presión por elevación en [psi]

γ_L = Densidad relativa del líquido [adim.]

Δh = diferencia de elevación entre el punto 1 y el punto 2 en [ft].

$$\Delta p_f = 0.06056 f \frac{\gamma_L q^2 L}{d^5} \quad (2.17)$$

Δp_f = caída de presión por fricción en [psi]

γ_L = Densidad relativa del líquido [adim.]

f = Factor de fricción [adim.]

q = gasto [bl/día]

L = Longitud de la Tubería [mi]

d = Diámetro interno de la tubería [in]

Finalmente la caída de presión total se estima de la siguiente manera:

$$\Delta p_T = 0.433 \gamma_L \Delta h + 0.06056 \frac{f \gamma_L q^2 L}{d^5} \quad (2.18)$$

De la ecuación anterior, todos los parámetros son datos con los que seguramente se cuenta, para el cálculo del factor de fricción "f", como anteriormente vimos, tenemos que obtener primero el número de Reynolds para saber en qué régimen de flujo se encuentra el fluido en movimiento. Por lo tanto la ecuación 2.8 en unidades prácticas queda de la siguiente manera:

$$N_{Re} = 92.2 \frac{q \gamma_L}{d \mu} \quad (2.19)$$

Dónde:

q = gasto, $\left[\frac{bl}{día} \right]$.

γ_L = gravedad específica del líquido, [adim].

d = diámetro interno de la tubería, [in].

μ = viscosidad del líquido, [cp].

Corrección de Δp_T mediante el factor de eficiencia "E"

Las tuberías a lo largo de su vida útil van sufriendo desgaste, ya sea por la erosión que ocasiona el fluido y los sólidos que arrastra o por la corrosión del material. Estos factores además de las incrustaciones y depósitos de material a lo largo de la tubería afectan las condiciones de flujo, y por ende los gastos calculados mediante las correlaciones raramente concuerdan con los medidos.



Fig. (B8): La corrosión, el desgaste y las incrustaciones en tuberías disminuyen la eficiencia de flujo.

Para corregir esta imprecisión, se introduce en los cálculos un factor de eficiencia "E", este factor se define como el porcentaje del gasto calculado que realmente está fluyendo por la tubería. Generalmente el valor de E se supone en base a la experiencia, siendo un valor de 0.9 muy aceptable para realizar cálculos

Para calcular el gasto real de un líquido a través de una tubería simplemente se multiplica el gasto calculado por E. Para corregir las pérdidas de presión calculadas se sustituye f por $\frac{f}{E^2}$, esto es:

$$\Delta p_T = 0.433 \gamma_L \Delta h + 0.06056 \frac{f \gamma_L q^2 L}{E^2 d^5} \quad (2.20)$$

La ecuación 2.20 permite calcular la caída de presión en tuberías que conducen líquidos (crudo, agua), o bien, dada la caída de presión, calcular el gasto o el diámetro, esto es:

$$d = \sqrt[5]{\frac{0.06056 f \gamma_L q^2 L}{E^2 (\Delta p_T - 0.433 \gamma_L \Delta h)}} \quad (2.21)$$

$$q = \sqrt{\frac{E^2 d^5 (\Delta p_T - 0.433 \gamma_L \Delta h)}{0.06056 f \gamma_L L}} \quad (2.22)$$

II.4 Flujo de gas en tuberías

La caída de presión total en tuberías que transportan algún gas, queda de la siguiente manera, ya que durante su obtención es más práctico indicar la diferencia entre la presión de envío del gas (p_1) y la presión de llegada del mismo (p_2).

$$p_1^2 - p_2^2 = \Delta p_f \left(\frac{p_1 + p_2}{2} \right) + \Delta p_e \left(\frac{p_1 + p_2}{2} \right) \quad (2.23)$$

Donde:

p_1 = presión de envío [psi].

p_2 = presión de llegada [psi].

Δp_e = pérdidas de presión por elevación.

Δp_f = pérdidas de presión por fricción.

$$\Delta p_f \left(\frac{p_1 + p_2}{2} \right) = 1.3282 \times 10^{-7} \frac{f q^2 \gamma_g L (T + 460)}{d^5} \quad (2.24)$$

Δp_f = caída de presión por fricción en [psi]

γ_g = Densidad relativa del gas [adim.]

f = Factor de fricción [adim.]

q = gasto [bl/día]

L = Longitud de la Tubería [mi]

T = Temperatura [°F]

d = Diámetro interno de la tubería [in]

$$\Delta p_e \left(\frac{p_1 + p_2}{2} \right) = 0.03756 \frac{\bar{p}^2 \gamma_g h}{z(T + 460)} \quad (2.25)$$

\bar{p} = presión media ($\bar{p} = \frac{2}{3} \frac{p_1^3 + p_2^3}{p_1^2 + p_2^2}$), [psi].

γ_g = Densidad relativa del gas [adim.]

h = diferencia de elevación entre el punto 1 y el punto 2 en [ft].

Z = factor de compresibilidad [adim.].

T = Temperatura, [°F].

Finalmente

$$p_1^2 - p_2^2 = 1.3282 \times 10^{-7} \frac{f q^2 \gamma_g L (T + 460)}{d^5} + 0.03756 \frac{\bar{p}^2 \gamma_g h}{z(T + 460)} \quad (2.26)$$

Esta ecuación debe ser utilizada tomando en cuenta las siguientes consideraciones:

- 1.- Flujo en régimen permanente.
- 2.- Flujo en una sola fase.
- 3.- Energía cinética despreciable.

CAPÍTULO II: Conceptos básicos de flujo en tuberías

De la ecuación anterior podemos despejar el gasto o el diámetro, quedando de la siguiente manera:

$$q = \frac{1}{[1.3282 \times 10^{-7} f \gamma_g L (T + 460)]^{0.5}} \left[p_1^2 - p_2^2 - \left(0.03756 \frac{\bar{p}^2 \gamma_g h}{z(T + 460)} \right) \right]^{0.5} d^{2.5} \quad (2.27)$$

$$d = \sqrt[5]{\frac{1.3282 \times 10^{-7} f q^2 \gamma_g L (T + 460)}{p_1^2 - p_2^2 - \left(0.03756 \frac{\bar{p}^2 \gamma_g h}{z(T + 460)} \right)}} \quad (2.28)$$

En la determinación de las pérdidas de presión por fricción es necesario utilizar el número de Reynolds para saber en qué régimen de flujo se encuentra el gas transportado en los ductos, por esta razón resulta útil obtener la ecuación de N_{Re} en unidades prácticas, esto es:

$$N_{Re} = 0.0201056 \frac{q_g \gamma_g}{d \mu_g} \quad (2.29)$$

Dónde:

q = gasto, $\left[\frac{ft^3}{dia} \right]$.

γ_L = gravedad específica del líquido, [adim].

d = diámetro interno de la tubería, [in].

μ = viscosidad del líquido, [cp].

Como la viscosidad del gas es muy baja y generalmente se manejan gastos muy altos de gas, el régimen de flujo es comúnmente turbulento, por lo que el valor de f se calculará con la ecuación 2.11.

Corrección del gasto por eficiencia de flujo "E":

La eficiencia es el factor de ajuste para compensar los efectos de la corrosión, el desgaste y las incrustaciones en los gasoductos, que no se consideran en la deducción de las ecuaciones de flujo, de tal forma que los valores obtenidos de manera analítica deben ser corregidos para obtener el valor real. Los valores más comunes de E para flujo de gas son:

Tipo de Gas	E
Gas seco	0.92
Gas húmedo	0.77
Gas y condensado	0.6

II.3 Flujo multifásico en tuberías

El Flujo multifásico se define como el flujo simultáneo de varias fases (líquidos y gases) a través de una misma región espacial de una tubería, en algunos casos con presencia de sólidos, coexistiendo como una mezcla homogénea, el líquido puede presentarse en forma de baches o tapones con empuje de burbujas de gas detrás de él. El líquido y el gas pueden fluir con diferentes configuraciones dependiendo del patrón de flujo que presenten.

En los procesos de extracción, recolección, separación y transporte de hidrocarburos en la industria petrolera, el flujo multifásico está relacionado con los problemas que se presentan en dos áreas de la ingeniería de producción:

- Diseño de explotación de hidrocarburos; en el cálculo de los gradientes de presión y temperatura, así como las fracciones volumétricas de las fases.
- Operación de explotación de hidrocarburos; en la predicción de los fenómenos de condensación, formación de hidratos, parafinas, formación de baches, separación de agua y aceite, que ocurren en los ductos, así como en la inestabilidad del flujo gas-líquido en pozos con bombeo neumático, entre otros.

El flujo multifásico es un fenómeno complejo y su desconocimiento ha causado pérdidas humanas, materiales y daños al medio ambiente. Por lo que se requiere del conocimiento de conceptos básicos que nos ayuden a comprender su origen y efectos que servirán como base para el planteamiento de soluciones a los problemas que se presenten durante el manejo de la producción de hidrocarburos.

II.3.1 Conceptos básicos de flujo multifásico en tuberías

II.3.1.1 Fase e Interfase

Fase

Una fase es una cantidad de materia homogénea, tanto en composición química como en su estructura física. Existen tres tipos de fase: sólido, líquido o gaseosa. Un sistema puede contener una o más fases.

Interfase

Superficie que separa dos fases.



Fig. (B9): interfase entre dos fluidos

II.3.1.2 Gasto másico (\dot{m}).

Es la cantidad de masa o materia de una sustancia que atraviesa una sección transversal de la trayectoria de flujo por unidad de tiempo.

$$\dot{m} = \frac{\text{masa de gas y líquido}}{\text{tiempo}} = \frac{lb}{s} \quad (2.30)$$

Se puede distinguir diferentes gastos másicos en un sistema de flujo, de acuerdo a las fases presentes en él. Así, para un sistema gas-líquido se pueden distinguir los siguientes gastos:

$\dot{m} = \text{gasto másico total}$

$\dot{m}_o = \text{gasto másico del aceite}$

$\dot{m}_g = \text{gasto másico del gas}$

$\dot{m}_w = \text{gasto másico de agua}$

Donde:

$$\dot{m} = \dot{m}_l + \dot{m}_g + \dot{m}_w \quad (2.31)$$

$$\dot{m}_o = \frac{\rho_o q_o B_o}{15388} \quad (2.32)$$

$$\dot{m}_g = \frac{\rho_g q_g (R - R_s) B_g}{86400} \quad (2.33)$$

$$\dot{m}_w = \frac{\rho_w q_w B_w}{15388} \quad (2.34)$$

Matemáticamente el gasto másico es:

$$\dot{m} = \rho v A = \rho Q \quad (1.35)$$

Donde:

Q = gasto volumétrico de la fase

v = velocidad promedio de la fase

A = área de la sección transversal de tubería

ρ = densidad del fluido

Es importante conocer que en sistemas que operan en régimen permanente (régimen estacionario), el gasto másico es constante a través de todo el sistema.

II.3.1.3 Resbalamiento

El término "resbalamiento" se usa para describir el fenómeno natural del flujo, cuando una de las dos fases fluye a mayor velocidad que la otra. La resistencia al flujo por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida. La diferencia de compresibilidades entre el gas y el líquido, hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido.

Cuando el flujo es ascendente o descendente, actúa la segregación gravitacional ocasionando que el líquido viaje a menor velocidad que el gas en el primer caso, y a mayor velocidad en el segundo caso. Para calcular pérdidas de presión por elevación, es necesario predecir con precisión el colgamiento considerando el resbalamiento entre las fases.

II.3.1.4 Colgamiento del líquido o Fracción volumétrica del líquido (H_L).

Se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo, y el volumen de la sección aludida. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluyen simultáneamente en la tubería. Dicho de otro modo, es la fracción de área de sección transversal de tubería ocupada por el líquido en un sistema de flujo bifásico.

$$H_L = \frac{A_L}{A_T} = \frac{V_L}{V_T} \quad (2.35)$$

Donde:

$$A_T = A_l + A_g$$

$$V_T = V_l + V_g$$

A_T = área de sección transversal de la tubería

A_L = área de sección transversal de la tubería ocupada por el líquido

A_g = área de sección transversal de la tubería ocupada por el gas

V_T = volumen total de la tubería

V_L = volumen de líquido en la tubería

V_g = volumen de gas en la tubería

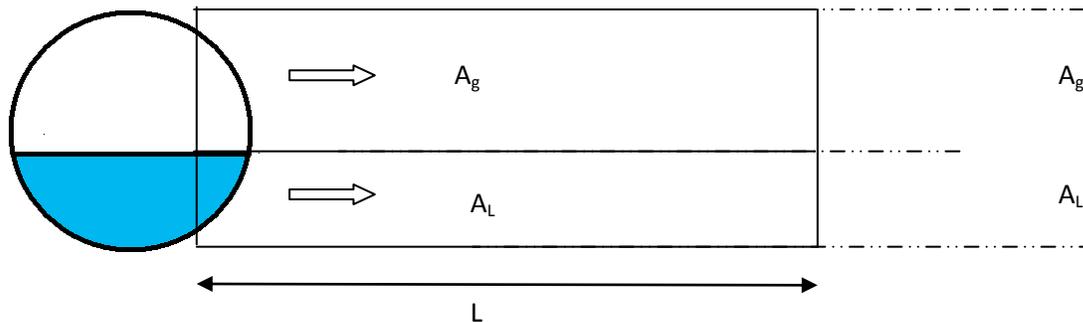


Fig. (B10) Colgamiento de líquido

Por lo tanto para flujo bifásico $0 < H_L < 1$. Para flujo monofásico de líquido, $H_L = 1$, mientras que para flujo monofásico de gas, $H_L = 0$.

El fenómeno del colgamiento de líquido se presenta cuando la velocidad real del líquido disminuye, ocasionando un incremento en la fracción volumétrica de esta fase.

Generalmente la velocidad con la que fluye el gas es diferente a la que fluye el líquido, propiciando un resbalamiento entre las fases.

II.3.1.4.1 Colgamiento (considerando resbalamiento entre las fases)

Las ecuaciones de Mukherjee y Brill para obtener H_L considerando el resbalamiento son las siguientes:

$$H_L = e^{\left[(C_1 + C_2 \sin \theta + C_3 \sin^2 \theta + C_4 N_{L\mu}^2) \frac{N_{gv} C_5}{N_{Lv} C_6} \right]} \quad (2.36)$$

Donde:

- H_L : Colgamiento del líquido, [adim]
- C_1 a C_6 : Coeficientes dependientes del tipo de flujo, [adim]
- θ : Ángulo de inclinación de la tubería con respecto a la horizontal, [grados]

$N_{L\mu}$: Número de la viscosidad del líquido, [adim]

$$N_{L\mu} = 0.15726 \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} \quad (2.37)$$

N_{gv} : Número de la velocidad del gas, [adim]

$$N_{gv} = 1.938 v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (2.38)$$

N_{Lv} : Número de la velocidad del líquido, [adim]

$$N_{Lv} = 1.938 v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (2.39)$$

Las unidades utilizadas en los términos de estos números adimensionales son:

- v_{sg} : Velocidad superficial de gas, $\left[\frac{\text{ft}}{\text{seg}} \right]$
- v_{sL} : Velocidad superficial del líquido, $\left[\frac{\text{ft}}{\text{seg}} \right]$
- μ_L : Viscosidad del líquido, [cp]
- ρ_L : Densidad del líquido, $\left[\frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^3} \right]$
- σ : Tensión superficial, $\left[\frac{\text{dinas}}{\text{cm}} \right]$

Los coeficientes de la Ec. 2.36 para diferentes patrones de flujo aparecen en la tabla B11.

Dirección de flujo	Tipo de flujo	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆
HORIZONTAL ASCENDENTE ○	TODOS	-0.38011	0.12988	-0.11979	2.34323	0.47569	0.28866
DESCENDENTE	ESTRATIFICADO	-1.33028	4.80814	4.17158	56.26227	0.07995	0.50489
DESCENDENTE	OTROS	-0.51664	0.78981	0.55163	15.51921	0.37177	0.39395

Fig. B11: valores de los coeficientes de la ecuación de colgamiento

II.3.1.4.2 Colgamiento de líquido en tuberías horizontales “H_L(0)”:

II.3.1.4.2.1 Colgamiento en ductos horizontales que conducen gas húmedo:

$$H_L(0) = -0.0095 + 3.698x - 11.497x^2 + 65.22x^4 \quad (2.40)$$

Donde:

$$x = \frac{\lambda^{0.8945} N_{pd}^{0.0796}}{N_{Lv}^{0.4076}} \quad (2.41)$$

$$N_{pd} = 10.0727 d \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (2.42)$$

H_L(0)= colgamiento en tuberías horizontales [adim]

λ = colgamiento sin resbalamiento [adim]

N_{pd} = Número de influencia del diámetro de la tubería [adim]

ρ_L = densidad del líquido [lb/ft³]

σ_L = tensión superficial del líquido [dinas/cm]

Nota: el rango de aplicación de x varía entre 0.15 y 0.0026; no es recomendable extrapolar valores de esta correlación si no están dentro del rango de aplicación.

II.3.1.4.2.2 Colgamiento en ductos horizontales que conducen cualquier otro gas (correlación general)

$$H_L(0) = 1 - \exp \left[- \left(\frac{\ln x + 9.21}{8.7115} \right)^{4.3374} \right] \quad (2.43)$$

$$x = \frac{1.84 N_{Lv}^{0.575}}{N_{gv} N_{pd}^{0.0277}} \left(\frac{p}{p_b} \right)^{0.05} \quad (2.44)$$

El rango de valores cubiertos para las variables adimensionales es:

N_{Lv} : 0.032 – 15.86

N_{gv} : 1.85 – 152.32

N_{pd} : 9.15 – 42.57

N_{Lμ} : 0.0014 – 0.0096

II.3.1.5 Velocidades superficiales

Las Velocidades superficiales también llamado flujo volumétrico son la velocidad que tendría cualquiera de las dos fases si ocupara toda la tubería, esta velocidad representa el gasto volumétrico por unidad de área. Las velocidades superficiales para el líquido y gas se definen con las siguientes expresiones:

$$v_{sL} = \frac{Q_l}{A_T} \quad (2.45)$$

$$v_{sg} = \frac{Q_g}{A_T} \quad (2.46)$$

$$v_{sL} = \frac{(0.01191 (q_o B_o + q_w B_w))}{d^2} \quad (2.47)$$

$$v_{sg} = \frac{(0.002122 q_o (R - R_s) B_g)}{d^2} \quad (2.48)$$

Donde:

B _g :Factor de volumen del gas,	$\left[\frac{\text{pie}^3 @ \text{c.y.}}{\text{pie}^3 @ \text{c.s.}} \right]$
B _o :Factor de volumen del aceite,	$\left[\frac{\text{pie}^3 @ \text{c.y.}}{\text{pie}^3 @ \text{c.s.}} \right]$
B _w : Factor de volumen del agua,	$\left[\frac{\text{pie}^3 @ \text{c.y.}}{\text{pie}^3 @ \text{c.s.}} \right]$
d: Diámetro interno de la tubería, [pg]	
q _o : Gasto de aceite,	$\left[\frac{\text{bl}}{\text{día}} \right]$
q _w : Gasto del agua,	$\left[\frac{\text{bl}}{\text{día}} \right]$
R: Relación gas- aceite,	$\left[\frac{\text{pie}^3}{\text{bl}} \right]$
R _s : Relación de solubilidad,	$\left[\frac{\text{pie}^3}{\text{bl}} \right]$

II.3.1.6 Velocidad real (v).

Dado que cada fase ocupa sólo una fracción del área de sección transversal de la tubería, la velocidad real a la que se desplaza cada fase es:

$$v_L = \frac{v_{sL}}{H_L} \quad (2.49)$$

$$v_g = \frac{v_{sg}}{(1 - H_L)} \quad (2.50)$$

Si el fluido es homogéneo, entonces $v_l = v_g$ es decir que las velocidades reales de las fases son iguales.

II.3.1.7 Relación de velocidades (k).

Es la relación entre la velocidad de la fase menos densa entre la fase densa. De acuerdo a esta definición, para un sistema gas-líquido:

$$k = \frac{v_g}{v_L} \quad (2.51)$$

Si tenemos flujo homogéneo, $v_l = v_g$, entonces $k = 1$

II.3.1.8 Velocidad de resbalamiento o velocidad relativa (v_r)

Es la diferencia de velocidades entre la fase menos densa y la fase más densa.

$$v_r = v_g - v_L \quad (2.52)$$

Si tenemos flujo homogéneo, $v_r = 0$

II.3.1.9 Velocidad superficial de la mezcla (v_m).

Es el flujo volumétrico de ambas fases por unidad de área y está dada por:

$$v_m = \frac{Q_l + Q_g}{A_T} = v_{sL} + v_{sg} \quad (2.53)$$

II.3.1.10 Colgamiento sin resbalamiento λ_L

Otro concepto que se emplea con frecuencia en los cálculos de gradientes de presión para flujo multifásico, es el colgamiento sin resbalamiento, λ_L . Este se define en la misma forma que H_L y puede ser calculado directamente como:

$$\lambda_L = \frac{\text{gasto de líquido}}{\text{gasto total}} \quad (2.54)$$

De las ecuaciones anteriores también se observa que:

$$\lambda_L = \frac{v_{sL}}{v_m} \quad (2.55)$$

o bien, a partir de las condiciones de presión y temperatura existentes considerando las producciones obtenidas en la superficie (q_o y R), esta es:

$$\lambda_L = \frac{1}{1 + \frac{q_o (R - R_s) B_g}{5.615 (q_o B_o + q_w B_w)}} \quad (2.56)$$

II.3.1.11 Fracción de vacío sin resbalamiento (λ_g).

Es la fracción del área de sección transversal de tubería ocupada por el gas, suponiendo que las fases gas y líquido viajan a la misma velocidad.

$$\lambda_g = \frac{Q_g}{Q_l + Q_g} \quad (2.57)$$

También se cumple que:

$$1 = \lambda_g + \lambda_L$$

$$\lambda_g = 1 - \lambda_L$$

El colgamiento sin resbalamiento y la fracción de vacío sin resbalamiento son conceptos que se presentan por ejemplo en casos de flujo homogéneo o en flujo burbuja dispersa, ambos caracterizados por un alto flujo de líquido y bajo flujo de gas el cual viaja disperso en forma de pequeñas burbujas en el seno del líquido, siendo arrastrado por este a la misma velocidad. En tales condiciones el resbalamiento entre las fases es nulo y $H_l = \lambda_l$.

II.3.1.12 Densidad de la mezcla

La densidad real de la mezcla de fluidos se obtiene a partir del colgamiento de líquido, H_L , de la siguiente manera:

$$\rho_m = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (2.58)$$

donde:

- ρ_g : Densidad del gas, $\left[\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]$
- ρ_L : Densidad del líquido, $\left[\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]$
- ρ_m : Densidad de la mezcla, $\left[\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]$

La densidad real de la mezcla de fluidos obtenida a partir del colgamiento sin resbalamiento, λ_L , se calcula de la siguiente manera:

$$\rho_m = \rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L) \quad (2.59)$$

II.3.1.13 Densidad homogénea (ρ_H).

Es la densidad que tendría la mezcla en algún punto determinado de la trayectoria de flujo si las dos fases (líquido-gas) viajaran a la misma velocidad.

$$\rho_H = \rho_l \lambda_l + \rho_g (1 - \lambda_l) \quad (2.60)$$

II.3.2 Patrones de Flujo en tuberías

Una de las características principales del flujo multifásico es la forma o la configuración en que las fases pueden fluir a través de una tubería de sección transversal circular. Cada una de estas formas características difieren unas de otras en la distribución espacial que presenta la interfase, conformando así un patrón de flujo. Un parámetro fundamental que determina el comportamiento de flujo es el colgamiento de la fase líquida así como también la fracción de vacío. Otros parámetros no menos importantes en la configuración de los patrones de flujo son las fuerzas de flotación, turbulencia, inercia y tensión superficial. También las pérdidas de presión debido a las fuerzas de fricción de cada una de las fases con la pared de la tubería intervienen en las configuraciones de flujo multifásico. Para el caso de tuberías verticales las pérdidas de presión por elevación actúan directamente sobre el tipo de patrón de flujo que se presenta en el sistema.

Otro aspecto importante son las condiciones de operación y distribución geométrica del sistema de producción, gastos de flujo de gas y líquido, presión de operación así como la temperatura. Para la tubería son el diámetro, longitudes, ángulos de inclinación, etc. Y las propiedades fisicoquímicas de los fluidos como densidad, viscosidad, presión de saturación, entre otras.

II.3.2.1 Patrones de Flujo en tuberías verticales.

El trayecto de los fluidos a través de la tubería, consume la mayor parte de presión disponible para llevarlos del yacimiento a las baterías de separación. Se ha establecido que la caída de presión en tuberías verticales es de alrededor del 40 a 80% del total, la cual depende de variables tales como diámetro de la tubería, profundidad del pozo, gasto de producción y relación gas-líquido (RGL).

Para describir el comportamiento de flujo a través de la tubería vertical, es decir del pozo, se requiere un estudio de pérdidas de presión en tuberías verticales que conducen mezclas en dos fases. Como una introducción al comportamiento de flujo multifásico en una tubería vertical, se presenta a continuación una breve descripción de los principales patrones de flujo que se presentan en la tubería de producción:

Conforme la presión del sistema se reduce, el gas en solución del crudo se desprende; como consecuencia, el volumen de líquido decrece. Este fenómeno afecta los volúmenes de gas libre y aceite presentes en cada punto de la tubería de producción de un pozo fluyente.

Por ejemplo, si la presión de fondo fluyendo p_{wf} está arriba del punto de burbujeo del aceite que se produce, el líquido se encuentra presente sólo en la parte baja de la tubería de producción Fig. B12. Conforme el líquido sube por la tubería de producción, disminuye la presión, lo cual provoca la formación de burbujas. El flujo de burbujas de gas dispersas en un medio líquido continuo se conoce como "**flujo burbuja**". Al continuar el ascenso del fluido por la tubería de producción, las burbujas de gas aumentan de tamaño y se vuelven más numerosas. Las burbujas más grandes se deslizan hacia arriba a mayor velocidad que las pequeñas, porque el volumen de la burbuja y, por lo tanto, el efecto de flotación son directamente proporcional al radio de la misma, mientras que la resistencia al rozamiento en la superficie de la burbuja varía únicamente al cuadrado del mismo. Así, las burbujas más grandes aumentan de tamaño cuando alcanzan y arrastran a las pequeñas burbujas. Se llega a una etapa en la cual estas grandes burbujas casi son del diámetro de la tubería de producción, de tal manera que el patrón de flujo ha llegado a ser tal que los baches de aceite que contienen pequeñas burbujas de gas están separados entre sí por bolsas de gas que ocupan toda la sección transversal de la tubería, excepto por una

película de aceite que se mueve relativamente despacio a lo largo de la pared de la tubería. Esta condición se conoce como "**flujo bache**".

A presiones bajas, las bolsas de gas pueden aumentar de tamaño y expandirse a tal grado que logren atravesar los baches del aceite más viscoso, con el resultado de que el gas forma una fase continua cerca del centro de la tubería, llevando hacia arriba gotitas de aceite en ella. A lo largo de las paredes de la tubería existe una película de aceite que se mueve hacia arriba. Este se denomina "**flujo anular**".

Al seguir bajando la presión, se tiene como resultado el incremento del volumen del gas, lo que da lugar a una película de aceite alrededor de la tubería, cada vez más delgada hasta que desaparece. El comportamiento anterior se le denomina "**flujo niebla**". Es decir, una fase continua de gas en la cual las gotitas de aceite son transportadas conjuntamente con el gas.

La Fig. B12 muestra los diferentes patrones de flujo presentes a lo largo de la tubería de producción.

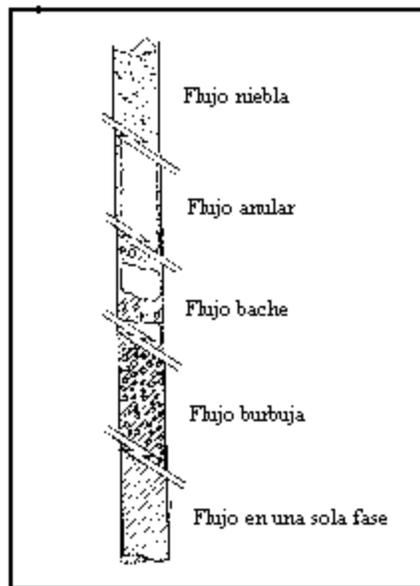


Fig. B12 Patrones de flujo durante el flujo vertical (Donohue).

No todos los patrones de flujo ocurrirán simultáneamente en una tubería de producción; la caída de presión que se requeriría en la tubería de producción sería mayor que la que se encuentra en la práctica. Pero se pueden presentar dos o, posiblemente tres patrones de flujo con sus zonas de transición.

Debido a la complejidad de los patrones de flujo vertical, se han desarrollado correlaciones empíricas para predecir las caídas de presión en la tubería de producción para una amplia variedad de condiciones de flujo vertical.

En tuberías verticales, el flujo estratificado no existe. Los patrones de flujo son más simétricos respecto a la dirección axial y menos influenciados por los efectos gravitacionales. En la figura B13, se muestra la clasificación de los patrones de flujo en tuberías verticales, donde la mayoría

de los investigadores distingue cuatro tipos que son: flujo burbuja, flujo bache, flujo agitado y flujo anular.

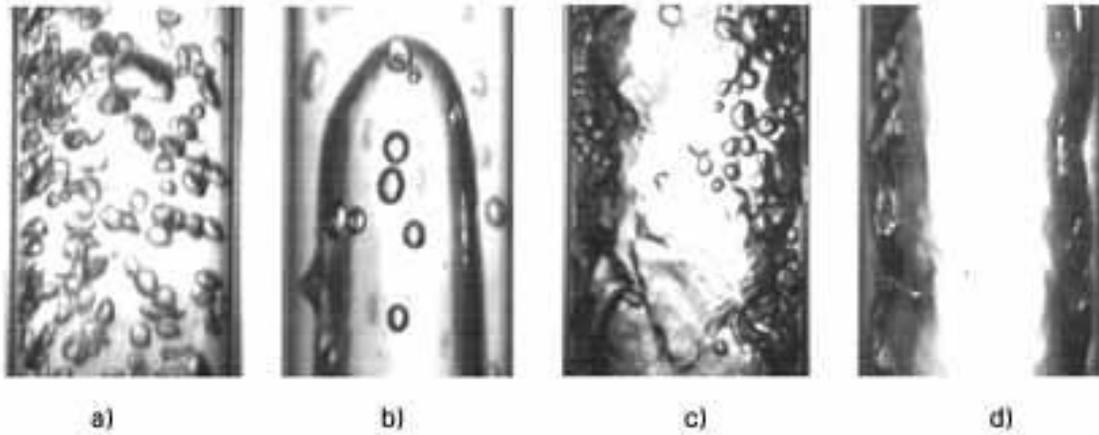


Fig. B13 Clasificación de los patrones de flujo multifásico ascendente en tuberías vertical
a) Burbuja, b) Bache, c) Transición (agitado), d) Anular.

Flujo burbuja.

Este tipo de patrón de flujo se caracteriza porque el líquido fluye a través de la tubería ocupando casi la totalidad de la sección transversal de esta y la fase gaseosa se presenta en pequeñas burbujas dispersas que se mueven a una velocidad diferente a la del líquido, ocasionando pequeños gradientes de presión.

Características principales:

1. Fase continua líquida
2. Fase dispersa gas
3. El diámetro de las burbujas disminuye conforme incrementa la velocidad del líquido
4. Ocurre cuando el gasto de líquido es mayormente predominante que el gasto de gas.

Flujo bache o tapón.

La fase gaseosa está más pronunciada en este patrón de flujo. A pesar de que la fase líquida permanece continua, las burbujas de gas coalescen durante su trayectoria formando grandes burbujas cilíndricas que ocupan casi la totalidad de la sección transversal de la tubería y se mueven o desplazan a una velocidad mayor a la del líquido. Comúnmente se considera que la fase gaseosa forma burbujas geométricamente regulares conocidas como burbujas de Taylor. No debe perderse de vista, sin embargo, que en la sección vertical las burbujas de Taylor sólo son posibles cuando se logran condiciones de equilibrio cuasi-estático en el flujo. La película de líquido que rodea a la burbuja de gas se mueve a una velocidad menor a esta.

En este patrón de flujo ambas fases intervienen de forma importante en los gradientes de presión presentes en el sistema.

Características principales:

1. Es un conjunto de baches que consisten en un tapón de líquido y burbujas de gas.

2. En el tapón de líquido existen burbujas dispersas de gas y en las burbujas de Taylor existe una película de líquido en la pared.
3. La película de líquido que se encuentra entre la burbuja de Taylor y la pared, fluye en sentido contrario a la burbuja de gas
4. Se incrementa la velocidad del gas
5. Es el patrón de flujo predominante en los pozos de aceite crudo.

Flujo agitado o de transición.

Existe un cambio constante de fase líquida continua a fase gaseosa continua, por lo que no es posible distinguir una frontera bien definida de las fases. Las pequeñas burbujas de gas fluyen a velocidades más altas a través de la fase líquida en un movimiento caótico y desordenado, por lo que los tapones de líquido y las burbujas de Taylor se distorsionan provocando la agitación. En este tipo de patrón la fase gaseosa es predominante. A este patrón de flujo se le considera como transición entre el flujo bache y el anular.

Características principales:

1. Ninguna fase es continua
2. Presenta una fase caótica por que la fase continua cambia de líquido a gas.

Flujo anular

La fase gaseosa en este tipo de patrón de flujo es continua arrastrando con ella pequeñas gotas de líquido. La pared de la tubería es cubierta por una delgada película de líquido con una velocidad de desplazamiento mucho menor a la fase gaseosa. La interfase es altamente ondulada, lo cual provoca esfuerzos de corte interfacial muy grandes.

Los gradientes de presión son controlados predominantemente por la fase gaseosa.

Características principales:

1. Existe un núcleo gaseoso con gotas de líquido
2. Se forma una película delgada de líquido en la pared de la tubería
3. La velocidad del gas es mucho mayor que la velocidad del líquido en la película
4. El espesor de la película de líquido se determina por el equilibrio que existe debido al arrastre de líquido por la velocidad del gas y las gotas de líquido que caen a la película.
5. Es el patrón de flujo que predomina en los pozos de gas.

II.3.2.2 Patrones de Flujo en tuberías horizontales

En este apartado pondremos especial atención, ya que el estudio del flujo multifásico en tuberías horizontales es el que nos ayudará a realizar los cálculos que nos permitirán diseñar la red de recolección. El flujo horizontal es aquel que fluye en tuberías con pendientes igual o menores al 5%, donde la influencia de los efectos gravitacionales toma importancia en la geometría de flujo.

Después de que los fluidos salen del pozo, el siguiente componente superficial es la línea de descarga, conocida comúnmente como línea de escurrimiento, cuya función es conducir la producción del pozo hacia las instalaciones de separación. Aquí se presenta una caída de presión adicional, cuyo rango varía entre 10 y 15% del total. La predicción de las caídas de presión en tuberías horizontales para flujo multifásico es de vital importancia para la industria petrolera, por lo tanto, la comprensión de los mecanismos y características de dos o más fases en una sección del sistema de producción, tiene como finalidad optimizar el diseño de la sección en particular y del sistema en general para obtener la máxima producción con las menores pérdidas de presión.

Así mismo, dependiendo del tipo de fluido producido por el pozo, se tendrá un determinado patrón de flujo. La figura B14 muestra la clasificación de los patrones de flujo en tuberías horizontales, donde se puede observar que se tienen más patrones de flujo que en tuberías verticales, esto es debido a que la dirección de las fuerzas de gravedad no coincide con la dirección del patrón de flujo.

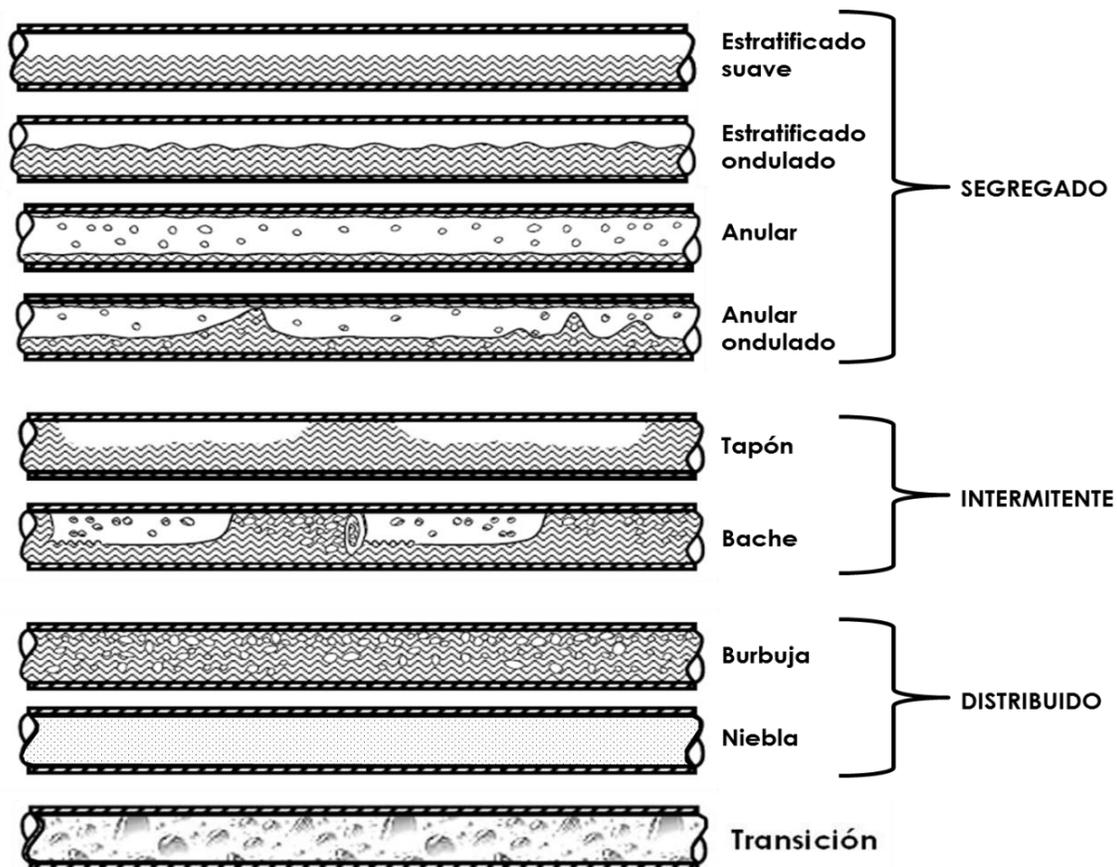


Figura B14: Clasificación de los patrones de flujo en tuberías horizontales.

A continuación se describen los principales patrones de flujo en estas tuberías y sus clasificaciones:

Flujo Segregado

Flujo estratificado.

Este tipo de patrón de flujo se caracteriza por que cada una de las fases debido a la diferencia de densidades se separan una de la otra de forma que la fase líquida fluye en el fondo de la tubería y la fase gaseosa en la parte superior. Este patrón de flujo se origina a gastos bajos de gas y líquido. Se distinguen dos tipos de flujo estratificado:

Estratificado suave; las características principales son:

1. La interfase líquido - gas es suave casi plana.
2. Se presenta a gastos de líquido y gas bajos.
3. La velocidad del gas es mayor que la velocidad del líquido sin llegar a ocasionar perturbaciones en la interfase.
4. Las fases están separadas.

Estratificado ondulado; las características principales son:

1. La interfase líquido - gas presenta ondulaciones debido a la diferencia de velocidades entre las fases.
2. La velocidad del gas se incrementa y es mayor a la velocidad del líquido, la interfase pierde estabilidad y se formando ondulaciones debido al arrastre de líquido.

Flujo anular:

La fase gaseosa fluye en un centro de la tubería de alta velocidad, pudiendo contener gotas de líquido en su seno. El líquido fluye en forma de una delgada capa pegada a la pared de la tubería. La película en la parte baja de la tubería es comúnmente más gruesa que en la parte superior de la misma, dependiendo de la magnitud relativa de los gastos de gas y líquido. Para gastos de gas bajos, la mayor parte del líquido fluye en la parte baja de la tubería, mientras que en la parte superior, una delgada capa de líquido aireado puede mojar la parte superior. Este tipo de flujo se presenta a grandes gastos de gas cuando la diferencia entre la velocidad del gas y el líquido es muy grande.

Flujo anular ondulado

Presenta las mismas condiciones y características que el flujo anular normal, pero con la diferencia que la interfase entre el gas y el líquido es irregular.

Flujo intermitente.

Flujo Bache (Bache de gas)

Este tipo de flujo se distingue por la alternancia de burbujas (baches) de gas que llenan casi la totalidad de la sección de la tubería con tapones de líquido que a su vez arrastran pequeñas burbujas de gas en su interior. Las burbujas de gas viajan a velocidades más altas que los tapones de líquido. Junto a la burbuja de gas, en la parte inferior de la tubería se forma una película de líquido que fluye a velocidades menores a la del gas. Este flujo se caracteriza por formarse burbujas de gas en forma de bala que se desplazan por la parte superior de la tubería.

Flujo Tapón (Slug o tapón de líquido)

En este patrón de flujo se forman grandes burbujas de gas que son transportadas rápidamente a lo largo de la tubería, observándose, generalmente, cierta cantidad de líquido fluyendo bajo ellos, dicho líquido es empujado por el gas contra las paredes de la tubería formando una ondulación que se va uniendo con otras ondulaciones formando tapones de líquido entre las bolsas de gas.

Flujo distribuido

Flujo burbuja

Este tipo de patrón de flujo se presenta a velocidades muy altas de la fase líquida, llevando con esta pequeñas burbujas de gas que viajan a la misma velocidad del líquido. Debido a la igualdad de velocidades entre las fases este tipo de flujo se podría considerar homogéneo.

Flujo Niebla o neblina

Se observan pequeñas gotas de líquido distribuidas en la fase gaseosa, la cual en este caso es la fase continua.

Flujo de transición

Es cuando ocurre el cambio de la fase líquida continua a la fase de gas continua. Las burbujas de gas pueden unirse y el líquido puede entrar en la burbuja. Aunque los efectos del líquido son significativos, dominan los de la fase gaseosa.

Identificación de los patrones de flujo en tuberías

Baker, Hoogendoorn, Griffith, Wallis y otros investigadores han sugerido métodos para determinar el patrón de flujo. En la figura B15 se muestra el diagrama propuesto inicialmente por Baker; en este diagrama se presentan la velocidad másica G' de la fase gaseosa vs la relación de masa de las dos fases L'/G' , con los parámetros adicionales λ y ψ definidos de la siguiente manera:

$$G' = \frac{v_g}{A} \quad L' = \frac{v_L}{A}$$

$$\lambda = \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_a} \right) \left(\frac{\rho_L}{\rho_w} \right) \right]^{0.5}$$

$$\psi = \left[\left(\frac{\sigma_w}{\sigma_L} \right) \left(\frac{\mu_L}{\mu_w} \right) \left(\frac{\rho_w}{\rho_L} \right)^2 \right]^{0.33}$$

Donde:

G' y L' son la velocidad másica de la fase gaseosa y líquida respectivamente, σ es la tensión superficial, ρ es la densidad, μ la viscosidad y v es la velocidad; los subíndices L, g, a y w se refiere a las propiedades del líquido, el gas, el aire y el agua respectivamente; A es el área de sección transversal de la tubería.

Después de obtener todos estos parámetros entramos en el diagrama con los valores de G'/λ y con $L'\lambda\psi/G'$.

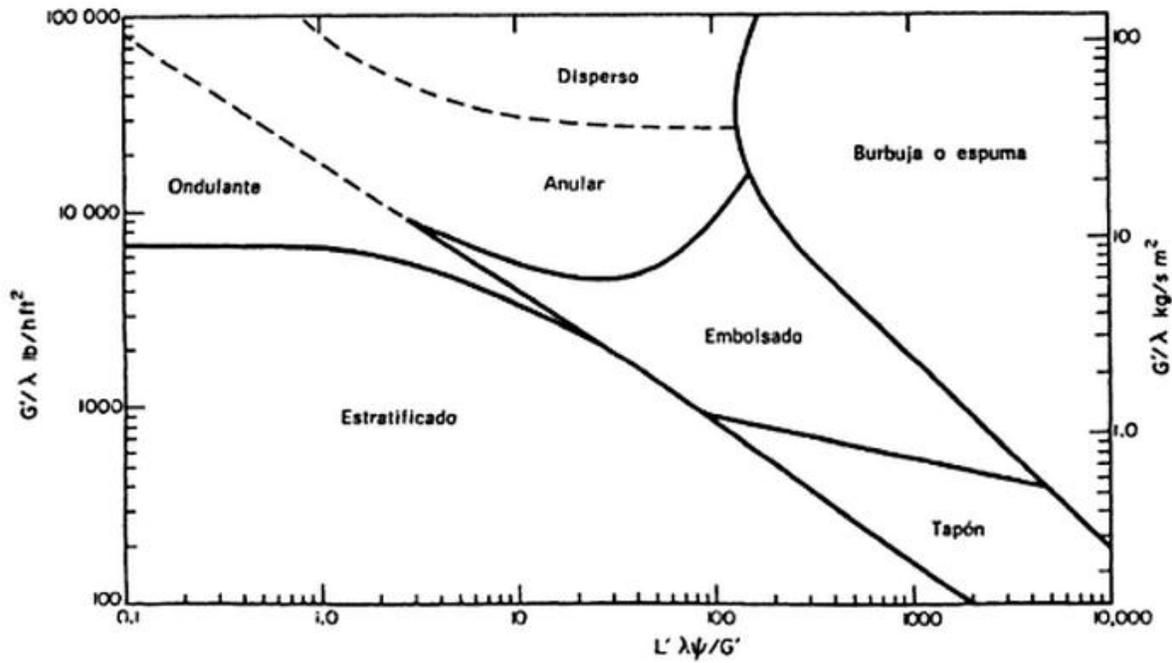


Fig. B15: Diagrama de Baker

El flujo intermitente (embolsado) se debe evitar, puesto que da lugar a condiciones de flujo indeseables, lo más recomendable es tener un flujo distribuido o segregado.

II.3.3 Flujo multifásico en tuberías verticales

El gradiente de presión total (o cambio en la presión con respecto a la longitud de flujo) para flujo multifásico vertical es la suma de tres factores: gradiente de presión por elevación, gradiente de presión por fricción y gradiente de presión por aceleración, pero debido a que las caídas de presión por aceleración son muy pequeñas en comparación con las otras dos, se pueden considerar despreciables, quedando la Ec. A.1 de la siguiente forma:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f \quad (2.61)$$

O bien:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \frac{g}{g_c} \rho h \sin \theta + \frac{f v^2 \rho}{2 g_c d} \quad (2.62)$$

Donde:

- d : Diámetro interior de la tubería, [pg]
- f : Factor de fricción, [adimensional]
- ρ : Densidad del fluido a condiciones medias, $\left[\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]$
- θ : Ángulo de flujo, para flujo vertical $\theta = 90^\circ$

La Ec. A.2 se puede aplicar para cualquier fluido y para cualquier ángulo de flujo. Si se considera flujo vertical la ecuación A.2 se reduce a:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \frac{g}{g_c} \rho h + \frac{f v^2 \rho}{2 g_c d} \quad (2.63)$$

Para calcular las pérdidas de presión por elevación, es necesario predecir con precisión el colgamiento (H_L) considerando el resbalamiento entre las fases.

Las diversas correlaciones existentes para el cálculo de distribuciones de presión con flujo multifásico en tuberías verticales, pueden clasificarse en tres grupos basándose en el criterio utilizado para su desarrollo³. En esta ocasión no entraremos en detalle a la obtención y utilización de estas correlaciones, ya el tema de esta tesis se enfoca al diseño de tuberías horizontales, sin embargo no está de más mencionarlas y mostrar una descripción breve.

Grupo I

No se considera resbalamiento entre las fases. La densidad de la mezcla se obtiene en función de las propiedades de los fluidos, corregidas por presión y temperatura. Las pérdidas por fricción y los efectos de colgamiento se expresan por medio de un factor de fricción

correlacionando empíricamente. No se distinguen patrones de flujo. A este grupo pertenecen los siguientes métodos:

- Poettman y Carpenter (1952)
- Baxenderll y Thomas (1961)
- Fancher y Brown (1963)

Grupo II

Se toma en cuenta el resbalamiento entre las fases. La densidad de la mezcla se calcula utilizando el efecto del colgamiento. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades combinadas del gas y el líquido. No se distinguen regímenes de flujo. En este grupo se utiliza el método de:

- Hagendorn y Brown (1965)

Grupo III

Se considera resbalamiento entre las fases. La densidad de la mezcla se calcula utilizando el efecto de colgamiento. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades del fluido en la fase continua. Se distinguen diferentes patrones de flujo. Las principales correlaciones en este grupo son:

- Duns y Ros (1963)
- Orkiszewski (1967)
- Beggs y Brill (1973)
- Gould y Tek (1974)

Las correlaciones mencionadas, anteriormente, son publicadas como un conjunto de curvas, conocidas como curvas de gradiente de presión. La precisión de las correlaciones de flujo multifásico es bastante buena, lo cual permite las siguientes aplicaciones:

- Seleccionar el diámetro de la tubería de producción.
- Predecir cuándo un pozo dejará de fluir y por lo tanto predecir el tiempo para instalar un sistema de producción artificial.
- Diseñar instalaciones de producción artificial.
- Determinar las presiones de fondo fluyendo.
- Determinar los índices de productividad de los pozos.
- Predecir el gasto máximo de producción.

Debido a que el caso en estudio de la presente tesis se limita al flujo multifásico horizontal, no se entrará en detalle en el cálculo de caídas de presión con flujo multifásico vertical.

II.3.4 Flujo multifásico en tuberías horizontales

La comprensión de los mecanismos y las características del flujo en dos o más fases, en una sección del sistema de producción, tiene como finalidad optimizar dicha sección y en general el sistema, para obtener la máxima producción con las menores caídas de presión.

La predicción de las caídas de presión en tuberías horizontales para flujo multifásico permite:

- Diseñar las líneas de trasiego, así como también la longitud de las líneas para transportar mezclas de gas y aceite.
- Diseñar los ductos de transporte superficial desde la cabeza del pozo hasta la batería de separación, lo cual es el tema principal de este trabajo.

La capacidad de flujo de una red de recolección está en función de los siguientes parámetros: longitud y diámetro de la tubería, inclinación, régimen de flujo, propiedades de los fluidos, presión, temperatura, etc., con los que podemos estimar las caídas de presión en las tuberías hasta la entrada de la batería de separación.

Es común que se piense que como en el flujo horizontal no hay diferencia de elevación entonces no es necesario determinar el colgamiento, lo cual es totalmente erróneo ya que éste es necesario para calcular las velocidades verdaderas de cada una de las fases y así poder obtener las caídas de presión por aceleración, además el colgamiento en algunas correlaciones está involucrado en la determinación del factor de volumen.

Para flujo horizontal, el gradiente de presión debido al cambio de elevación es igual a cero, por lo que la Ec. A.1 se reduce a:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{ac} \quad (2.64)$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \frac{f \rho v^2}{2 g_c d} + \frac{\rho \Delta (\bar{v}^2)}{2 g_c \Delta L} \quad (2.65)$$

O bien:

La mayoría de los investigadores han adoptado la ecuación anterior para evaluar las características del flujo de dos fases y posteriormente determinar el gradiente de presión total. El problema de la variación de las características de flujo se elimina al suponer que la mezcla gas-líquido es homogénea en un intervalo pequeño de la tubería. Así, la Ec. A.16 se puede escribir como:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = f_{\eta} \frac{\rho_m v_m^2}{2 g_c} + \frac{\rho_m \Delta (\bar{v}^2)}{2 g_c \Delta L} \quad (2.66)$$

En donde f_{η} , ρ_m y V_m se refieren a la mezcla y son obtenidos en forma distinta por los autores de las diferentes correlaciones.

Las principales correlaciones desarrolladas para calcular el gradiente de presión en tuberías horizontales son las siguientes:

- Bertuzzi, Tek y Poettman
- Eaton, Andrews y Knowless
- Beggs y Brill
- Dukler
- Beggs y Brill revisada
- Aga y Flanigan
- Lockhart y Martinelli
- Baker

Además de estas correlaciones existen otras más. A continuación se presenta el procedimiento de cálculo de las primeras cuatro.

Caída de presión en tuberías horizontales con flujo multifásico.

La predicción de la caída de presión depende de si se considera flujo isotérmico o no.

En el caso de flujo isotérmico, las propiedades de los fluidos dependen exclusivamente de la presión, por lo tanto la predicción de la caída de presión consiste en suponer una caída de presión para determinar un incremento en la longitud de la tubería, repitiéndose el procedimiento hasta alcanzar la longitud total, obviamente la exactitud de los cálculos aumenta al disminuir el incremento de presión supuesto, por lo tanto hay que tener presente que el incremento de presión debe de ser pequeño a presiones bajas, en las que la velocidad varía más rápidamente con la presión, no así a presiones altas en las que la variación es menor, una regla establecida es usar incrementos de presión menores al 10% de la presión media.

Cuando el flujo no sea isotérmico, el cálculo del gradiente de presión implica un proceso iterativo, ya que la temperatura es función de la distancia. Entonces, además de suponer una Δp , también hay que suponer una ΔL , y de ahí determinar la temperatura media de flujo.

Correlaciones para el cálculo de Δp en tuberías horizontales con flujo multifásico.

II.3.4.1 Correlación de Bertuzzi, Tek y Poettman:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{174.158 f_{tp} w_m^2}{\rho_{ns} d^5} \quad (2.67)$$

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L) \quad (2.68)$$

Donde:

$$w_m = w_L + w_g \quad (2.69)$$

ρ_{ns} = densidad de la mezcla sin considerar el resbalamiento [lb/ft³]

w_m = gasto másico de la mezcla [lb/s]

f_{tp} = factor de fricción de las dos fases [adim]

d = diámetro de la tubería [in]

Consideraciones durante la aplicación de esta correlación

Las caídas de presión en la tubería:

- i) Son independientes del patrón de flujo
- ii) No se consideran las caídas de presión por aceleración,
- iii) Depende de los valores de densidad y gasto másico de la mezcla definidos por las ecuaciones anteriores.
- iv) Son función de un factor de fricción para las dos fases, del cual se explica su obtención más adelante:

Procedimiento de cálculo

Para no crear confusión, se describirá paso a paso el procedimiento de cálculo mediante esta correlación:

- 1) Se inicia con una presión p_1 a la entrada de la tubería, donde $L=0$.
- 2) Suponer una caída de presión Δp y calcular \bar{p} y p_2 de la siguiente manera:

$$\bar{p} = p_1 - \frac{\Delta p}{2}$$

$$p_2 = p_1 - \Delta p$$

- 3) Determinar las propiedades de los fluidos (R_s , σ , Bo , z , B_g , μ_o , μ_g , ρ_o y ρ_g) con las correlaciones que mejor se ajusten y a las condiciones medias de escurrimiento, si la viscosidad del aceite muerto se tiene como dato, ésta deberá ser tomada en lugar del valor obtenido con cualquier correlación.

- 4) Obtener el gasto másico de la mezcla \dot{m} con las ecuaciones 2.31 a 2.34. Y el colgamiento sin resbalamiento λ con la ecuación h3.
- 5) Obtener el factor de fricción para las dos fases f_{tp} de la siguiente manera:

Con el número de Reynolds para cada fase, se calcula la siguiente función:

$$\phi = (N_{Re\ g})^a (N_{Re\ L})^b \quad (2.70)$$

Donde:

$$N_{Re\ g} = 22737 \frac{W_g}{d\mu_g} \quad (2.71)$$

$$N_{Re\ L} = 22737 \frac{W_L}{d\mu_L} \quad (2.72)$$

$$a = \frac{\psi}{1 + \psi} \quad (2.73)$$

$$b = \frac{1}{\exp(0.1\psi)} \quad (2.74)$$

$$\psi = \frac{W_g}{W_L} \quad (2.75)$$

La correlación para determinar el factor de fricción de las dos fases f_{tp} , se muestra en la siguiente figura:

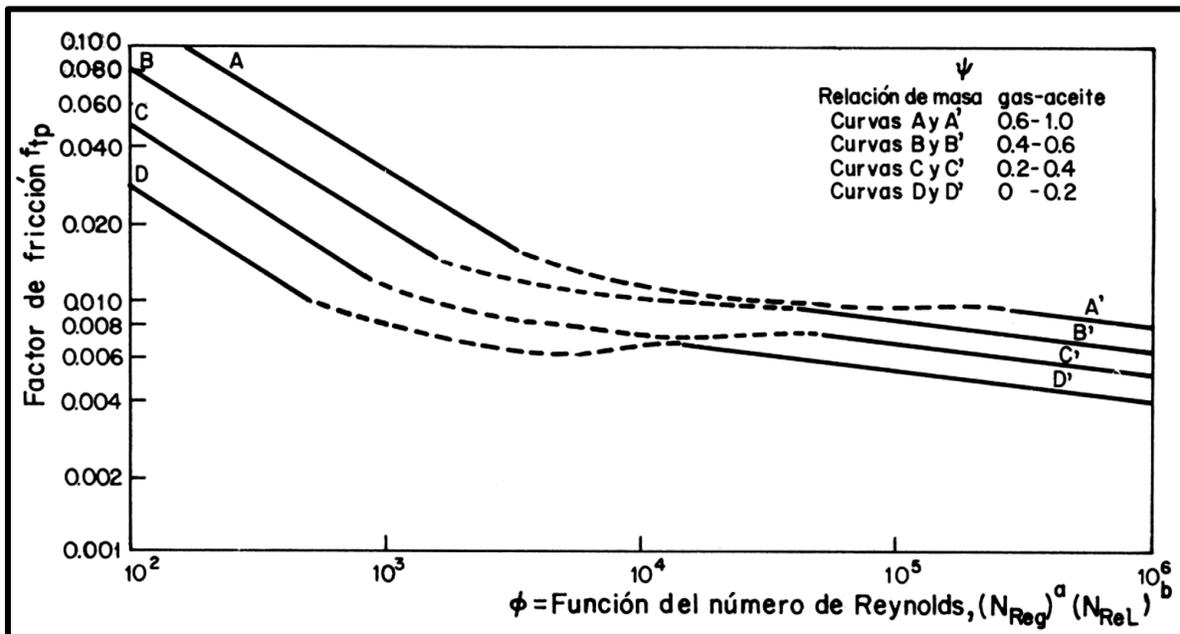


Fig. B16: Función del Número de Reynolds

- 6) Obtener ρ_{ns} de la ecuación 55 ó 56.
- 7) Resolver la ecuación 2.67, obtener el gradiente $\Delta p/\Delta L$ y con este valor y la longitud real de la tubería (ΔL) obtener la caída de presión Δp .

II.3.4.2 Correlación de Eaton, Andrews, Knowels y Brown

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{43.539 f_{tp} w_m^2}{\rho_{ns} d^5 (1 - E_k)} \quad (2.76)$$

donde:

$$E_k = \frac{w_L \Delta (v_L)^2 + w_g \Delta (v_g)^2}{9266.1 \left[\frac{w_L}{\rho_L} + \frac{w_g}{\rho_g} \right] \Delta p} \quad (2.77)$$

E_k = Término de pérdida de presión por aceleración.

$$\Delta (v_L)^2 = v_{L2}^2 - v_{L1}^2 \quad (2.78)$$

$$\Delta (v_g)^2 = v_{g2}^2 - v_{g1}^2 \quad (2.79)$$

Esta correlación se desarrolló a partir de pruebas en tuberías de 2", 4" y 17", y los fluidos de prueba fueron agua aceite y condensado como fase líquida y gas natural como fase gaseosa.

Consideraciones:

- Se considera el resbalamiento entre las fases.
- Las pérdidas de presión por aceleración son tomadas en cuenta.
- El patrón de flujo no tiene influencia.
- Tienen la limitante para fluidos con viscosidades mayores a 12 centipoise.

Procedimiento de cálculo:

- 1) Se inicia con una presión p_1 a la entrada de la tubería, donde $L=0$.
- 2) Suponer una caída de presión Δp y calcular \bar{p} y p_2 de la siguiente manera:

$$\bar{p} = p_1 - \frac{\Delta p}{2} \quad p_2 = p_1 - \Delta p$$

- 3) Determinar las propiedades de los fluidos (R_s , σ , B_o , z , B_g , μ_o , μ_g , ρ_o y ρ_g) con las correlaciones que mejor se ajusten y a las condiciones medias de escurrimiento, si la viscosidad del aceite muerto se tiene como dato, ésta deberá ser tomada en lugar del valor obtenido con cualquier correlación.
- 4) Calcular las velocidades superficiales y los gastos máxicos de las fases, así como el colgamiento sin resbalamiento.
- 5) Si las pérdidas de presión por aceleración se consideran despreciables no es necesario determinar el colgamiento, de lo contrario debe obtenerse con las siguientes ecuaciones:

$$\psi = \frac{N_{Lv}^{0.575}}{N_{gv} N_{pd}^{0.0277}} \left(\frac{p}{14.7} \right)^{0.05} \left(\frac{N_{L\mu}}{0.00226} \right)^{0.1} \quad \dots (2.80)$$

si $0.001 \leq \psi \leq 0.11$

$$H_L(0) = 0.109992 + 0.030058 x - 0.001376x^2 \quad (2.81)$$

$$x = 100\psi - 3.3 \quad (2.82)$$

si $0.11 \leq \psi \leq 10$

$$H_L(0) = 0.787768 + 0.038268 x - 0.002135x^2 - 0.000027x^3 + 7 \times 10^{-6} x^4 \quad \dots(2.83)$$

$$x = \frac{\log \psi - 0.1063}{0.1} \quad (2.84)$$

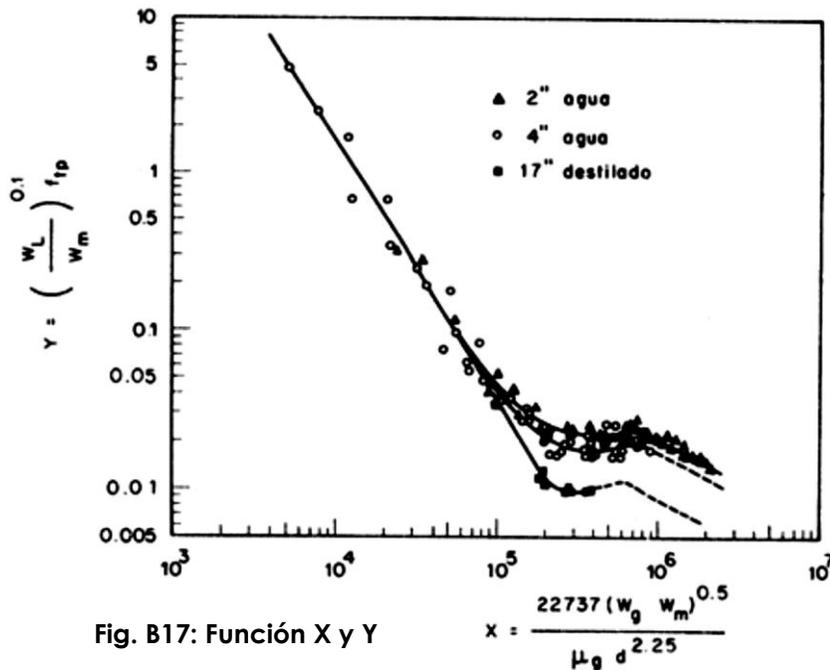
6) Determinar $\Delta (v_L)^2, \Delta (v_g)^2$ y E_k con las ecuaciones B2, B3 y B4.

7) Obtener el factor de fricción para las dos fases f_{tp} de la siguiente manera:

$$f_{tp} = \frac{y}{\left(\frac{w_L}{w_m}\right)^{0.1}} \quad (2.85)$$

Donde "y" se obtiene de la siguiente gráfica, para lo cual necesitamos entrar con un valor de la absisa "x"

$$x = \frac{22737(w_g w_m)^{0.5}}{\mu_g d^{2.25}} \quad \dots(2.86)$$



8) Aplicando la ecuación 2.76 obtenemos el valor de $\frac{\Delta p}{\Delta L}$ y con el valor de ΔL obtenemos la caída de presión en la tubería.

II.3.4.3 Correlación de Beggs y Brill

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{43.539 f_{tp} w_m^2}{\rho_{ns} d^5 (1 - E_k)} \quad (2.87)$$

Donde el término de pérdidas de presión por aceleración está dado por:

$$E_k = \frac{7.2557 \rho_m w_g w_m}{\rho_{ns} p d^4 \rho_g} \quad (2.88)$$

Consideraciones:

- Se consideran las pérdidas de presión por aceleración.
- se considera el patrón de flujo en la tubería.

Esta correlación se desarrollo a partir de datos experimentales en tuberías de 1" y 1 ½" de 90' de longitud bajo condiciones de operación controladas y empleando como fluidos de prueba agua y aire.

Procedimiento de cálculo:

- 1) Se inicia con una presión p_1 a la entrada de la tubería, donde $L=0$.
- 2) Suponer una caída de presión Δp y calcular \bar{p} y p_2 de la siguiente manera:

$$\bar{p} = p_1 - \frac{\Delta p}{2} \qquad p_2 = p_1 - \Delta p$$

- 3) Determinar las propiedades de los fluidos (R_s , σ , Bo , z , B_g , μ_o , μ_g , ρ_o y ρ_g) con las correlaciones que mejor se ajusten y a las condiciones medias de escurrimiento, si la viscosidad del aceite muerto se tiene como dato, ésta deberá ser tomada en lugar del valor obtenido con cualquier correlación.
- 4) Calcular las velocidades superficiales y los gastos máxicos de las fases, así como el colgamiento sin resbalamiento.
- 5) Determinar el patrón de flujo de la siguiente manera:

Calcular en el colgamiento sin resbalamiento " λ ", el Número de Froude " N_{FR} " y los parámetros de correlación L_1 , L_2 , L_3 y L_4 , como se muestra a continuación:

Obtener λ de la ec. 2.55

$$N_{FR} = 7734.9 \frac{W_m^2}{\rho_{ns}^2 d^5} \quad (2.89)$$

$$\begin{aligned} L_1 &= 316 \lambda^{0.302} \\ L_2 &= 0.0009252 \lambda^{-2.4684} \\ L_3 &= 0.1 \lambda^{-1.4516} \\ L_4 &= 0.5 \lambda^{-6.738} \end{aligned}$$

CAPÍTULO II: Conceptos básicos de flujo en tuberías

Con los valores de λ , N_{FR} , L_1 , L_2 , L_3 y L_4 . Determinar el patrón de flujo a partir de la siguiente tabla:

6) Calcular el colgamiento real del líquido con la siguiente ecuación

$$H_L(0) = \frac{a \lambda^b}{N_{FR}^c} \quad (2.90)$$

PATRÓN DE FLUJO	CONDICIONES
Segregado	$\lambda \leq 0.01$ y $N_{FR} < L_1$
	$\lambda \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$
Transición	$\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$
Intermitente	$0.01 \leq \lambda < 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$
	$\lambda > 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$
Distribuido	$\lambda > 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$
	$\lambda \geq 0.4$ y $N_{FR} > L_4$

Fig. B18: valores de λ y N_{FR} para diversos patrones de flujo

Donde los coeficientes a, b y c están en función del patrón de flujo y se pueden obtener de la siguiente tabla:

Constantes para los patrones de flujo			
Patrón 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

Fig. B19: Constantes de la ecuación (2.90)

- 7) Determinar el valor de E_k con la ecuación c2. A menos que se consideren despreciables las caídas de presión por aceleración en cuyo caso $E_k = 0$.
- 8) Calcular el factor de fricción de las dos fases " f_{tp} " de la siguiente manera:

$$f_{tp} = \left(\frac{f_{tp}}{f_n} \right) f_n \quad (2.91)$$

Donde:

f_n es el factor de fricción del diagrama de Moody para una tubería lisa. Los autores proponen la siguiente ecuación para estimar este parámetro.

$$f_n = \left[2 \log \left(\frac{N_{Re}}{4.5223 \log(N_{Re}) - 3.8215} \right) \right]^{-2} \quad (2.92)$$

$$N_{Re} = \frac{124 d v_m \rho_{ns}}{\mu_{ns}} \quad (93)$$

$\left(\frac{f_{tp}}{f_n} \right)$ es el factor de fricción normalizado y se obtiene de la siguiente forma:

$$\left(\frac{f_{tp}}{f_n} \right) = \exp^s \quad (2.94)$$

$$s = \frac{\ln(x)}{-0.0523 + 3.182 \ln(x) - 0.8725(\ln(x))^2 + 0.01853(\ln(x))^4} \quad (2.95)$$

$$x = \frac{\lambda}{H_L(0)^2} \quad (2.96)$$

- 9) Aplicando la ecuación 2.87 obtenemos el valor de $\frac{\Delta p}{\Delta L}$ y con el valor de ΔL obtenemos la caída de presión en la tubería.

II.3.4.4 Correlación de Dukler Abraham

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{0.0012939 \rho'_m v_m^2}{d(1 - E_k)} \quad (2.97)$$

Donde:

$$\rho'_m = \frac{\rho_L \lambda^2}{H_L(0)} + \frac{\rho_g(1 - \lambda)^2}{1 - H_L(0)} \quad (2.98)$$

$$E_k = \frac{1}{4663} + \Delta \left[\frac{\rho_g v_{sg}^2}{1 - H_L(0)} + \frac{\rho_L v_{sL}^2}{H_L(0)} \right] \quad (2.99)$$

Este método involucra el cálculo del colgamiento del líquido aun cuando las pérdidas de presión por aceleración se consideren despreciables.

Procedimiento de cálculo:

- 1) Se inicia con una presión p_1 a la entrada de la tubería, donde $L=0$.
- 2) Suponer una caída de presión Δp y calcular \bar{p} y p_2 de la siguiente manera:

$$\bar{p} = p_1 - \frac{\Delta p}{2} \qquad p_2 = p_1 - \Delta p$$

- 3) Determinar las propiedades de los fluidos (R_s , σ , Bo , z , B_g , μ_o , μ_g , ρ_o y ρ_g) con las correlaciones que mejor se ajusten y a las condiciones medias de escurrimiento, si la viscosidad del aceite muerto se tiene como dato, ésta deberá ser tomada en lugar del valor obtenido con cualquier correlación.
- 4) Calcular las velocidades superficiales y los gastos máscicos de las fases, así como el colgamiento sin resbalamiento.
- 5) Calcular el colgamiento de líquido de la siguiente manera:
 - i) Obtener la viscosidad de la mezcla sin resbalamiento μ_{ns} de la ecuación 1.61.
 - ii) Determinar la densidad de la mezcla ρ'_m con la ecuación 2.98.
 - iii) Obtener el N_{Re} de la ecuación c3.
 - iv) Obtener el colgamiento de líquido $H_L(0)$ a partir del diagrama siguiente:

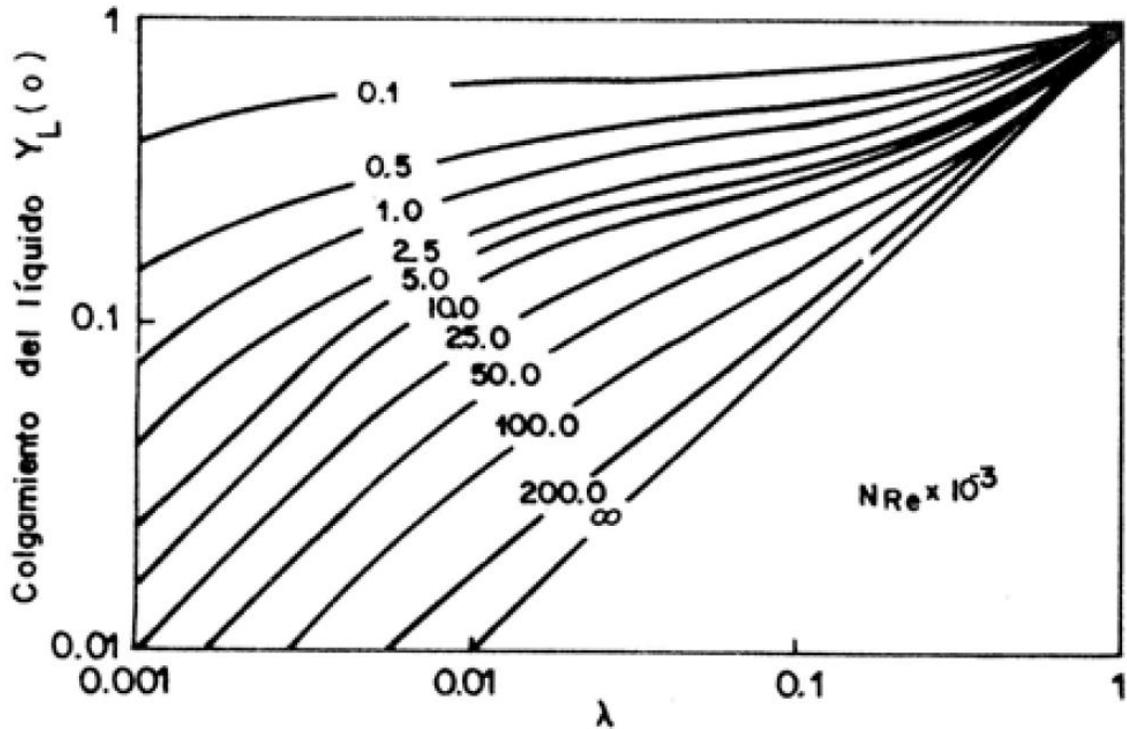


Fig. B20: Colgamiento de líquido para correlación de Dukler Abraham

- 6) Obtener E_k de la ecuación d3 para lo cual es necesario contar con los valores de ρ_g , ρ_L , v_{sg} , v_{sL} y $H_L(0)$ a p_1 y p_2 respectivamente.
- 7) Obtener el factor de fricción de las dos fases de la siguiente manera:

$$f_{tp} = \left(\frac{f_{tp}}{f_n} \right) f_n \quad \dots (2.100)$$

Donde:

f_n es el factor de fricción del diagrama de Moody para una tubería lisa. Los autores proponen la siguiente ecuación para estimar este parámetro.

$$f_n = 0.0056 + 0.5 N_{Re}^{-0.32} \quad \dots (2.101)$$

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = 1.076587 - 2.182034 x - 0.937941 x^2 - 0.101785 x^3 \quad \dots (2.102)$$

$$x = \log(\lambda) \quad \dots (2.103)$$

- 10) Aplicando la ecuación 2.97 obtenemos el valor de $\frac{\Delta p}{\Delta L}$ y con el valor de ΔL obtenemos la caída de presión en la tubería.

CAPÍTULO III: RECOLECCIÓN Y MANEJO DE LA PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS DEL ACTIVO BELLOTA-JUJO.

III.1 Descripción del Activo de Producción Bellota – Jujo.

El activo de producción Bellota – Jujo (APBJ) anteriormente llamado activo integral de producción Bellota – Jujo (AIPBJ), se localiza en la región sur de Pemex Exploración y Producción (PEP), geográficamente se ubica en el estado de Tabasco, La sede del Activo Bellota-Jujo está en la ciudad de Comalcalco a 74 km de Villahermosa. La producción diaria al 16 de marzo de 2013 es de **132.5 MBPD** de aceite y **318.7 MMPCD** de gas.

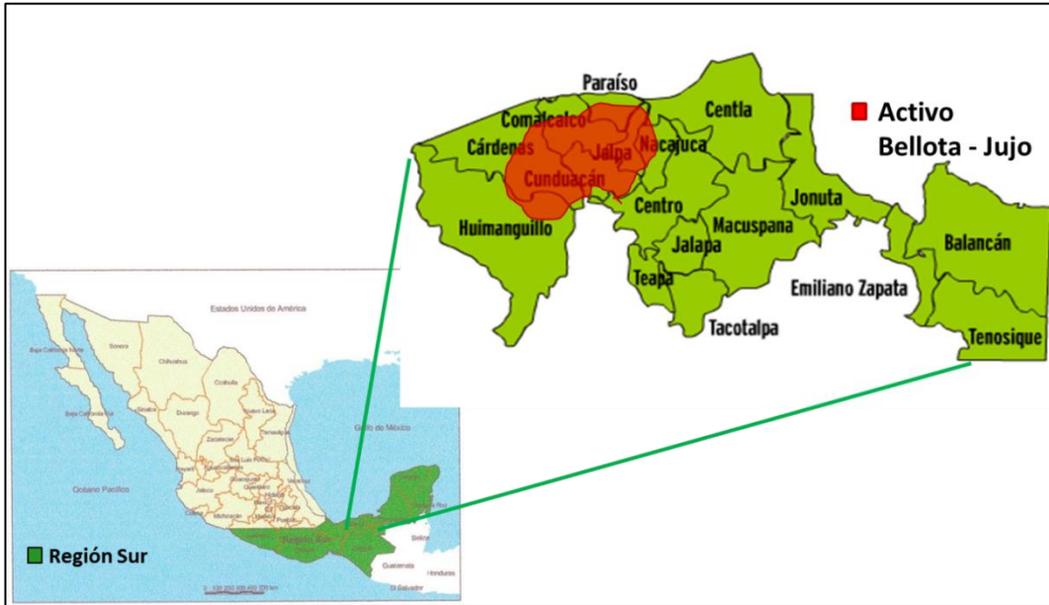


Fig. C1: Ubicación del APBJ

Bellota Jujo cuenta con 34 campos productores distribuidos en los municipios de Comalcalco, Paraíso, Jalpa de Méndez, Nacajuca, Cunduacán, Cárdenas y Huimanguillo. La producción del activo proviene de 180 pozos, la mayoría de ellos de baja productividad debido a que están llegando al final de su vida productiva, ya que varios de los campos son maduros e iniciaron su explotación hace más de 20 años.

III.2 Proyectos de Explotación del APBJ

El APBJ está dividido estratégicamente en tres proyectos de explotación, los cuales son:

- Proyecto de explotación Bellota – Chinchorro (PEBC).
- Proyecto de explotación El Golpe – Puerto Ceiba (PEGP).
- Proyecto de explotación Jujo – Tecominoacán (PEJT).

Cada uno de estos proyectos administra la producción de los campos que tienen a su cargo, pero a fin de cuentas los números de cada proyecto se reflejan en la producción total del activo. La figura C2 muestra la distribución de los proyectos estratégicos del activo Bellota – Jujo.

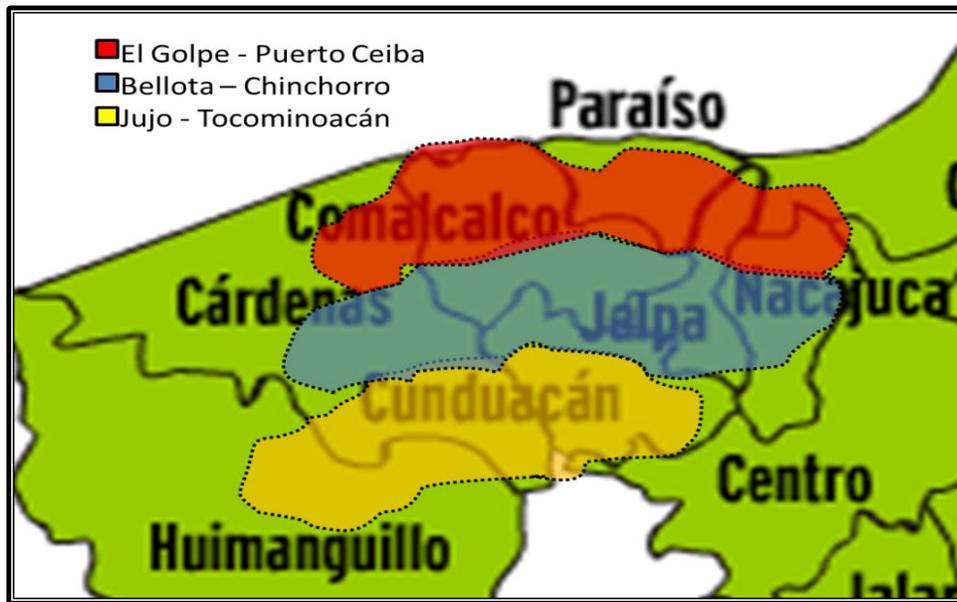


Fig. C2: distribución de los proyectos estratégicos del APBJ

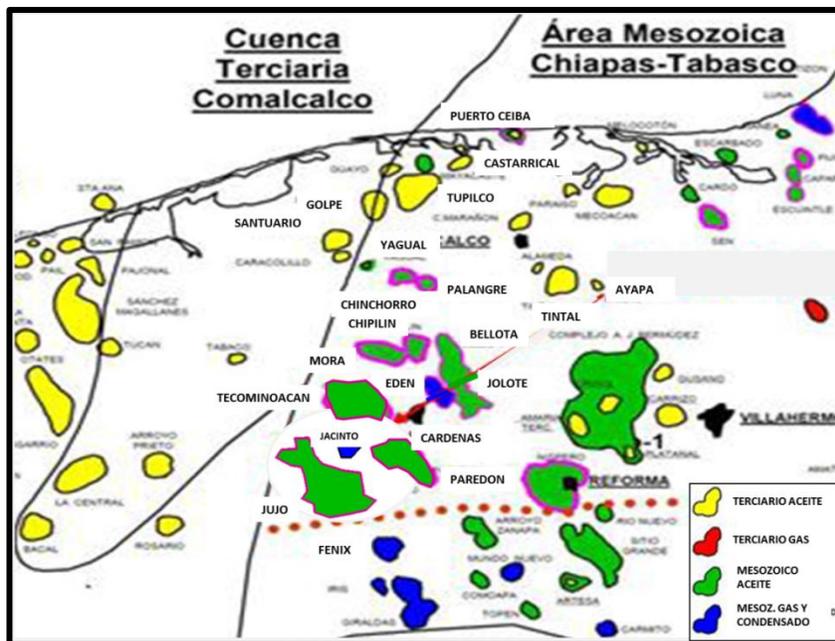
III.3 Campos productores del activo Bellota Jujo

El APBJ cuenta, como se mencionó anteriormente, con 34 campos productores, la mayoría de ellos producen aceite, mientras que algunos producen gas o gas y condensado. La principal diferencia entre los campos, y que a su vez determina el manejo de la producción, es la formación productora de hidrocarburos, ya que algunos campos producen en formaciones del terciario y otros en el mesozoico, lo cual implica una calidad diferente de fluidos. A continuación se enlistan los campos del APBJ:

CAMPOS					
1	MADREFIL	13	TOKAL	25	CHIPILIN
2	PARETO	14	CÁRDENAS	26	BELLOTA
3	PAREDÓN	15	TECOMINOACÁN	27	MORA
4	PACHE	16	TUPÍLCO I	28	PUERTO CEIBA T
5	JOLOTE	17	TUPÍLCO II	29	YAGUAL
6	BELLOTA	18	EL GOLPE I	30	YAGUAL Terciario
7	EDÉN	19	EL GOLPE II	31	PUERTO CEIBA
8	MORA	20	SANTUARIO	32	TAJÓN
9	JACINTO	21	CASTARRICAL	33	PALANGRE
10	EL GOLPE I	22	TINTAL	34	CHINCHORRO
11	CUPACHE	23	JUJO		
12	BRICOL	24	AYÁPA		

Fig. C3: Listado de los campos del APBJ

La figura C4 muestra la distribución y localización de los campos, indicando en el recuadro de la parte inferior derecha, el tipo y procedencia de los hidrocarburos.



CAPÍTULO III: Recolección y manejo de la producción de hidrocarburos del activo Bellota-Jujo

CRUDO OLMECA							13/03/2013				
CAMPO	ACEITE		AGUA		GAS		POZOS OPERANDO				
	BRUTA BPD	NETA BPD	BPD	%	PODUC. MMPCD	INyec. M3/100	FL	BN	BM	MTC	TOTAL
SUPERLIGERO											
MADREFIL	9,340	9,290	50	0	14	0	1	0	0	0	1
PARETO	9,718	9,252	465	0	21	0	2	0	0	0	2
PAREDON	3,969	2,132	1,837	0	9	0	2	0	0	0	2
PACHE	2,856	2,076	780	0	5	0	0	0	0	0	0
JOLOTE	11,441	8,271	3,170	0	13	0	4	0	0	0	4
BELLOTA	3,598	3,151	447	0	20	2,281	3	1	0	2	6
EDEN	4,158	3,654	503	0	18	1,518	2	0	0	2	4
MORA	2,069	2,000	69	0	4	204	0	0	0	1	1
JACINTO	5,082	2,447	2,635	1	12	0	4	0	0	0	4
TOTAL	52,230	42,274	9,957	19.06%	117.17	4,003	18	1	0	5	24
PESADO											
EL GOLPE I	164	120	44	26.92%	0.08	0	1	0	0	0	1
TOTAL	164	120	44	26.92%	0.08	0	1	0	0	0	1
LIGERO											
CUPACHE	541	528	13	2.33%	5.93	0	1	0	0	0	1
BRICOL	10,447	8,498	1,950	18.66%	10.51	223	2	1	0	0	3
TOKAL	748	748	0	0.00%	0.69	0	1	0	0	0	1
CARDENAS	9,976	6,724	3,252	32.60%	22.77	4,329	1	0	0	8	9
TECOMINOACAN	20,215	10,756	9,460	46.80%	24.98	9,058	3	2	0	10	15
TUPILCO I	3,447	2,793	654	18.98%	2.38	886	12	1	3	2	18
TUPILCO II	1,925	1,101	824	42.81%	0.85	92	4	4	1	0	9
EL GOLPE I	264	201	63	23.81%	0.07	146	0	4	1	0	5
EL GOLPE II	1,415	1,233	182	12.89%	1.08	723	1	9	0	0	10
SANTUARIO	7,422	6,472	950	12.80%	3.97	29	20	1	6	0	27
CASTARRICAL	201	164	38	18.75%	0.60	234	0	4	0	0	4
TINTAL	289	245	44	15.22%	0.12	0	2	0	2	0	4
JUJO	17,618	11,775	5,843	33.17%	74.36	8,196	7	0	0	15	22
AYAPA	654	434	220	33.65%	0.29	0	2	0	1	0	3
CHIPILIN	2,032	1,642	390	19.20%	3.20	0	1	0	0	0	1
BELLOTA	2,648	2,151	497	18.76%	2.60	1,894	0	0	0	2	2
MORA	7,667	6,372	1,296	16.90%	11.30	3,647	1	1	0	4	6
PUERTO CEIBA T	75	75	0	0.00%	0.02	0	1	0	0	0	1
YAGUAL	4,875	4,680	195	4.00%	8.37	0	1	0	0	0	1
YAGUAL											
TERCIARIO	283	245	38	13.33%	0.07	0	0	0	2	0	2
PUERTO CEIBA	42,557	14,423	28,134	66.11%	14.24	0	19	0	0	0	19
TAJON	560	503	57	10.11%	0.23	0	1	0	0	0	1
PALANGRE	1,466	1,384	82	5.58%	3.07	0	0	0	0	0	0
CHINCHORRO	7,460	7,315	145	1.94%	15.99	0	1	0	0	0	1
TOTAL	144,785	90,460	54,325	37.52%	207.72	29,456	81	27	16	41	165
	197,179	132,853	64,326	32.62%	324.96	33,459	100	28	16	46	190

Fig. C4: Distribución de los campos del APBJ

Fig. C5: Tipo de crudo por campo

III.4 Fluidos producidos en el APBJ

En el activo Bellota Jujo se produce aceite, gas y condensados, cada uno con sus respectivas impurezas o contaminantes. El aceite trae cierto porcentaje de agua emulsionada y sal disuelta, mientras que el gas en algunos campos presenta altas concentraciones de H₂S o CO₂, estos detalles son de vital importancia ya que deben ser considerados durante el diseño de la infraestructura superficial, buscando siempre evitar la mezcla de corrientes de fluidos con diferente calidad como por ejemplo una corriente de condensados con una de aceite pesado, o bien una corriente de aceite con alta concentración de sal con una de baja salinidad, o también evitar la mezcla de fluidos que pudieran ser reactivos, como el agua y el H₂S.

El aceite producido en el APBJ es crudo Olmeca, la gravedad API por campo varía entre 35 y 40, salvo el aceite del campo Golpe I, que presenta 22° API. La tabla de la figura C5, muestra la producción de aceite y gas por campo, indicando el tipo de fluidos de acuerdo a su gravedad API.

III.5 Infraestructura superficial para el manejo de la producción del APBJ

El activo Bellota Jujo cuenta aproximadamente con 180 pozos productores, esta aproximación es debido a que varios de estos pozos permanecen cerrados durante largos periodos de tiempos, otros se taponan por su nula producción de aceite y al mismo tiempo hay pozos nuevos que se abren a producción, es por esto que el número de pozos varía en las estadísticas. También se cuenta con 13 baterías de separación, 9 estaciones de compresión, 2 plantas deshidratadoras y decenas de kilómetros de ductos.

A continuación se muestran una serie de esquemas que indican cómo está distribuida toda la infraestructura superficial del APBJ:

- La figura C6 muestra la distribución de los pozos y las instalaciones que manejan la producción de hidrocarburos del APBJ.
- La figura C7 muestra la infraestructura superficial del APBJ para el manejo de aceite, en ella se indican los principales ductos que llevan la producción del activo hacia las baterías y posteriormente a los puntos de distribución y exportación.
- La figura C8 muestra la infraestructura superficial para el manejo de gas, en la cual se indican las líneas de gas de alta presión (AP), intermedia presión (IP) y baja presión (BP).

En las figuras C7 y C8 puede apreciarse la distinción que se hace entre la infraestructura utilizada para manejar fluidos del terciario e instalaciones que manejan fluidos del mesozoico, debido a la importancia que tiene al momento de diseñar instalaciones de transporte y procesamiento de hidrocarburos.

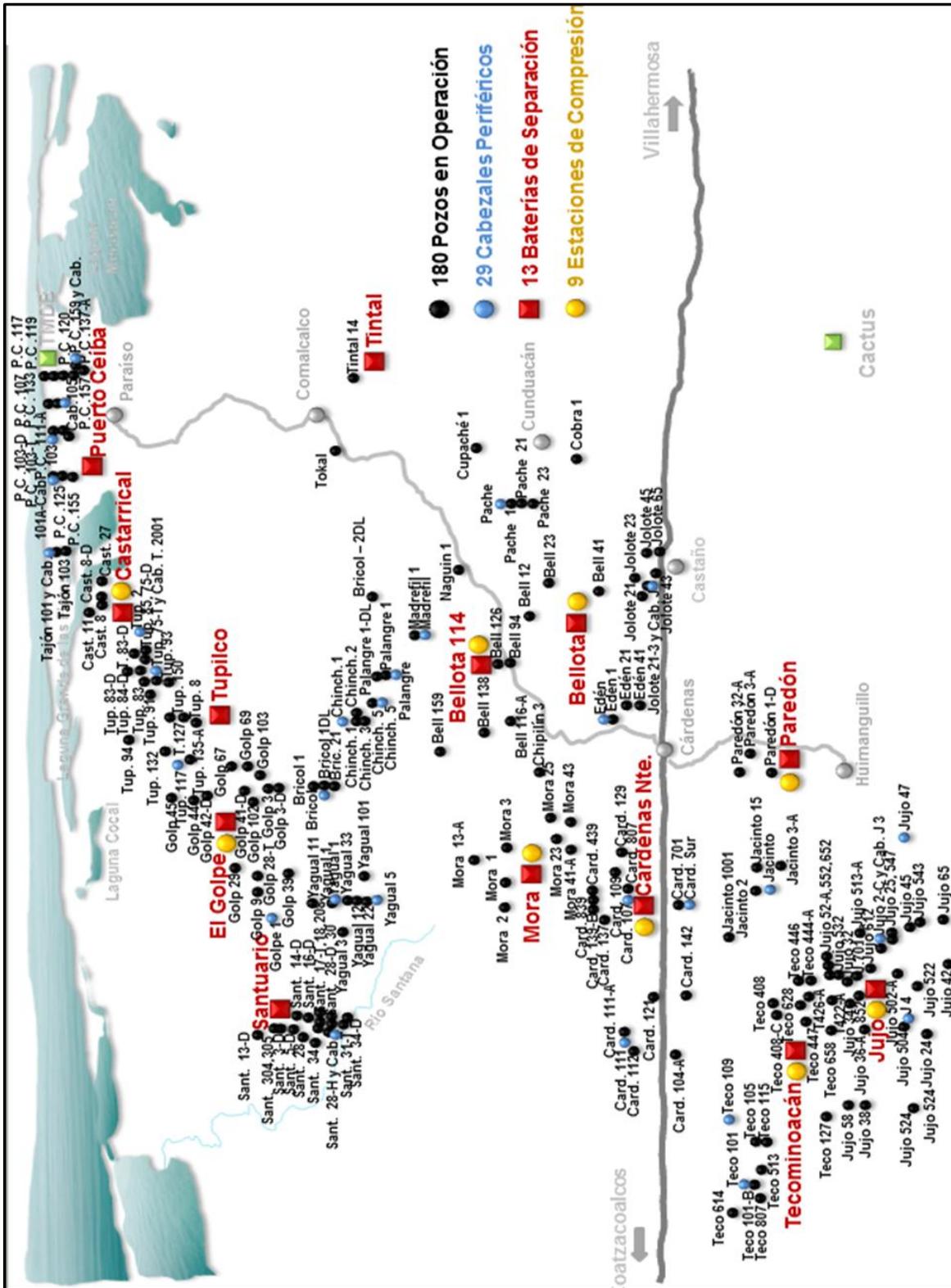


Fig. C6: Distribución de pozos e instalaciones del APBJ

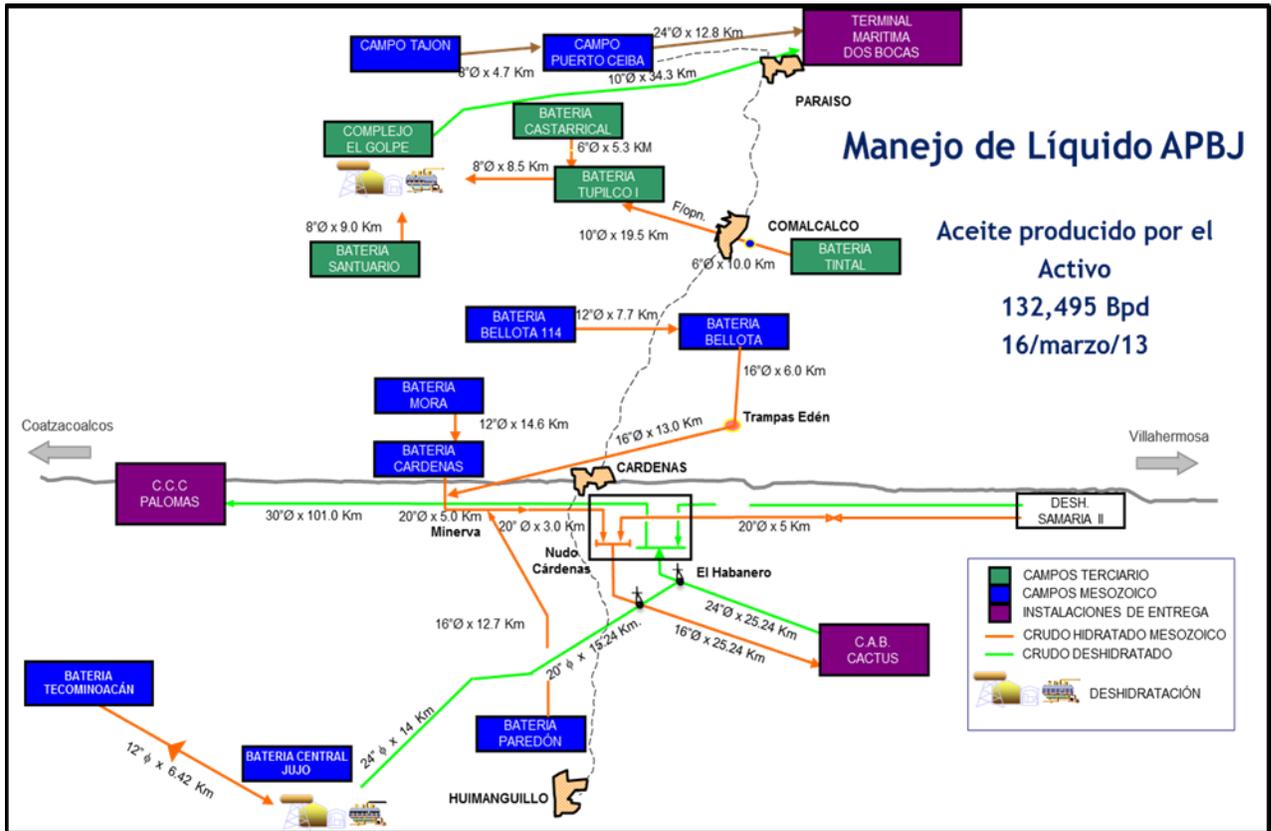


Fig. C7: Infraestructura superficial del APBJ para el manejo de aceite.

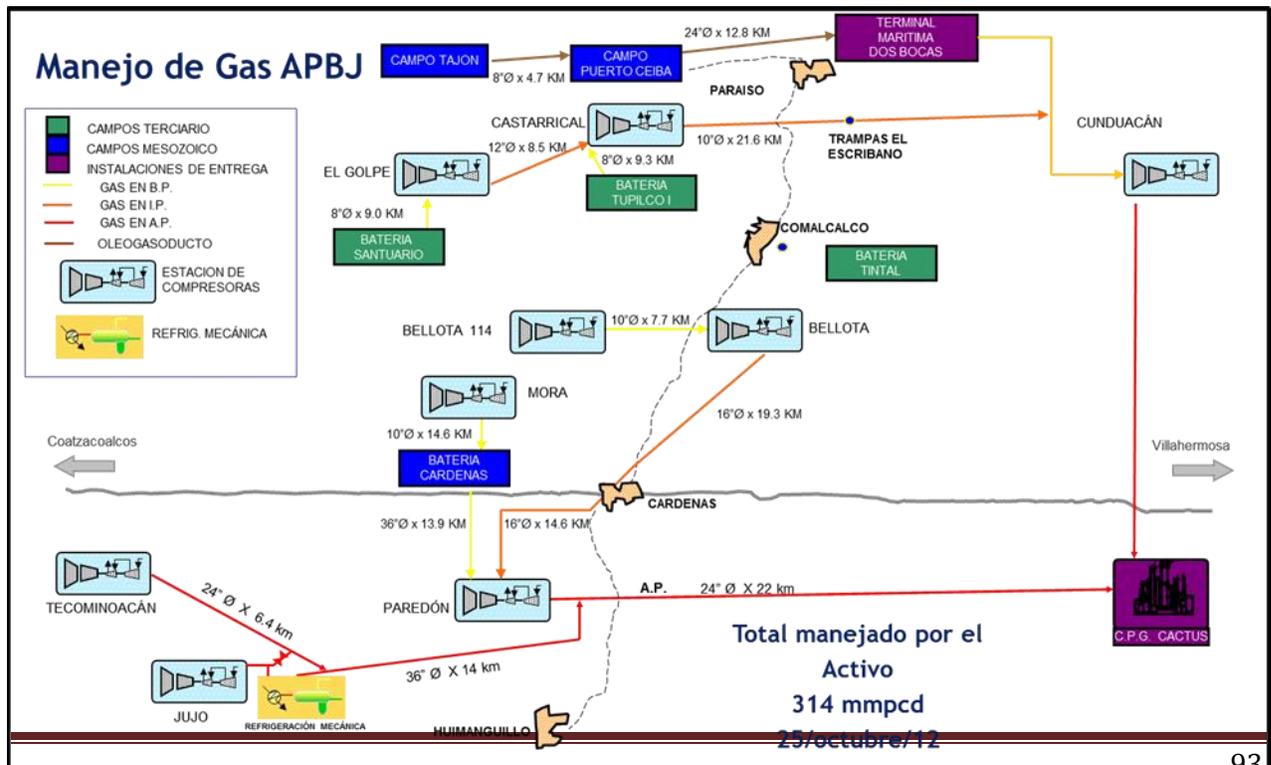


Fig. C8: Infraestructura superficial del APBJ para el manejo de gas.

Todos estos diagramas de la red de transporte de hidrocarburos en donde se especifican el tipo y procedencia de los fluidos, longitud y diámetro de los ductos, son de vital importancia, ya que debemos conocer a la perfección la infraestructura con la que contamos para poder tomar decisiones respecto al diseño y construcción de los ductos, pues para elaborar el modelo de flujo de la red de recolección necesitamos estos datos. Debemos por esto tener presente el conocimiento de nuestras instalaciones.

Siguiendo con los esquemas de infraestructura superficial, a continuación se presentan más a detalle la red de flujo de cada uno de los proyectos de explotación. En estos esquemas se podrán apreciar todos los ductos que parten desde los cabezales de recolección hasta las instalaciones de proceso.

- La figura C9 muestra el esquema de las redes de recolección del Proyecto de Explotación Bellota – Chinchorro.
- La figura C10 muestra el esquema de las redes de recolección del Proyecto de Explotación el Golpe – Puerto Ceiba
- La figura C11 muestra el esquema de las redes de recolección del Proyecto de Explotación Jujo – Tecominoacán.

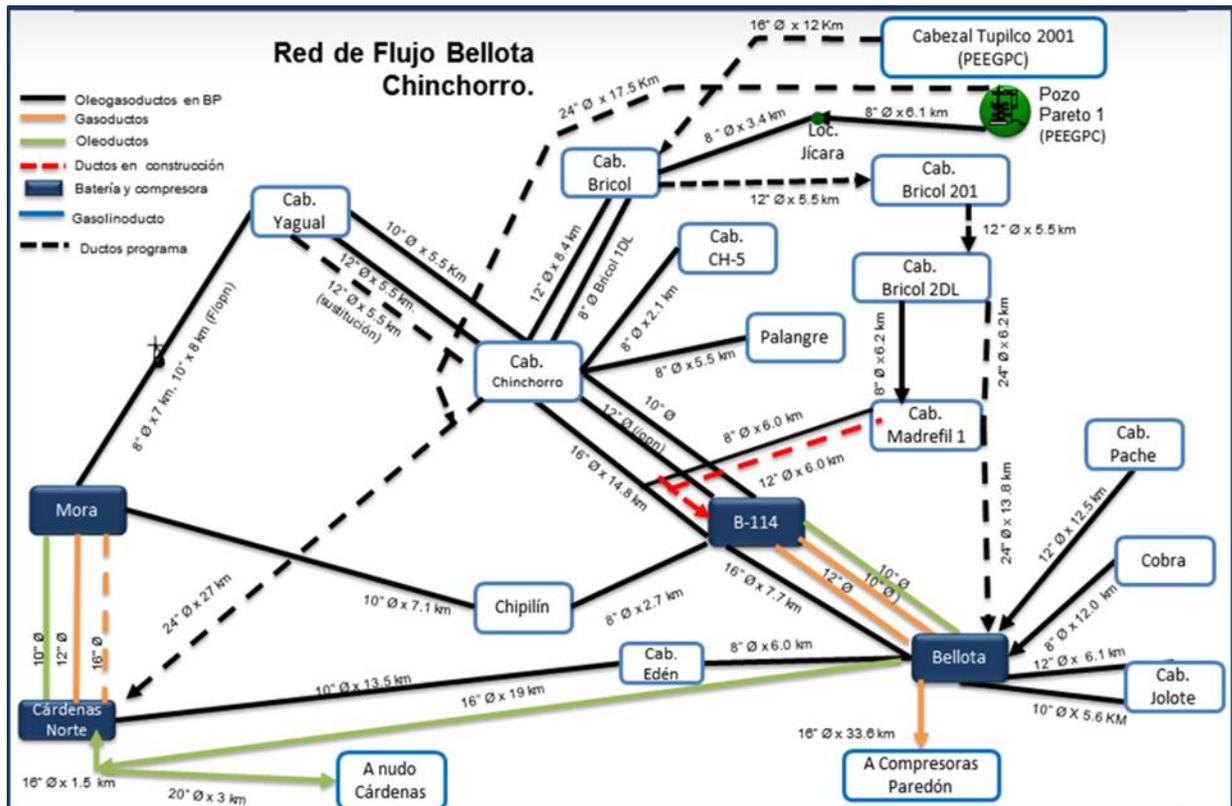


Fig. C9: Red de recolección del proyecto Bellota – Chinchorro.

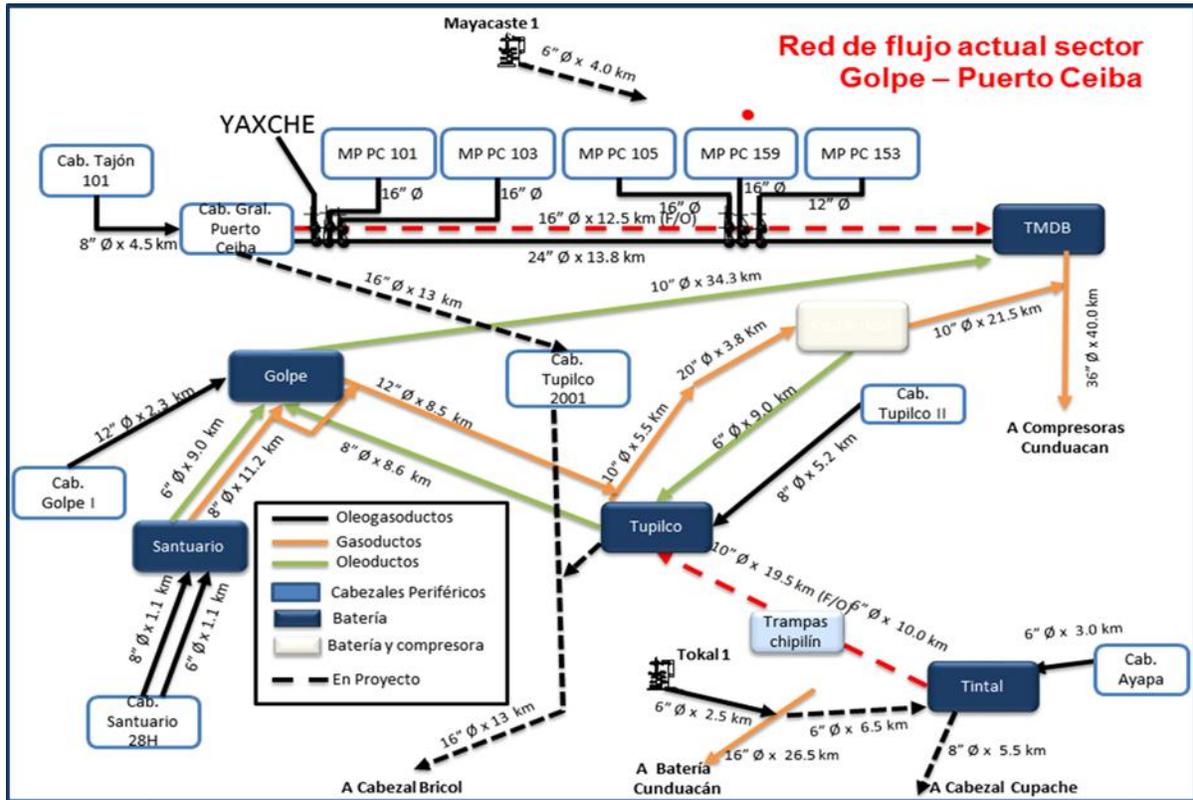


Fig. C10: Red de recolección del proyecto el Golpe – Puerto Ceiba

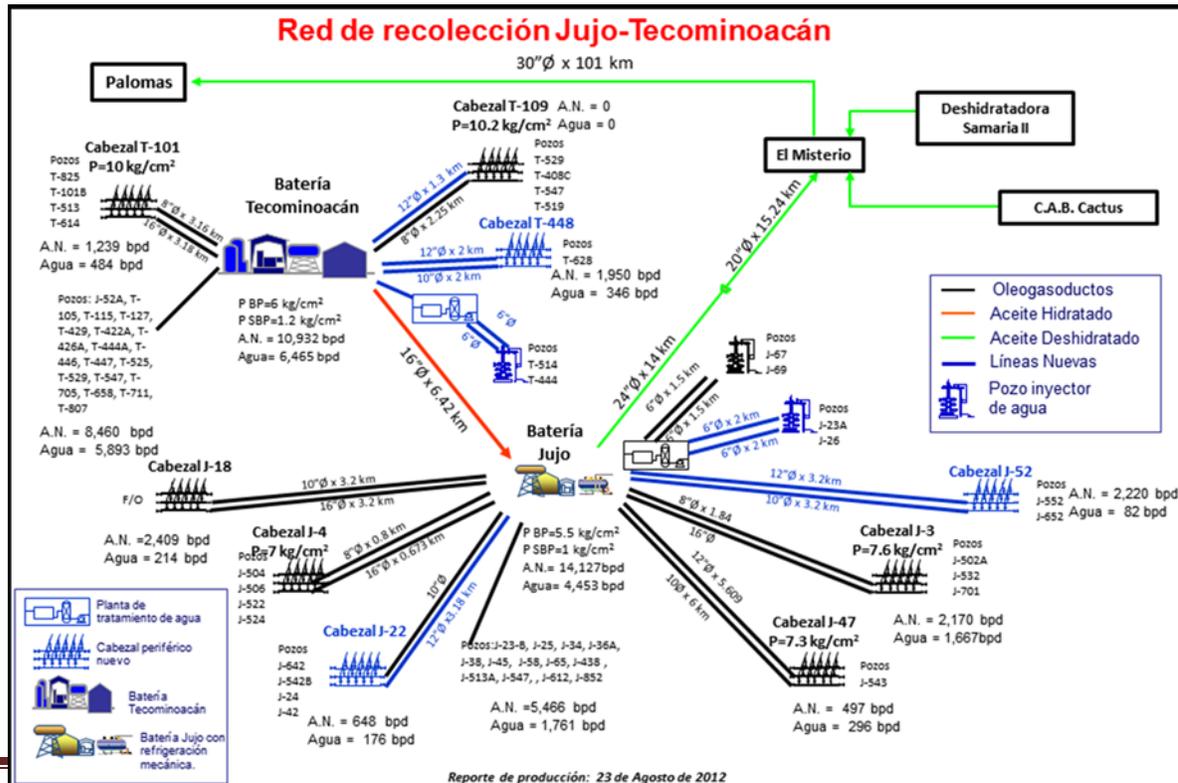


Fig. C11: Red de recolección del proyecto Jujo – Tecminoacán.

CAPÍTULO IV.- ANÁLISIS, DISEÑO Y MODELADO DE REDES DE RECOLECCIÓN.

IV.1 Análisis, diseño y modelado de redes de recolección.

Como hemos visto hasta ahora, todos los cálculos realizados para el diseño de los ductos que recolectan la producción de hidrocarburos culminan con la obtención de cualquiera de estos parámetros:

- 1) La caída de presión en la tubería.
- 2) El diámetro requerido para manejar cierto gasto.
- 3) El gasto esperado de acuerdo al diámetro de la tubería.

Además de un parámetro más que es de vital importancia a la hora de diseñar las redes de recolección y que veremos más adelante.

- 4) La capacidad de la tubería (velocidad de erosión).

Por lo tanto, dependiendo de la naturaleza del problema que estemos analizando, el procedimiento de cálculo nos llevará a la obtención de alguna de estas variables.

La premisa fundamental al diseñar las redes de recolección, es que sean capaces de transportar determinados gastos de aceite, gas y agua, para que los fluidos lleguen a un centro de proceso (batería de separación, refinería) o almacenamiento (terminal de distribución o exportación) con las condiciones de presión y temperatura necesarias ya sea para iniciar el proceso de separación, refinación o entrar a los tanques de almacenamiento, garantizando en todo momento la integridad de la red.

El diseño de las redes de recolección incluye las siguientes actividades:

1) **Evaluar el estado de la red existente:**

Es decir, si la red de recolección con la que se cuenta sigue siendo la adecuada para manejar la producción de aceite y gas, ya que con el tiempo la vida productiva de los pozos va cambiando o se van alineando a producción pozos nuevos, con lo cual se modifica la composición de la mezcla y la presión del sistema que a su vez afecta la relación gas aceite, por lo que tal vez los ductos que inicialmente se diseñaron para manejar una mezcla de fluidos con ciertas características ya no estén operando en condiciones óptimas. Es por esta razón que al presentarse alguna anomalía de flujo en el sistema integral de producción se acude a los simuladores de flujo para tratar de identificar el problema y así tomar las medidas necesarias para corregirlo.

2) **Evaluar estrategias para el manejo de la producción:**

Cuando se pretende incrementar el gasto en un ducto al incorporar alguna corriente de fluidos, o cuando se pretende sustituir la corriente de fluidos por otra mezcla totalmente distinta (p.e. convertir un oleoducto en gasoducto o viceversa), es necesario evaluar los efectos que ocasionará esta modificación en la red, ya que puede que el ducto

existente esté al límite de su capacidad y no sea capaz de transportar un mayor gasto, o tal vez el gas adicional que manejará sea una condicionante, puesto que el gas fluye generalmente en régimen turbulento a una velocidad mayor a la del líquido y ocasiona mayores caídas de presión que éste, es por esto que antes de hacer cualquier modificación de la red de recolección se analiza y se simula el impacto que traerá consigo éste cambio, y se determina si los ductos pueden ser utilizados para tal fin.

3) Diseñar nuevos ductos (dimensionamiento de tuberías).

Cuando los requerimientos de infraestructura demandan la construcción de nuevos ductos, se requiere simular el proceso de flujo en estos para dimensionarlos y posteriormente construirlos, es decir, partiendo de las necesidades de transporte de hidrocarburos se procede a simular la corriente esperada de fluidos con las condiciones de presión y temperatura esperadas suponiendo diferentes diámetros hasta obtener el diámetro óptimo.

4) Obtención de perfiles de presión y temperatura.

Éstas gráficas o perfiles sirven para observar cómo se comporta la red, y poder visualizar mejor donde se pueden presentar problemas, los perfiles de presión son gráficas de presión vs longitud, que nos van indicando como se va comportando la presión en los ductos, es decir, se puede apreciar como va cayendo la presión a lo largo de la tubería, y así podemos identificar en que tramos de la red hay caídas de presión excesivas que impidan llegar a destino con las condiciones adecuadas.

Por otra parte los perfiles de temperatura son graficas de temperatura vs longitud, estas son de vital importancia para conocer la temperatura de la mezcla a lo largo de la tubería, lo cual es útil para los ingenieros encargados de la construcción de los ductos, pues con estos perfiles pueden calcular el número y distribución de las omegas de expansión, ya que la temperatura elonga los ductos y puede llegar a deformarlos, lo cual ocasiona en algunos casos que se desentierren por el efecto térmico de pandeo al que es sometido.

5) Detectar cuellos de botella.

Esta actividad se refiere a la previsión que se debe tener para que la infraestructura superficial no sea insuficiente, el cuello de botella es un tramo de tubería de nuestra red, puede ser de cualquier diámetro y longitud, que en algún momento llega a estar a su máxima capacidad y que obstaculiza la producción de varios pozos, y estos tengan que ser estrangulados o cerrados por no contar con la infraestructura adecuada.

6) Identificación de patrones de flujo.

Cuando se presenta alguna anomalía de flujo, por ejemplo bacheo al llegar a los separadores o a la salida de los mismos, es necesario simular la red para saber dónde se está originando el patrón de flujo bache, para tratar de corregir esta anomalía. Afortunadamente los simuladores de flujo incluyen una función en la cual indican el patrón de flujo en cualquier tramo de la red.

Cada una de estas actividades que realiza el ingeniero de diseño de instalaciones, conlleva a una serie de pasos lógicos, los cuales se describen a continuación:

i) Analizar el problema:

Siempre se parte de un objetivo, es decir, el ingeniero de diseño identifica que es lo que se requiere evaluar; si lo que se requiere es corregir una anomalía, tratar de identificar la causa de la misma para plantear el problema en sí, y tener una idea inicial de cómo se debe de proceder para solucionarlo.

ii) Recopilación de información de gabinete y de campo,

Ya que se tiene una idea clara de lo que se requiere, hay que elaborar un modelo con ayuda de un simulador, para recrear las condiciones reales bajo las cuales opera nuestra red de recolección, pero para hacer el modelo necesitamos ingresarle al simulador los datos necesarios como por ejemplo, producción por pozo, la longitud de los ductos, diámetros de tuberías, temperatura por pozo, presión en los nodos de la red (pozos, cabezales, entrada del separador, etc.) Estos datos son a los que se refiere como información de campo y de gabinete; la información de campo es por ejemplo la longitud de los ductos que en ocasiones no se tiene pues no existen planos de su construcción, pero sin embargo ésta información puede obtenerse de los rótulos que tiene cada tubería ya sea en la llegada a los cabezales o a las beteras; información de gabinete es la que podemos obtener de documentos oficiales como los reportes de producción o reportes de operación de los pozos.

iii) Elaborar un modelo de la red de flujo y ajustarlo.

Una vez que tenemos todos los datos que requiere el simulador, se elabora y se corre el modelo para saber si se comporta de forma similar a la realidad, si los resultados que arroja el simulador no son parecidos a los reales, se procede a ajustar el modelo, ajustar se refiere a ir modificando ligeramente los datos de entrada o ir cambiando las correlaciones que usa el simulador con el fin de lograr que reproduzca lo más exacto posible las condiciones reales de operación, el que tan cercano debe de ser este ajuste depende del ingeniero de diseño, pero por lo general se recomienda una desviación de no más del 10 por ciento. La forma de saber si nuestro modelo está ajustado es comparando los valores de presión en los nodos calculados con el simulador, con los valores reales de presión en los nodos medidos en campo.

iv) Simulación de nuestro modelo bajo diversos escenarios.

Ya que contamos con un modelo ajustado de nuestra red, procedemos a variar las condiciones de operación de acuerdo con los requerimientos del problema en estudio para poder resolverla.

v) **Interpretar los resultados.**

Cuando ya se han realizado las corridas de software suficientes bajo diversos esquemas y escenarios, el ingeniero de diseño identifica cuales son las variables de interés y determina la causa problema.

vi) **Plantear soluciones**

Una vez que se tiene bien identificado el problema, se proponen diversas soluciones, todas justificadas con su respectiva simulación en el software, y las cuales garantizan un óptimo desempeño de la red de recolección. Es importante proponer varias soluciones para que la dependencia encargada de la administración de los recursos pueda evaluar los beneficios desde el punto de vista tanto técnico como económico.

La figura D1 muestra los pasos a seguir durante el proceso de análisis, diseño y modelado de las redes de recolección.



Fig. D1: Proceso de Análisis diseño y modelado de las redes de recolección.

Cada uno de estos pasos del diseño de redes de recolección requiere de los conocimientos del ingeniero de diseño, sobre todo para identificar los problemas y proponer soluciones, ya que muchas veces las soluciones las determina la configuración y distribución de las redes, por esta razón se debe de contar con un amplio conocimiento de la infraestructura para poder tener presente en todo momento la capacidad y localización de los ductos, para poder usarlos en determinado momento y no tener que construir nuevos ductos cada que se presente un problema.

IV.2 Ocupación de los ductos

Al comienzo de este capítulo se mencionó que la base del diseño de las redes de recolección es garantizar en todo momento la integridad de la misma, es por esta razón que siempre que se diseñan los ductos se le presta especial atención a un parámetro conocido como velocidad de erosión, el cual se describe a continuación

IV.2.1 Velocidad de erosión

Es común que se registre un mayor desgaste en las paredes de los gasoductos que en el de los oleoductos. Esto se debe al alto poder erosivo del gas, que se acentúa a altas velocidades, en el caso de los oleoductos el daño prácticamente es nulo a menos que se incremente la relación gas líquido. El gas se desplaza considerablemente más rápido que el líquido debido a que su viscosidad es muy baja lo cual provoca que no haya una oposición fuerte al flujo como en el caso de los líquidos que son más viscosos, además a lo largo de los ductos el gas se va expandiendo lo cual provoca un impulso extra para que el gas fluya y alcance mayores velocidades.

El flujo erosivo ocurre cuando las gotas de líquido o los sólidos que arrastra la corriente de hidrocarburos impactan las paredes de la tubería provocando pequeñas horadaciones que exponen el metal a los fluidos provocando así corrosión, y entre más fuerte sea el impacto es más probable que el metal se erosione. Un incremento en la velocidad del fluido provoca precisamente un mayor impacto de las partículas contra el metal.

La velocidad a la cual ocurre la erosión no se ha podido determinar de manera exacta pues la presencia de sólidos en el flujo puede provocarla a bajas velocidades. Sin embargo una serie de experimentos en sistemas de flujo multifásico indican que la erosión ocurre cuando la velocidad de flujo excede el valor dado por la siguiente expresión:

$$v_e = \frac{C}{\sqrt{\rho_g}} \quad (4.1)$$

Donde:

v_e = velocidad de erosión [ft/seg]

ρ_g = densidad del gas [lb/ft³].

C = constante empírica.

Antes de 1990 el API sugería un valor de 100 para C en el caso de ductos de uso continuo, y un valor de 125 para ductos de uso intermitente. Estudios de campo indican que pueden usarse valores de C mayores a 100 si la corrosión es controlada³ (con inhibidores u otros medios). A partir de 1990 el API sugiere que pueden ser usados valores de entre 150 y 200 para ductos de uso continuo que no presentan corrosión o si ésta es controlada tomando en cuenta que hay sólidos presentes en la corriente de hidrocarburos. Para uso continuo sin presencia de sólidos pueden usarse valores de C mayores a 250. Cuando se predice la producción de arena, la

velocidad de flujo puede ser reducida y debe ser monitoreado el espesor de la pared periódicamente.

Actualmente no hay un sistema universal aceptado para estimar la velocidad de erosión, pero el API ha sugerido que la ecuación 4.1 no es apropiada para todos los posibles flujos. API recomienda dividir los criterios de velocidad de erosión en 4 grupos:

- Flujo limpio: sin corrosión ni sólidos.
- Flujo erosivo: hay sólidos presentes en la corriente de flujo pero no hay corrosión.
- Flujo corrosivo: la corrosión está presente pero sin sólidos.
- Flujo erosivo y corrosivo.

Para el flujo limpio no se requiere una restricción para la velocidad de erosión. Sólo se recomienda no rebasar los 60 [ft/seg] para evitar ruido excesivo.

Para flujo erosivo, la velocidad de erosión puede ser determinada con la siguiente ecuación:

$$v_e = K_s \frac{d}{\sqrt{Q_s}} \quad (4.2)$$

Donde:

v_e = velocidad de erosión [ft/seg]

K_s = factor de adecuación.

d = diámetro interno [in]

Q_s = gasto de sólidos [ft³/día].

El factor de adecuación K_s se obtiene de manera experimental y depende de entre otras cosas de la relación gas líquido, de las dimensiones y material de la tubería.

En el caso de flujo corrosivo y erosivo – corrosivo, todavía no hay estudios disponibles para determinar la velocidad de erosión.

Las imágenes D2 y D3, muestran cómo se produce la erosión de las tuberías por el impacto de los sólidos y líquidos cuando la velocidad del gas alcanza velocidades elevadas.

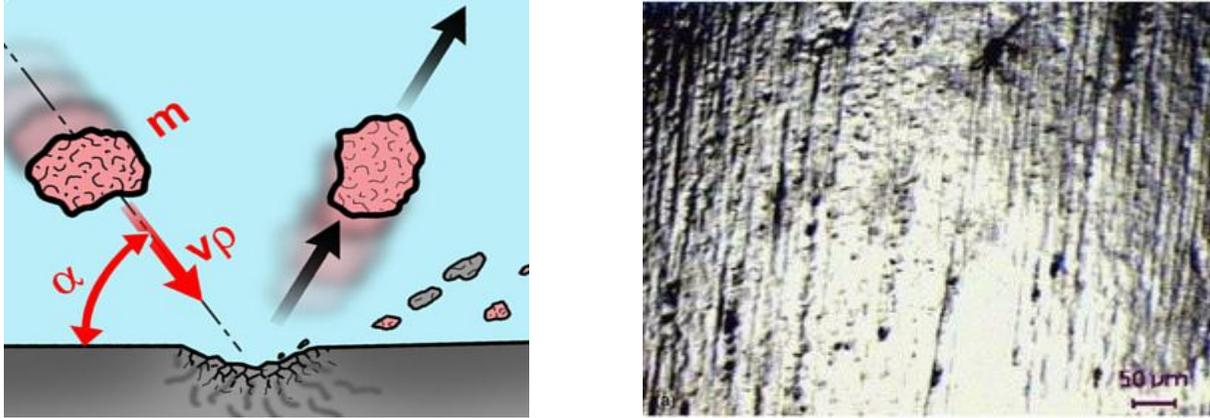


Fig. D2: Vista a nivel microscópico del impacto de las partículas contra las paredes de la tubería.



Fig. D3: Erosión por alta velocidad del gas y presencia de sólidos en la corriente de fluidos

IV.2.2 Capacidad u ocupación de las tuberías

Conforme el gas pierde presión se va expandiendo y es cada vez menos denso lo cual ocasiona que viaje cada vez más rápido pudiendo alcanzar la velocidad de erosión, por esta razón cuando se diseñan las tuberías se pone especial atención a este parámetro para supervisar que bajo ninguna circunstancia el gas viaje a una velocidad cercana a la velocidad de erosión.

Para visualizar mejor lo anterior se introduce un parámetro llamado relación de velocidades V_{ratio} , también es conocida como capacidad de la tubería u ocupación de la tubería, la cual se describe a continuación:

$$v_{ratio} = \frac{v_g}{v_e} \quad (4.3)$$

Con el simulador se obtiene la velocidad del gas a lo largo de toda la tubería. Y la velocidad de erosión es una constante. Con estos parámetros el mismo simulador nos indica la relación de velocidades y graficamos longitud de los ductos vs v_{ratio} , y así podemos visualizar en que tramos de la red se tiene flujo erosivo o si se está cerca de alcanzarlo.

En el capítulo V, se presenta un ejemplo de diseño de una red, en dicho ejemplo se presentan las gráficas de ocupación de los ductos, y se explica la interpretación de las mismas.

Cuando $v_{ratio} \geq 1$ el flujo es erosivo y seguramente se estén dañando las paredes internas de los ductos. Como regla general un ducto puede operar sin problemas cuando $v_{ratio} \leq 0.9$, por arriba de este valor puede que se comience a erosionar la tubería y después de cierto tiempo el ducto sufra daños graves pudiendo ocasionar un derrame, o si es detectado el desgaste a tiempo, la sustitución de los tramos que presenten serios daños representarían elevados costos que pudieron haber sido evitados con un análisis y supervisión de estos parámetros.

La figura D4 muestra un perfil de velocidades de erosión, en donde en el eje de las ordenadas tenemos v_{ratio} , y en el de las abscisas tenemos distancia, cada una de las líneas representa una sección de tubería, lo que se pretende analizar al inspeccionar esta grafica es que la v_{ratio} no alcance un valor mayor al 0.9 (90%). Como ejemplo podemos ver que la tubería que se encuentra más cerca de este valor es la representada por la línea roja, que se puede apreciar en el eje de las abscisas se encuentra al 80% de su capacidad

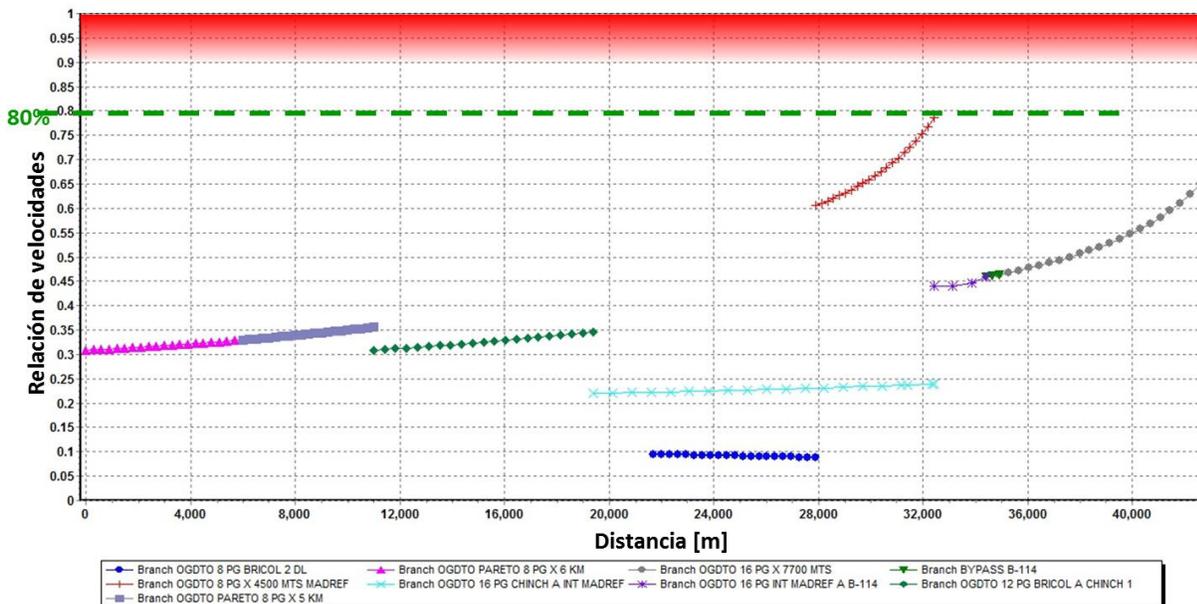


Fig. D4: % de Ocupación de los ductos

Schumberger
Created by JMRAMIR on 27/09/12 14:46:12

CAPÍTULO V.- Análisis Diseño y Modelado de una red de recolección en el activo Bellota - Jujo

A continuación se presenta todo el proceso que conlleva el diseño, análisis y modelado de una red de recolección.

Ejemplo de aplicación

Manejo de la Producción del campo Pareto

Actualmente se está perforando el pozo Pareto11, el cual es un pozo de desarrollo del campo Pareto, y se desea saber si la infraestructura existente es suficiente para manejar la producción de éste pozo bajo diferentes esquemas de explotación, es decir, se requiere conocer cuál es el gasto máximo que podría aportar el pozo a la red y que ésta siga operando en condiciones óptimas.

Por otra parte, los planes de desarrollo del campo prevén la perforación de 7 pozos más y los especialistas de productividad y de yacimientos esperan obtener una producción de 43000[bpd] para el 2015. Por lo tanto han encomendado la labor al ingeniero de instalaciones superficiales de proponer alternativas para manejar la producción de este campo, es decir se solicita al ingeniero de instalaciones el diseño de nuevos ductos, para lo cual tendrá que proponer diversas trayectorias y dimensionar el diámetro de esta nueva red, donde tendrá que elaborar el modelo de simulación y así visualizar como se va a comportar el flujo.

Antes de explicar el procedimiento de análisis y solución del problema hay que mencionar que la prioridad del ingeniero de diseño de instalaciones, es prever los requerimientos y necesidades de infraestructura, para evitar a toda costa que la infraestructura sea insuficiente para manejar la producción del activo, ya que es inadmisibles que teniendo pozos productores que puedan dar buenos gastos, estos se mantengan cerrados o estrangulados muy por debajo de su capacidad de producción debido a la nula previsión de infraestructura requerida. Incluso antes de perforar los pozos o al momento de estarlos perforando ya se debe de tener el diseño y caculos de ingeniería para la construcción de los ductos, puesto que al momento de corroborar que el pozo resultado productor deben de iniciar inmediatamente las tareas de construcción de los mismos para disminuir en la medida de lo posible el retorno de la inversión del pozo, ya que se han dado casos en los que se perforan pozos que resultaron productores y tienen que permanecer cerrados varios meses por la falta de planeación en el análisis de requerimiento de infraestructura. Por el contrario, también se han presentado casos en los que se han adelantado a construir infraestructura en campos que no llegaron a producir lo previsto, sin embargo este error ya no recae en manos del ingeniero de diseño de instalaciones.

Ahora si procedemos a solucionar el problema.

Paso 1) analizar el problema.

Lo que se requiere es evaluar cómo se comporta la red existente cuando incrementemos el gasto que circula en los ductos.

Para comenzar, tenemos que ubicar la red en estudio para poder visualizar sus componentes, la figura E1 muestra el diagrama de flujo de la infraestructura superficial del proyecto Bellota – Chinchorro, donde podemos observar el trayecto de los fluidos producidos en el campo Pareto hasta llegar a la batería de separación Bellota.

CAPÍTULO V: Análisis, diseño y modelado una red de recolección en el activo Bellota - Jujo

En la imagen E2, podemos apreciar más a detalle la red de flujo que interconecta la recolección de los campos Pareto, Bricol y Madrefil, cuyo destino inmediato es la batería Bellota, donde la presión a la entrada del separador es de 6.5 [kg/cm²]. En esta imagen podemos apreciar los pozos que aportan el flujo a la red los cuales son:

- 1) Pareto 1
- 2) Bricol 1
- 3) Bricol 21
- 4) Bricol 2DL
- 5) Madrefil

En la imagen se indica y se resalta en letras rojas el pozo Pareto 11 que se abrirá a producción. Este pozo se localiza en la misma pera del Pareto 1, así que obviamente su producción se mandará por el mismo ducto que la del Pareto 1.

Ya que tenemos bien ubicada nuestra red e identificado el problema, procedemos al siguiente paso.

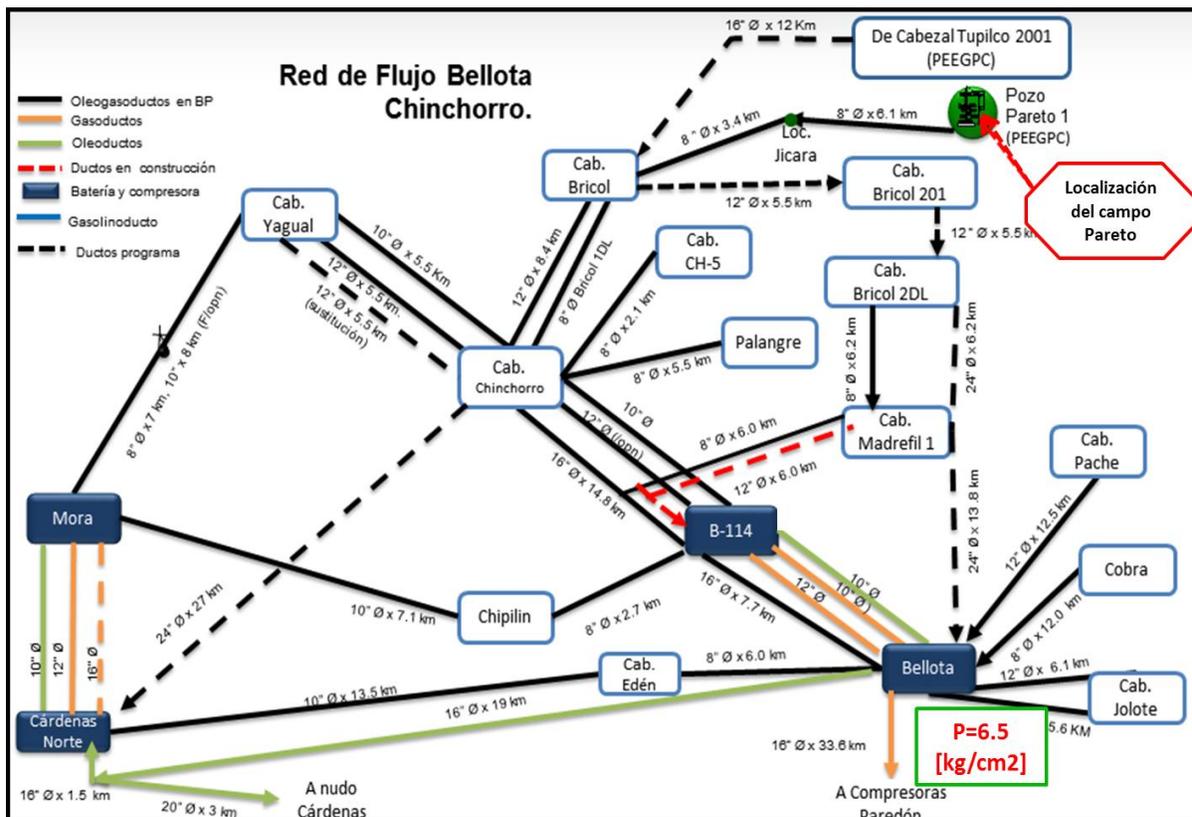


Fig. (E1) Red Bellota Chinchorro

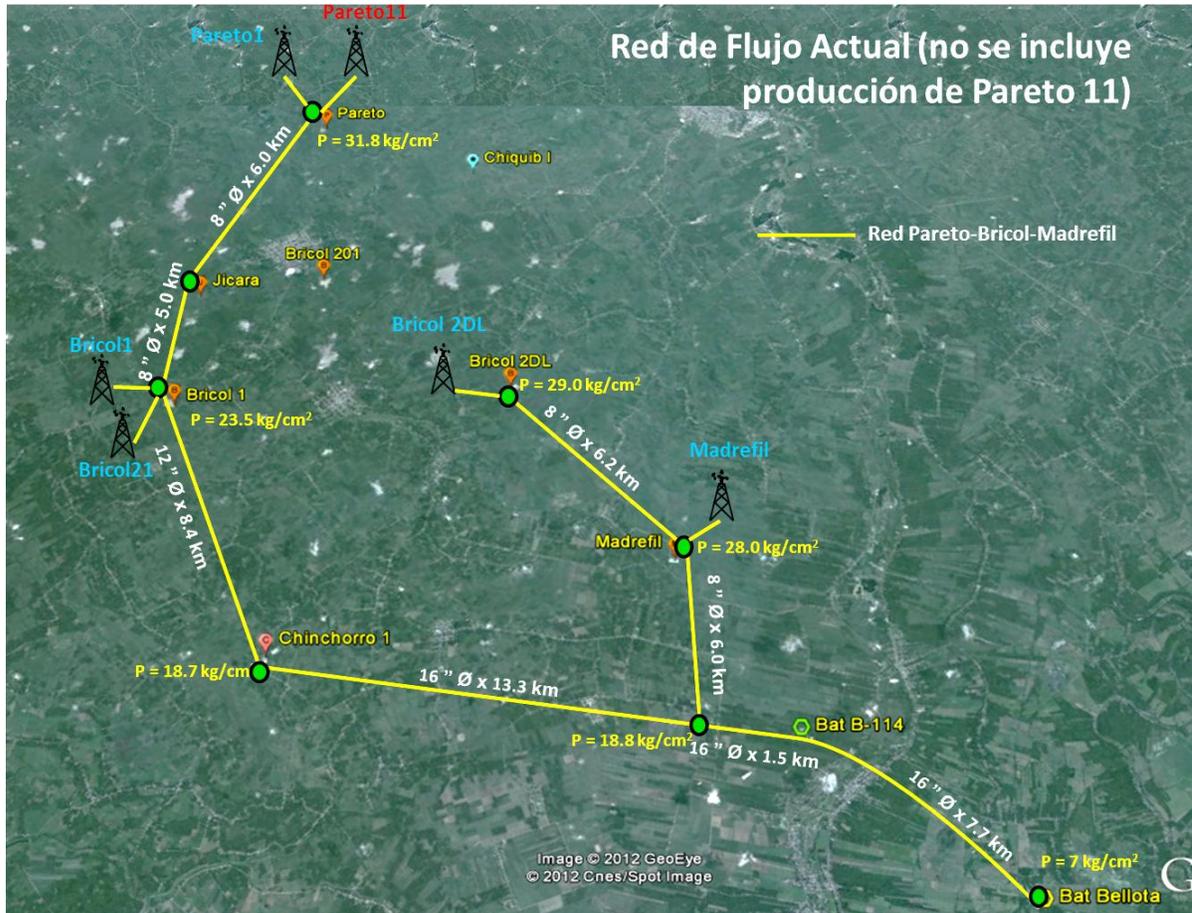


Fig. (E2) Red de recolección Pareto – Bricol – Madrefil.

Paso 2) Recopilación de información de gabinete y de campo.

Tenemos que hacer un modelo que simule las condiciones actuales de flujo, para lo cual necesitamos un software que nos permita analizar el flujo multifásico en tuberías; existen diversos software en el mercado para este fin como el PRO II, PIPEFACE, SIMPL2, GENNET-M, PIPESIM, entre otros. Para la solución de este problema se utilizó PIPESIM.

Para elaborar el modelo necesitamos información que introduciremos en nuestro simulador, los datos que se nos piden son:

- Gasto por pozo
- Temperatura de la mezcla en cada pozo
- Diámetros de los ductos
- Longitud de los ductos
- Propiedades de los fluidos (densidad, factor volumétrico, viscosidad, etc.)
- Relación gas líquido,
- Rugosidad de la tubería
- Coeficiente de transferencia de calor,
- Corte de agua por pozo

Es aquí que inicia la fase de recopilación de información, ya que no todos estos datos se tienen a la mano, y como se mencionó en el pasado capítulo, la información puede ser de campo o de gabinete; de gabinete se refiere a lo que se tiene documentalmente pero que aun así se tiene que recopilar, pues hay que indagar para saber dónde podemos obtener esta información; por otra parte, la información de campo se refiere a la que por alguna razón no se tiene de manera documental y es necesario salir a las instalaciones para recabar esta información. Por ejemplo, un análisis PVT para conocer las propiedades de los fluidos es información de gabinete; o por ejemplo cuando no se cuenta con los planos que indican la longitud de los ductos, el ingeniero de diseño de infraestructura superficial tendrá que ir hasta las instalaciones a observar el rotulo que tienen las tuberías donde se indica la longitud de la misma, a esto se le llama información de campo.

La información para realizar éste modelo se obtuvo de diversas fuentes:

- La información requerida por pozo como el gasto, el RGA, el corte de agua, la presión, todos estos datos se obtuvieron del reporte diario de producción del activo, en donde se especifican todos los parámetros importantes de cada pozo.
- La temperatura por pozo se obtiene de un reporte de monitoreo de los pozos.
- La longitud de las tuberías se obtiene de los planos de construcción de las mismas,
- Las propiedades de los fluidos se obtienen de un análisis PVT del pozo, si no se cuenta con éste, se busca el análisis PVT de un pozo de correlación,
- La rugosidad de la tubería es proporcionada por el fabricante.
- El coeficiente de transferencia de calor también es un dato conocido y se usa el mismo para toda la región en donde ya se conocen las características del suelo y las temperaturas a las que están expuestas los ductos.

Los datos utilizados para éste problema son los siguientes:

- La longitud de los ductos son las que se muestra en la figura e2
- La información por pozo es la siguiente:

pozo	Q _L [bl/Día]	Agua %	Q _g [MMPCD]	°T [°C]	∅ estrang. [in]
Pareto 1	3761	12	1.2	91	1/2
Bricol 1	3786	19	5.2	85	5/8
Bricol 21	2276	33	1.7	85	3/4
Bricol 2DL	3264	1	2.7	103	93/64
Madrefil	9338	1	14.1	110	1
Pareto 11	6163	0	11.9	91	3/4

Fig. E3: Datos de entrada para realizar el modelo de la red

Paso 3) Elaborar el modelo de la red de flujo y ajustarlo.

Ya que tenemos disponible toda esta información, comenzamos a elaborar el modelo en el simulador, en la figura E4, se puede apreciar cómo se van añadiendo los datos de la red al simulador para que éste vaya recreando las condiciones de flujo.

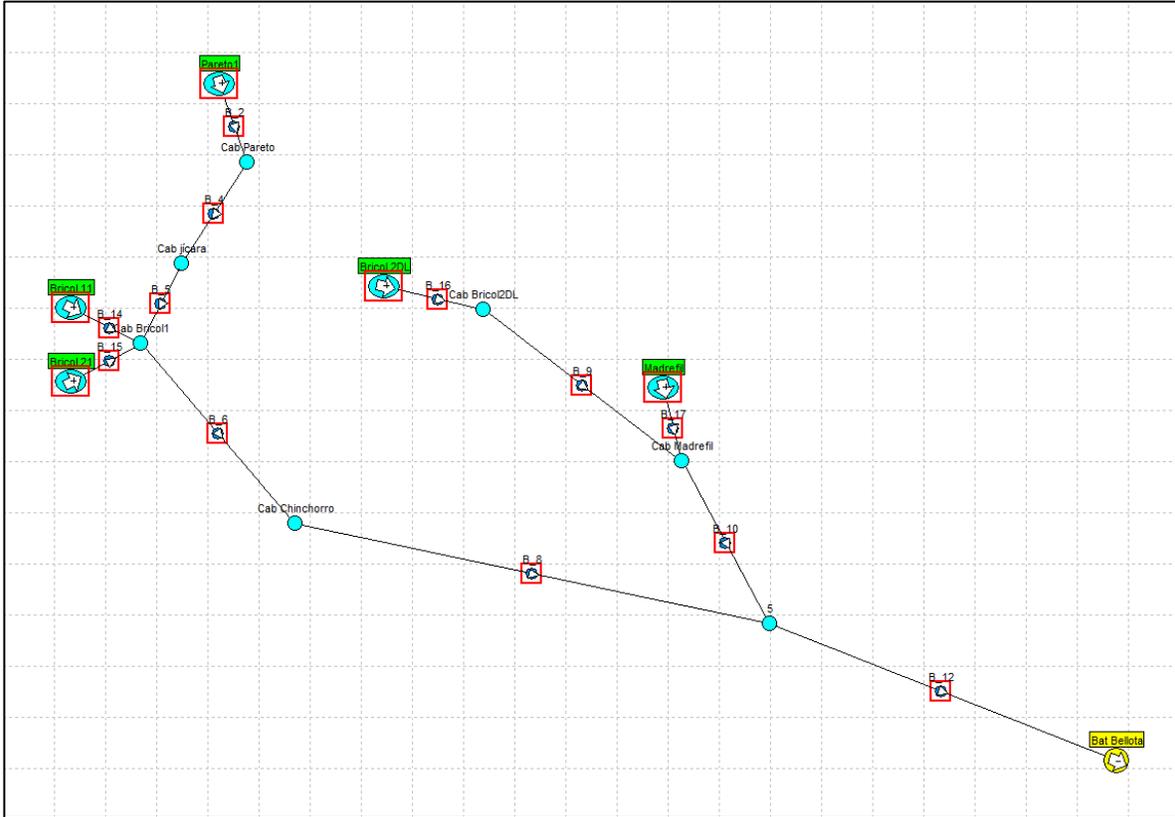


Fig.E4 diseño de la red de Recolección en PIPESIM

Al terminar de ingresar toda la información en el simulador se corre el modelo, el software nos tiene que arrojar como resultado la presión en todos y cada uno de los nodos de la red, en el capítulo I se definieron los componentes de la red de recolección incluyendo los nodos, en la figura E2 se pueden ver los nodos considerados para este modelo, los cuales están representados por un círculo verde. Tanto para el nodo fuente como sumidero se considera que la energía es constante al momento de la simulación.

Generalmente la ubicación de los nodos que definimos en el simulador coincide con los puntos de la red en donde tenemos un instrumento capaz de registrar la presión, la forma de saber si nuestro modelo está ajustado, es verificando que la presión calculada por el simulador en cada nodo coincida con las presiones medidas físicamente (del manómetro o manógrafo) en dichos nodos, es decir, de lo contrario se determina que el modelo no está ajustado, esta desviación del modelo puede deberse a diferentes causas:

- 1) Posiblemente hayamos capturado un dato de manera errónea
- 2) Errores en el diseño de nuestra red en el simulador.
- 3) Alguno de los datos haya sido medido de forma incorrecta
- 4) Las correlaciones empleadas para el cálculo de las propiedades de los fluidos no sean las adecuadas.
- 5) Las correlaciones de flujo multifásico empleadas para el cálculo de la caída de presión no sean las adecuadas para ese problema.

Si al correr la simulación determinamos que el modelo no se ajusta a la realidad, volvemos a revisar nuestro modelo tratando de encontrar el error, suele suceder que el error provenga de un dato mal medido en campo, como por ejemplo el gasto de un pozo, ya que en ocasiones el proceso de medición no se apega a las normas establecidas, es ahí cuando entra en juego la experiencia del ingeniero de diseño para saber que parámetros puede manipular y de ésta forma ajustar el modelo para que éste se comporte lo más cercano posible a la realidad.

Finalmente, después de corregir el modelo por prueba y error (aunque puede ser que se ajuste a la primera con la información que se tiene), éste debe comportarse como el modelo real, esto es, que las presiones medidas físicamente en cada nodo, coincidan con las presiones obtenidas con el simulador en los mismos nodos. La figura E6 nos muestra cómo queda nuestro modelo ajustado.

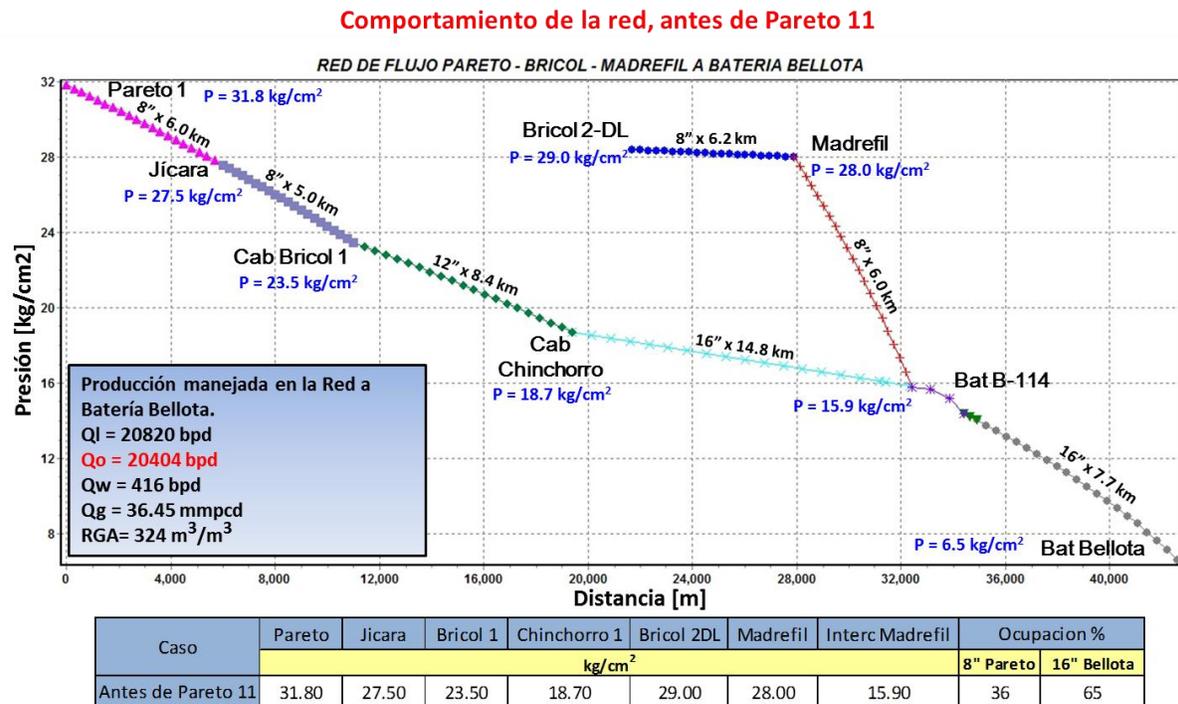


Figura E6: red ajustada

En la figura E7 podemos observar que las presiones medidas físicamente en los nodos y la presión calculada con el simulador coinciden o se aproximan muy bien.

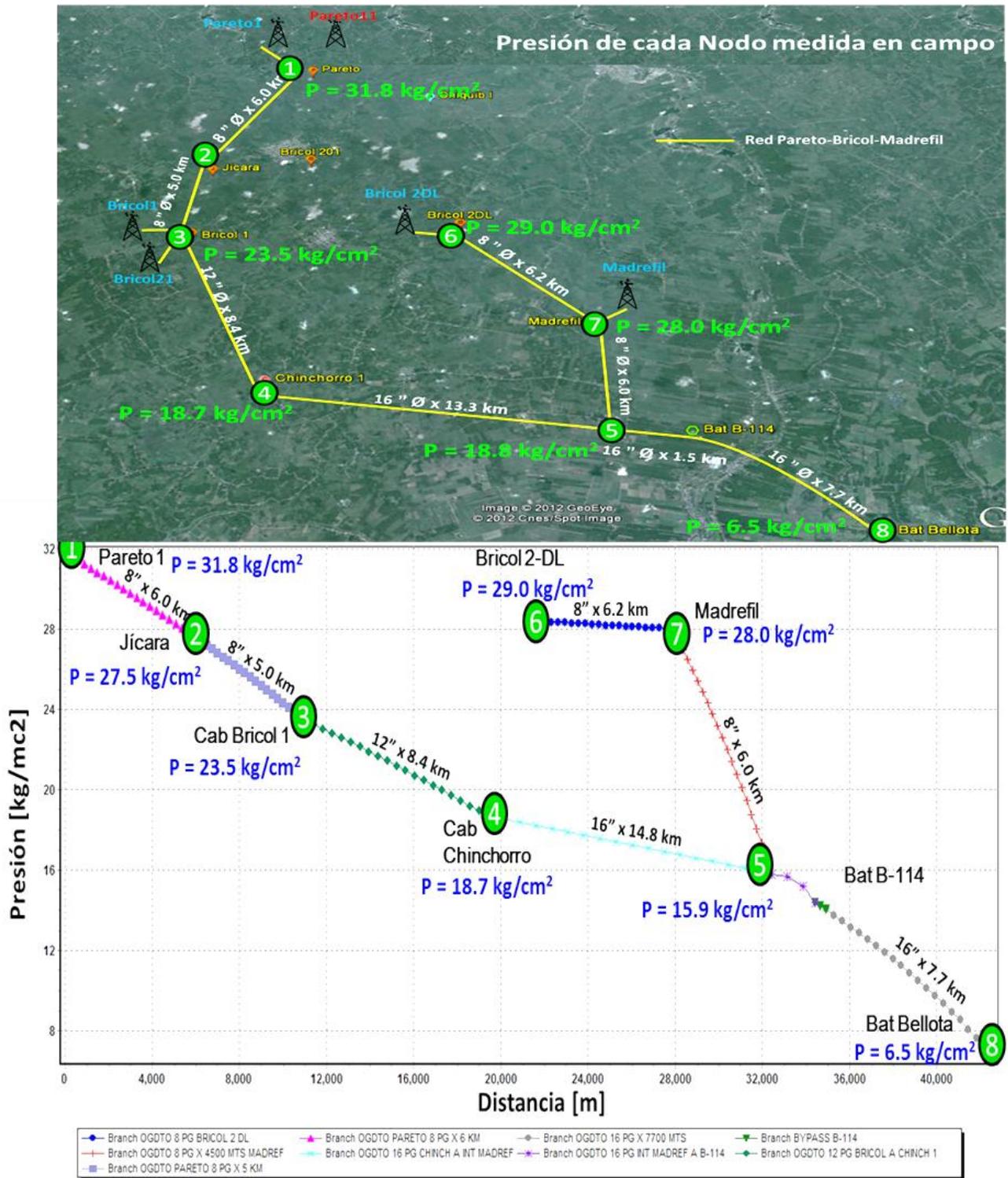


Figura E7: Comparación entre la presión medida en los nodos y la presión obtenida con el simulador.

Una vez que tenemos el modelo ajustado, se revisa otro parámetro que es considerado uno de los de mayor importancia al momento de diseñar los ductos, éste es la ocupación de las tuberías, éste parámetro ya fue descrito en el capítulo anterior y también se le conoce como capacidad de la tubería o relación de velocidades ($v_{ratio}=v_g/v_e$); entonces graficamos la capacidad a la cual se encuentra la red vs distancia (longitud de los ductos), antes de incorporar la producción de Pareto 11, esto se muestra en la figura E8.

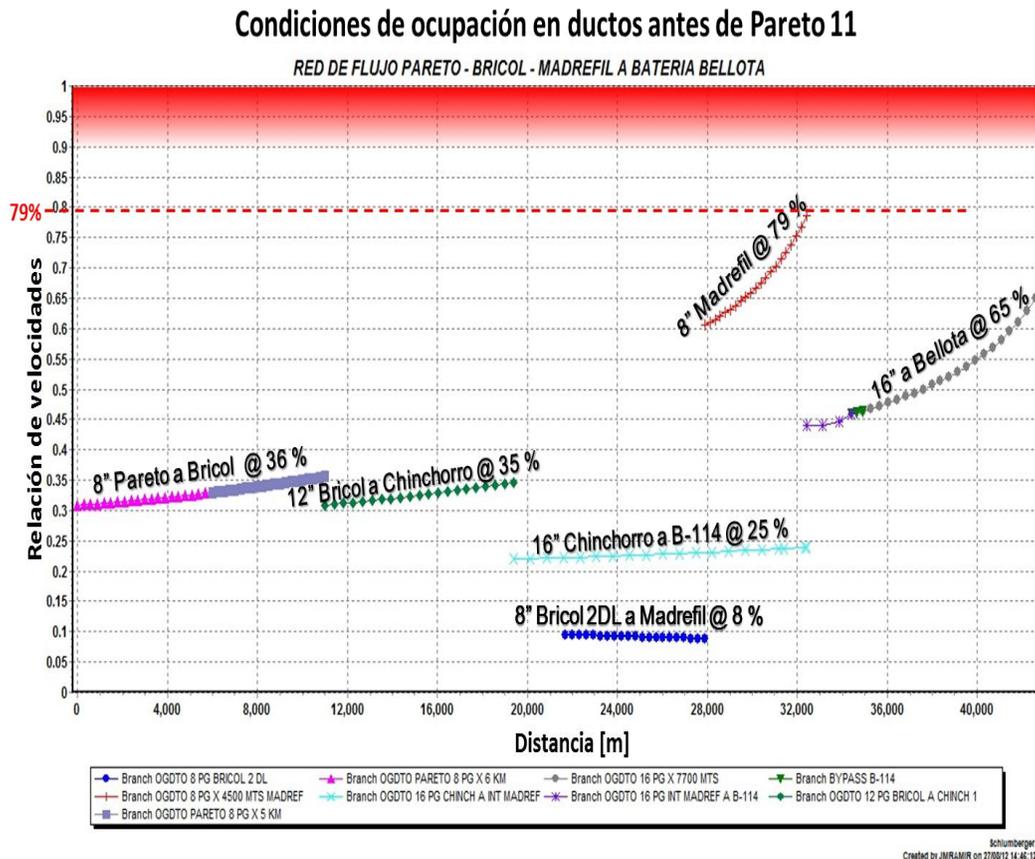


Figura E8 Capacidad de los ductos antes de Pareto 11

De la gráfica anterior podemos determinar que el tramo más crítico es el ducto de 8" de diámetro y 6[Km] de longitud que va desde Madrefil a batería bellota 114, ya que se encuentra al 79% de su capacidad, es decir, está cerca de que el gas que circula por ese tramo alcance la velocidad de erosión; el ducto que le sigue en grado de criticidad es la línea de 16" de diámetro y 7.7 [km] de longitud que llega a batería bellota.

El por qué estos tramos de la red presentan la mayor criticidad se explica a continuación:

El extremo de una red de flujo cercano a el nodo sumidero siempre será uno de los más críticos, ya que por él circula la producción proveniente de los demás nodos fuente (pozos), la gran cantidad de fluidos que pasa por este tramo ocasiona grandes caídas de presión puesto que para poder transportar tal masa de fluidos tendrá que incrementarse la velocidad de flujo lo cual ocasiona grandes caídas de presión y a su vez se incrementa la velocidad del gas por efectos de expansión del mismo. El tramo crítico en el cual se esperan las mayores caídas de presión es el ducto de 16" y 7.7 [km] que llega a batería bellota, por lo tanto es normal que

tenga este comportamiento y se alcance un valor de ocupación alto. Por otro lado la línea que muestra mayor ocupación en la red es la de 8" y 6[Km] de longitud que va desde madretil a batería bellota 114, la razón de esto es debido al reducido diámetro de este tramo aunado a la buena producción de los pozos Madretil y Bricol 2DL que en conjunto suman 10 700 [BPD] de aceite, más 17.7 [MMPCD] de gas y 110 [BPD] de agua, tal cantidad de gasto a través del reducido diámetro de la tubería ocasiona grandes velocidades del gas y por lo tanto se incrementa la ocupación de la tubería.

Digamos que hasta aquí, elaboramos el modelo y determinamos las condiciones base de flujo que darán lugar a la comparación de los diversos escenarios supuestos. Por lo tanto podemos proseguir con el siguiente paso.

Paso4) Simulación de nuestro modelo bajo diversos escenarios

Al tener nuestro modelo ajustado a las condiciones reales de operación, podemos simular "n" escenarios posibles, ahora procedemos a resolver el problema.

El problema lo podemos dividir en dos partes, la primer parte corresponde al análisis de la red cuando se alineó la producción del Pareto 11 suponiendo diferentes gastos de este pozo. La segunda parte corresponde al análisis del manejo de una producción esperada del campo Pareto de 43 000 [bpd], en ambos casos se tienen que proponer soluciones.

Lo primero que se pide es analizar cómo se va a comportar la red cuando se alineó a producción el pozo Pareto11, evaluando diferentes esquemas de explotación de éste pozo, es decir, con diferentes diámetros de estrangulador, para lo cual se solicita a los ingenieros de producción un aforó o un análisis nodal de un pozo de correlación en donde se especifiquen los gastos esperados con diferentes diámetros de estrangulación, en este caso se solicitó analizar la red con 3 diámetros diferentes de estrangulador para el pozo Pareto 11, la figura E9 muestra los resultados de un análisis realizado por los especialistas en productividad de pozos, en donde se especifican los gastos estimados con diferentes diámetros de estrangulamiento.

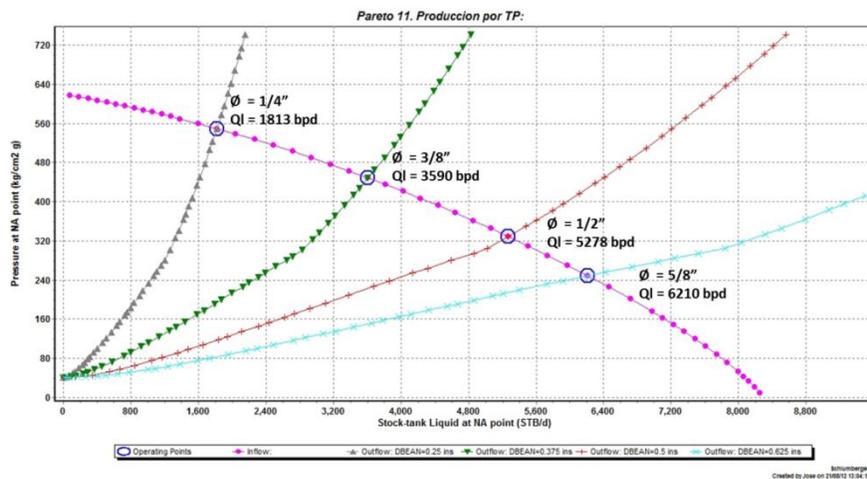


Fig. E9 Análisis de Nodal sensibilizado a diferentes diámetros de estrangulación.

Para este problema simularemos 3 escenarios, en donde se pone a producir por la tubería de producción con diámetros de estrangulador de 3/8", 1/2" y 5/8"; el escenario de 1/4" no se simulará pues los responsables de la producción consideran que el gasto que se tiene con éste diámetro es muy pequeño.

Entonces procedemos a añadir el pozo Pareto 11 en el simulador, el cual se une al mismo nodo que el Pareto 1, se incluyen los datos del pozo como propiedades de los fluidos, gasto, temperatura y se coloca un diámetro de estrangulamiento para cada escenario, la figura E10 muestra cómo queda configurada la red cuando se añade el pozo Pareto 11.

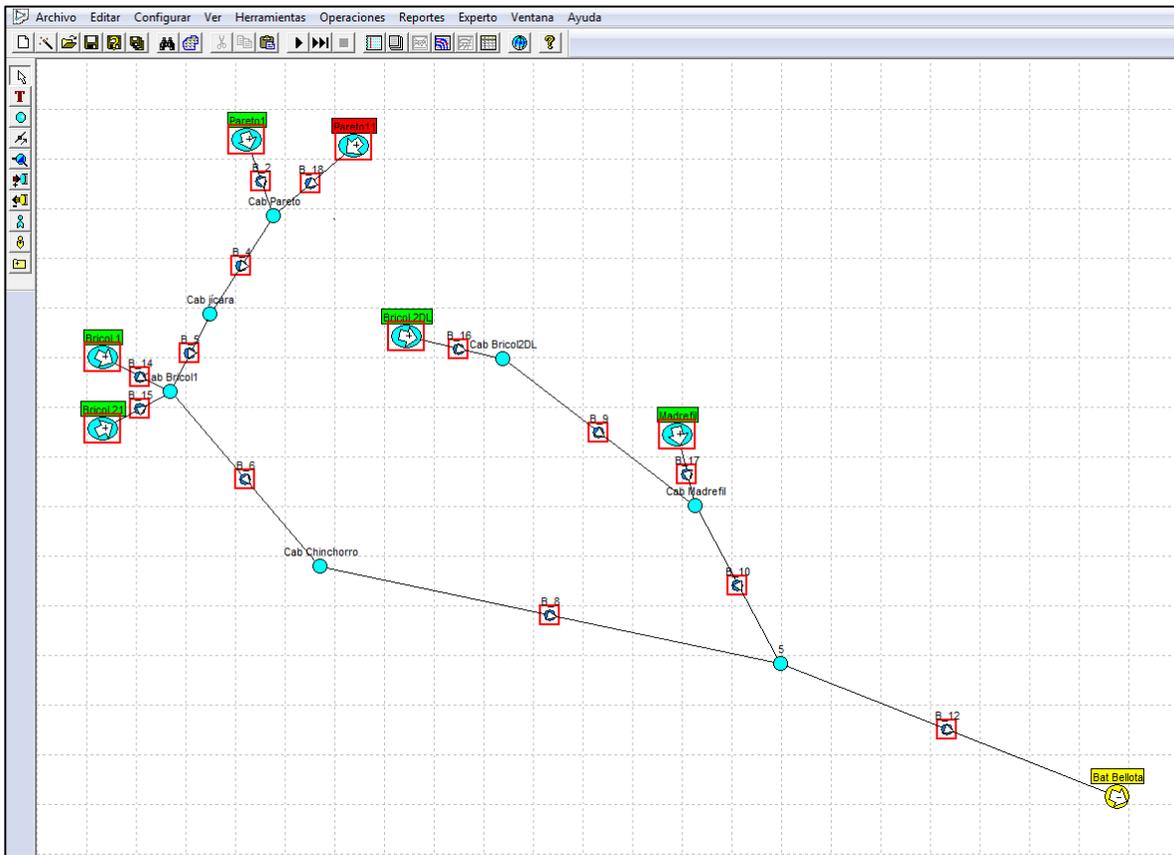


Figura E10: Red de recolección con pozo Pareto 11 alineado.

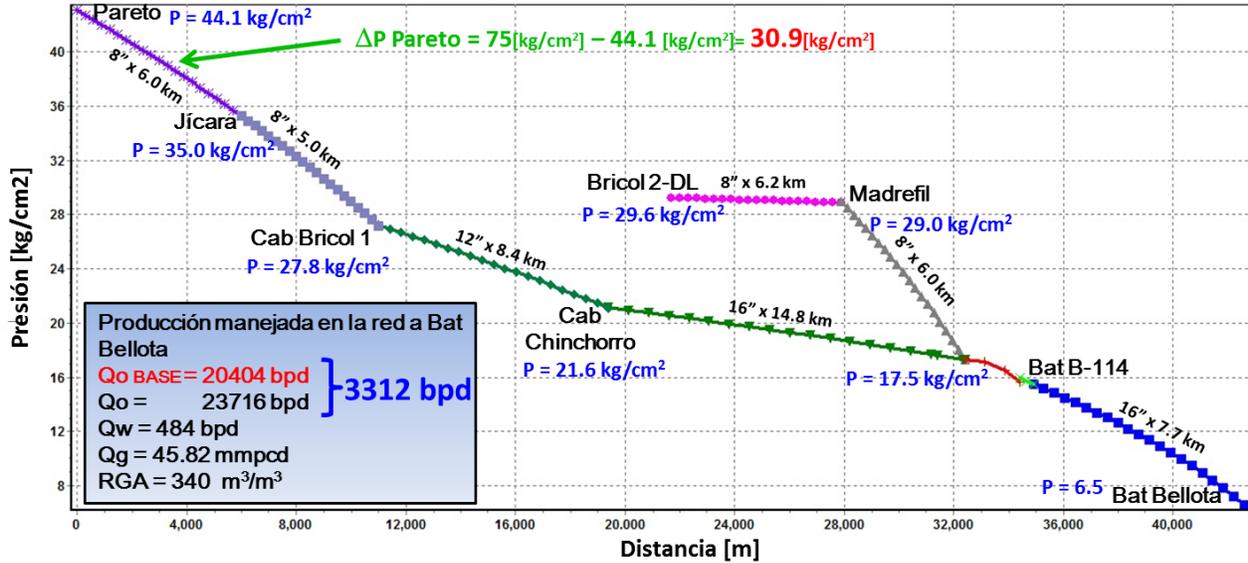
Después de añadir el Pareto11 a la red, se obtuvieron los siguientes resultados

Paso 5) Interpretación de resultados

ESCENARIO 1, Pareto 11 produciendo por 3/8":

Fig. E11: Comportamiento de presión, con producción del Pareto 11 por 3/8".

PERFIL DE PRESIONES RED PARETO-BRICAL-MADREFIL A BAT BELLOTA EN BP:



Caso	Pareto	Jicara	Bricol 1	Chinchorro 1	Bricol 2DL	Madrefil	Interc Madrefil	Ocupacion %	
	kg/cm ²							8" Pareto	16" Bellota
Antes de Pareto 11	31.80	27.50	23.50	18.70	29.00	28.00	15.90	36	65
Pareto 11	3/8	44.10	35.00	27.80	21.60	29.60	29.00	17.50	

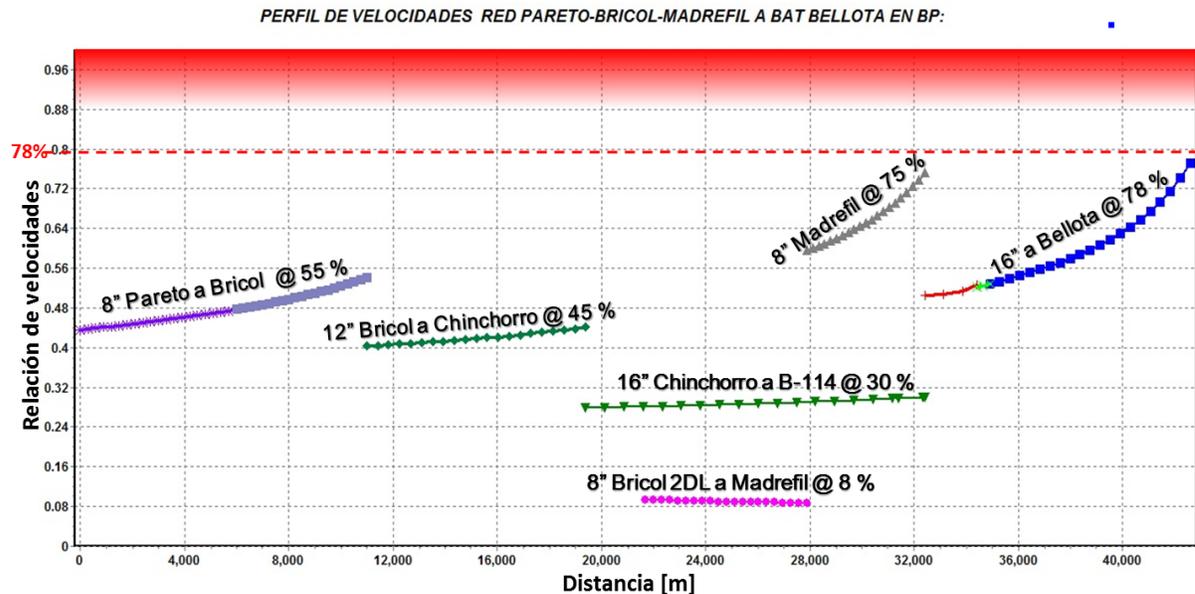
En éste perfil de presiones podemos observar que el tramo de la red con mayor presión, indicado con una flecha verde, es la línea de 8" de Pareto a Jícara, se puede apreciar que la máxima presión en este ducto es de 44.1 [kg/cm²], observándose un incremento de 12.3 [kg/cm²] respecto al escenario base, la importancia de revisar la máxima presión en el sistema es verificar que el tramo de la tubería expuesto a tales condiciones, esté construido para soportar ésta presión interna, en este caso la tubería que se encuentra a 44.1 [kg/cm²] resiste una presión interna de 75 [kg/cm²], teniéndose un margen de 30.9 [kg/cm²], con lo cual se concluye que la distribución de presiones en el sistema no pone en riesgo la integridad de la red de recolección.

En el recuadro azul aparece la producción total que se tendrá con éste escenario, la cual llegará hasta la batería bellota, estos gastos son calculados mediante el simulador. De esta forma podemos ir comparando la diferencia de producción con cada escenario incluyendo el caso base para determinar cual nos conviene más. Hay que dejar muy en claro algo que sucede respecto a la producción total, y esto es que, el hecho de que nuestra producción base sea de 20 404[bpd] y el pozo Pareto 11 explotado por 3/8" nos dé una producción de 3 590 [bpd], no significa que la producción total que llegará a la batería Bellota será la suma de estos gastos (20 404 + 3 590 = **23 994 [bpd]**), podemos ver en el recuadro que el gasto calculado que se espera con este escenario es de 23 716 [bpd], teniendo una diferencia de 278 [bpd] respecto a lo esperado (23 994 – 23 716 = 278); él porque sucede esto es debido a que al añadir el Pareto 11 a la red se represiona el sistema, lo cual tiene un impacto en los pozos ya que éstos pueden encontrarse en flujo subcrítico y el aumento de presión en el sistema ocasiona una

contrapresión en el pozo lo cual se refleja en el decremento de su producción. Podría hacerse un análisis nodo por nodo, para saber en qué pozos estamos perdiendo estos 278 barriles, pero esto no es objeto de estudio de la presente tesis.

Finalmente se presenta una tabla en la parte inferior de la imagen que nos sirve para comparar la distribución de presiones en cada nodo de éste escenario con el escenario base.

Fig. E12: Condiciones de ocupación en ductos con Pozo Pareto 11 por 3/8".



Caso	8" Pareto	12" bricol	16" chinchorro	8" Madrefil	16" Bellota
	% de Ocupación				
Antes de Pareto 11	36.0	35.0	25.0	79.0	65.0

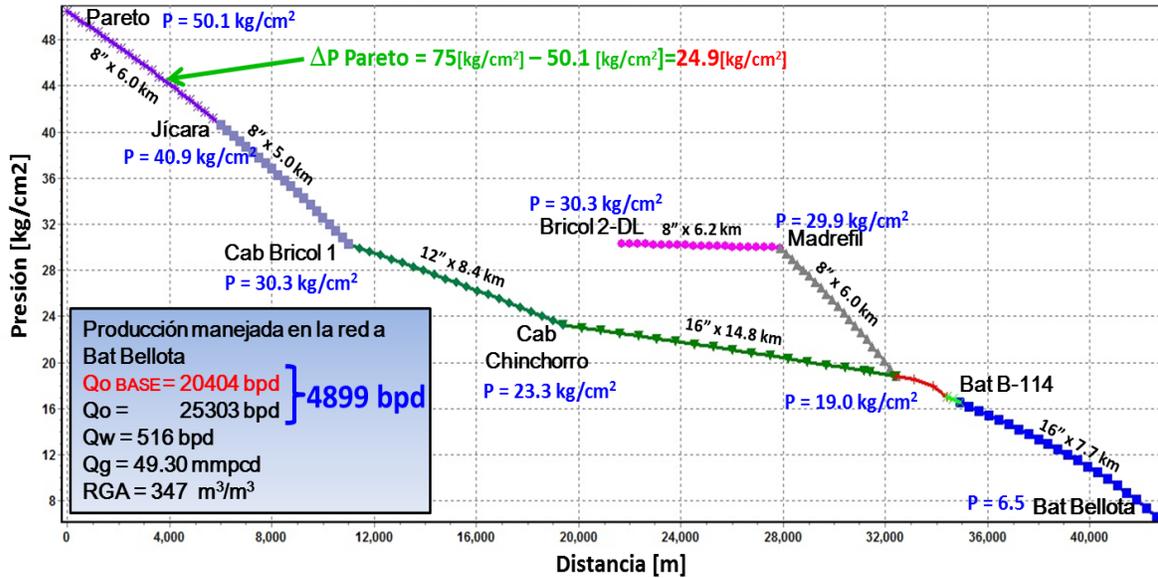
La figura de arriba representa el perfil de velocidades de erosión que se tiene en la red, ya se explicó en el presente capítulo la importancia de éste parámetro y cómo se interpretan sus gráficas, en este caso podemos ver que el tramo más crítico es la línea de 16" a Bellota, que presenta una ocupación del 78%, recordemos que no se recomienda operar una red cuando se alcanza el 90% de ocupación en alguno de sus ductos. En la tabla de la parte inferior de la imagen, se muestran los valores de ocupación del caso base, observándose que el ducto de 8" de Madrefil que era el más crítico, pasó a segundo lugar de criticidad con 75% de ocupación, incluso podemos ver que bajó su nivel de ocupación respecto al caso base donde presentaba el 79% de ocupación, ésta disminución se debe a que al añadir el Pareto 11 a la red, aumento la presión del sistema ayudando a disminuir la caída de presión en ese tramo y por ende disminuir la velocidad de flujo.

Se concluye entonces que las condiciones de operación en este escenario no ponen en riesgo la integridad de la red de recolección.

ESCENARIO 2, Pareto 11 produciendo por 1/2”:

Fig. E13: Comportamiento de presión, con producción de Pareto 11 por 1/2”.

PERFIL DE PRESIONES RED PARETO-BRICOL-MADREFIL A BAT BELLOTA EN BP:



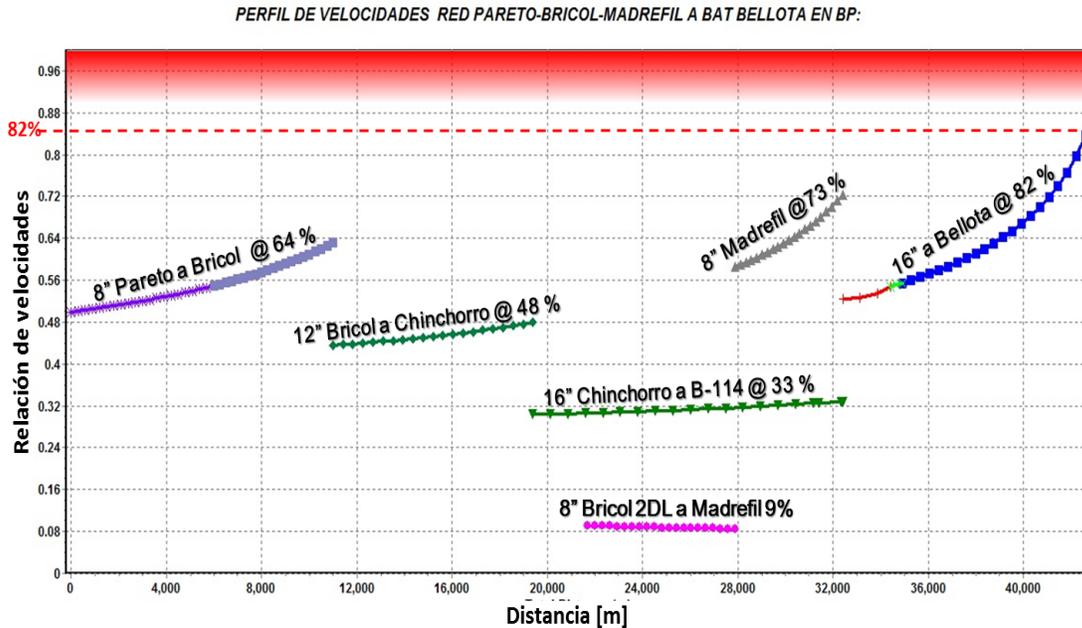
Caso		Pareto	Jicara	Bricol 1	Chinchorro 1	Bricol 2DL	Madrefil	Interc Madrefil	Ocupacion %	
		kg/cm ²							8" Pareto	16" Bellota
Antes de Pareto 11		31.80	27.50	23.50	18.70	29.00	28.00	15.90	36	65
Pareto 11	3/8	44.10	35.00	27.80	21.60	29.60	29.00	17.50	55	78
Pareto 11	1/2	50.10	40.90	30.30	23.30	30.30	29.90	19.00	64	82

Este escenario se comporta de manera similar al caso anterior, sólo hay que ir comparando como va cambiando la distribución de presiones en la red y los gastos de producción. En el perfil de presiones del escenario 2, podemos observar que el tramo de la red con mayor presión, indicado con la flecha verde, es la línea de 8" de Pareto a Jícara, se puede apreciar que la máxima presión en este ducto es de 50.1 [kg/cm²] observándose un aumento de 18.3 [kg/cm²] respecto al escenario base, todavía está por debajo de los 75 [kg/cm²] de resistencia a la presión interna, teniéndose un margen de 24.9 [kg/cm²], con lo cual se concluye que la distribución de presiones en el sistema no pone en riesgo la integridad de la red de recolección.

En el recuadro azul vemos que la producción total que se tendrá con este escenario es de 25 303 [bpd], teniendo una diferencia de 379 [bpd] respecto a lo esperado (25682 - 25303 = 379), la producción esperada es la suma de la producción base (20 404 [bpd]) más la producción del Pareto 11 por 1/2" (5 278 [bpd]) que dan un total de 25682 [bpd].

Finalmente se presenta una tabla en la parte inferior de la imagen que nos sirve para comparar la distribución de presiones en cada nodo de este escenario con los escenarios anteriores.

Fig. E14: Condiciones de ocupación en ductos con Pareto 11 por ½"



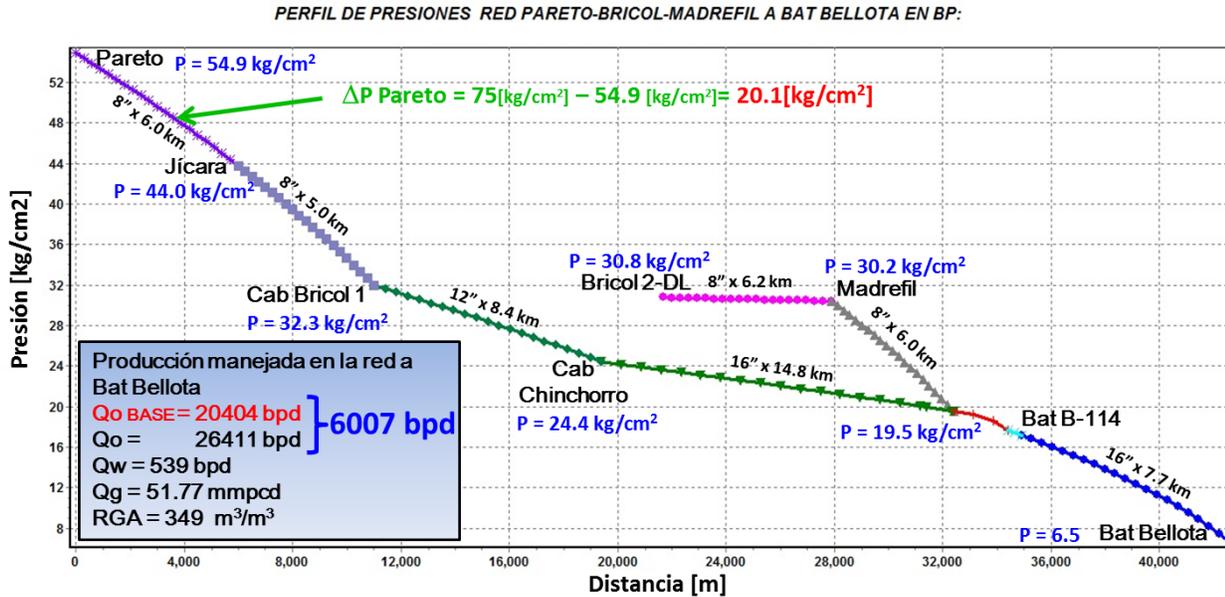
Caso	8" Pareto	12" bricol	16" chinchorro	8" Madrefil	16" Bellota
	% de Ocupación				
Antes de Pareto 11	36.0	35.0	25.0	79.0	65.0
Pareto 11	3/8	55.0	45.0	30.0	75.0

La figura de arriba representa el perfil de velocidades de erosión(ocupación) que se tiene en la red bajo el escenario 2, podemos ver que el tramo más crítico es la línea de 16" a Bellota, que presenta una ocupación del 82%, hay que estar muy pendientes de este tramo porque cada vez nos acercamos más al 90% de ocupación. En la tabla de la parte inferior de la imagen, se muestran los valores de ocupación de los escenarios anteriores, observándose que el ducto de 16" a Bellota presenta una tendencia de incremento en su ocupación conforme vayamos aumentando el gasto en el sistema, ya que pasó de estar al 65% en el caso base al 82% en el escenario 2.

Se concluye entonces que las condiciones de operación en este escenario no ponen en riesgo la integridad de la red de recolección, pero ya se está acercando a su máxima ocupación.

ESCENARIO 3, Pareto 11 produciendo por 5/8”:

Fig. E15: Comportamiento de presión, con producción del Pareto 11 por 5/8”.



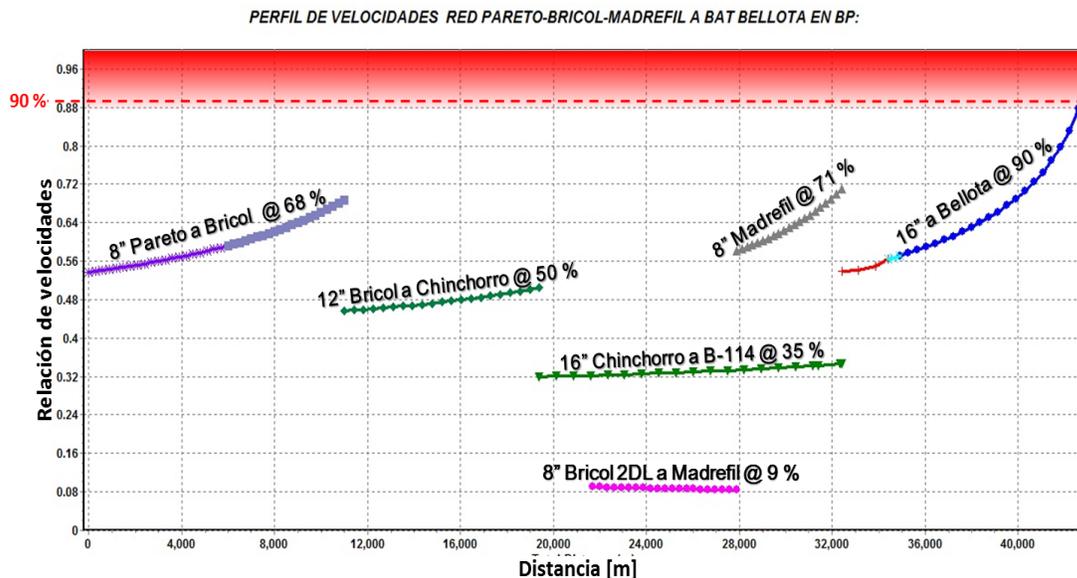
Caso		Pareto	Jicara	Bricol 1	Chinchorro 1	Bricol 2DL	Madrefil	Interc Madrefil	Ocupacion %	
		kg/cm ²							8" Pareto	16" Bellota
Antes de Pareto 11		31.80	27.50	23.50	18.70	29.00	28.00	15.90	36	65
Pareto 11	3/8	44.10	35.00	27.80	21.60	29.60	29.00	17.50	55	78
Pareto 11	1/2	50.10	40.90	30.30	23.30	30.30	29.90	19.00	64	82
Pareto 11	5/8	54.9	44.00	32.3	24.4	30.8	30.2	19.50	68	90

Este escenario se comporta de manera similar a los anteriores, podemos ir comparando como varía la distribución de presiones en la red y los gastos de producción. En el perfil de presiones del escenario 3, podemos observar que el tramo de la red con mayor presión, es la línea de 8" de Pareto a Jicara, se puede apreciar que la máxima presión en este ducto es de 54.9 [kg/cm²], observándose un incremento de 23.1 [kg/cm²] respecto al escenario base, todavía está por debajo de los 75 [kg/cm²] de resistencia a la presión interna, teniéndose un margen de 20.1 [kg/cm²], con lo cual se concluye que la distribución de presiones en el sistema no pone en riesgo la integridad de la red de recolección.

En el recuadro azul vemos que la producción total que se tendrá con este escenario es de 26 411 [bpd], teniendo una diferencia de 203 [bpd] respecto a lo esperado (26614 – 26411 = 203), la producción esperada es la suma de la producción base (20 404 [bpd]) más la producción del Pareto 11 por 5/8" (6 210 [bpd]) que dan un total de 26 614 [bpd].

Finalmente se presenta en la parte inferior de la imagen una tabla que nos sirve para comparar la distribución de presiones en cada nodo de este escenario con los escenarios anteriores.

Fig. E16: Condiciones de ocupación en ductos con Pareto 11 por 5/8".



Caso	8" Pareto	12" bricol	16" chinchorro	8" Madrefil	16" Bellota	
	% de Ocupación					
Antes de Pareto 11	36.0	35.0	25.0	79.0	65.0	
Pareto 11	3/8	55.0	45.0	30.0	75.0	78.0
Pareto 11	1/2	64.0	48.0	33.0	73.0	82.0

La figura de arriba representa el perfil de velocidades de erosión (ocupación) que se tiene en la red bajo el escenario 3, podemos ver que el tramo más crítico es la línea de 16" a Bellota, que presenta una ocupación del 90%, es decir se ha alcanzado el nivel máximo de ocupación permisible, cualquier incremento de gasto en la red ocasionará que este valor siga aumentando y se adentre en la zona de alto riesgo de erosión. En la tabla de la parte inferior de la imagen, se muestran los valores de ocupación de los escenarios anteriores, observándose que tendencia del ducto de 16" a Bellota siempre fue en aumento, y paso de un valor de ocupación de 65% en el escenario base a 90% en el presente escenario.

Se concluye entonces que las condiciones de operación en este escenario son las máximas permisibles y pueden poner en riesgo la integridad de la red de recolección.

Paso 6) Proponer soluciones de soluciones.

La solución a esta parte del problema es la siguiente,

Mediante el análisis de los resultados obtenidos durante la simulación de los diferentes escenarios, se determinó que se puede manejar la producción de 6210 [BPD] de Pareto 11, cuando éste es explotado por 5/8", pero considerando que el ducto de 16" de diámetro y 7.7 [km] de longitud que se localiza antes de llegar a batería bellota se encuentra a su máxima capacidad, es decir, no será posible añadir más producción en el futuro en esta misma red, bajo estas condiciones de operación, puesto que en ese tramo podría comenzar a presentarse la erosión de la tubería; sin embargo, podría hacerse un análisis más exhaustivo para saber qué alternativas me permiten manejar más gasto de aceite con el escenario 3, es decir, podríamos jugar con los gastos de cada pozo, estrangulando los de mayor RGA y abriendo los que aporten más líquido (si fuese técnicamente posible), ya que la masa de gas manejada influye directamente en el incremento de la velocidad del gas (ocasionando mayores caídas de presión en el sistema, a mayor cantidad de gas mayor expansión del mismo y mayor incremento en su velocidad), entonces, al analizar más a detalle la red podríamos usar el esquema 3 e incluso obtener una mayor producción que la calculada, la cual era de 26 411 [bpd].

Por otro lado, el hecho de poner a producir el Pareto 11 por 5/8" no representa ningún riesgo al tramo de tubería de 8" por 6 [km], comprendido entre cabezal bricol y cabezal jícara, ya que se tenía la limitante de que éste tramo tiene una resistencia a la presión interna de 75 [kg/cm²], sin embargo en el caso más crítico sólo se alcanza una presión de 54.9 [kg/cm²], dejando un margen de 20.1 [kg/cm²].

Conclusión: "La mejor decisión es alinear la producción de Pareto 11 explotándolo por estrangulador de 5/8".

La segunda parte del problema es la siguiente:

Los planes de desarrollo de éste campo contemplan la perforación de 7 pozos más, haciendo un total de nueve pozos, y prevén una producción de 43 000[bpd] para el año 2015 (incluyendo la producción de Pareto 1 y 11). Por lo tanto hay que elaborar el modelo de simulación para hacer un análisis de éste escenario y proponer soluciones para poder manejar tal producción.

Los especialistas en productividad proporcionan al ingeniero de diseño de instalaciones superficiales el pronóstico de producción del campo, el cual se muestra en la figura E11.

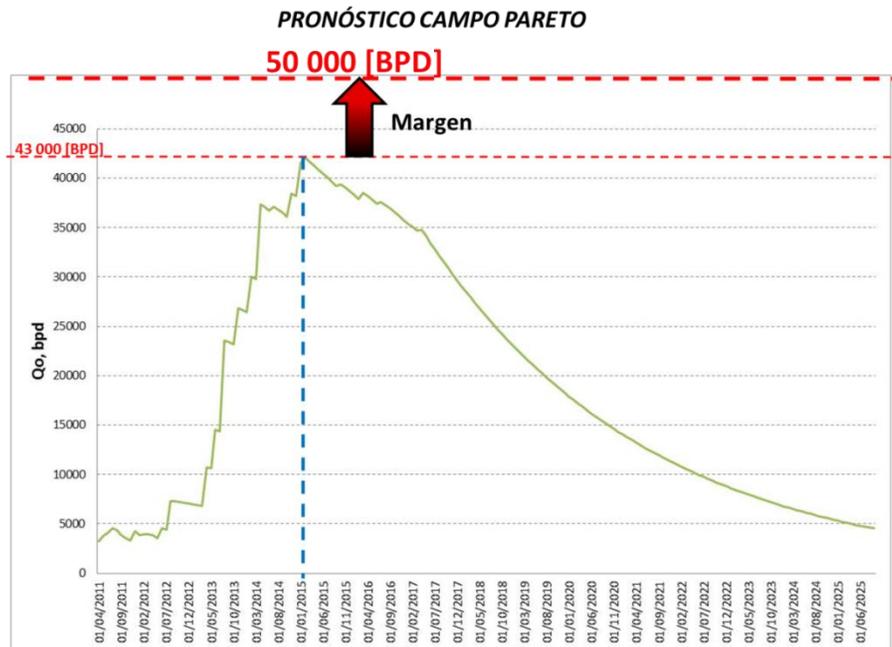


Figura E17: Pronóstico de producción

La producción máxima esperada es de 43000 [BPD] en el 2015, evidentemente esta producción no puede ser manejada con la red existente, pues en el análisis que se realizó anteriormente, concluimos que lo máximo que puede manejar la red son los 6210 barriles adicionales del Pareto 11, por lo tanto necesitamos construir una línea que vaya desde el campo Pareto hasta una batería cercana para transportar los 43 000 barriles,

Antes de construir el ducto, se sabe que el Pareto 1 y 11 fluyen simultáneamente por la línea de 8" hasta el cabezal Bricol1, el plan es que cuando entre en operación el nuevo ducto, se mande por él toda la producción del campo Pareto, incluida la producción de Pareto 1 y Pareto 11, con lo cual el ducto de 8" que va desde Pareto hasta cabezal Bricol1 quedará fuera de operación pero se tendrá en consideración para ser usado cuando se requiera, es decir, servirá como flexibilidad operativa del campo Pareto.

Lo primero que tenemos que hacer es trazar la posible trayectoria del ducto, para lo cual se debe de conocer cuáles son los derechos de vía que posee Pemex, ya que es complicado y prácticamente imposible construir los ductos en una sola línea recta desde el punto de producción de los fluidos hasta el punto de destino, pues hay algunas variables en juego que determinan el trazo de los ductos como las restricciones ambientales, problemas por conflictos

sociales entre otras. Las restricciones ambientales se refiere principalmente a que en determinadas zonas está prohibido realizar cualquier tipo de actividad industrial por existir flora o fauna protegida. Los problemas sociales son por ejemplo la negativa que muestran los habitantes de las zonas cercanas al ducto, para que esté se construya ya sea porque temen por su seguridad o porque quieren obtener cantidades monetarias elevadas de indemnización las cuales no son justificables, para permitir el paso de los ductos a través de sus predios. El ingeniero de instalaciones debe de tener presente este tipo de información para poder dar soluciones prácticas al problema. Cuando se construyen ductos es posible gestionar derechos de vía con la finalidad de hacer lo más corto posible el trayecto de los fluidos, sin embargo la experiencia en la construcción de infraestructura indica que resulta más practico utilizar los derechos de vía existentes aunque el trayecto sea más largo, a tener que lidiar con los problemas que acarrea la gestión de nuevos derechos de vía.

El objetivo de los responsables de la producción es hacer llegar los fluidos desde el pozo hasta alguna batería de separación donde se obtendrán por separado el gas y el aceite para su venta inmediata. Partiendo de lo anterior, y de la información con la que se cuenta de la zona y los derechos de vía existentes, se proponen tres posibles escenarios para manejar la producción del campo Pareto, dos de los cuales plantean el transporte de los fluidos hasta la batería Bellota y el otro plantea como destino la batería Cárdenas Norte, que geográficamente se encuentra a una distancia un poco mayor del campo.

Para los 3 escenarios la producción máxima esperada es de 43 000 [BPD], Sin embargo es recomendable dejar siempre un margen por si se llegará presentar mayor producción de la prevista, claro está sin caer en la exageración por lo tanto se recomienda un margen del 15% al 20%, recordando que por ningún motivo la infraestructura debe de ser insuficiente, por lo tanto diseñaremos la red considerando una producción máxima de 50000 [BPD], aparte de este margen se cuenta con el ducto de 8" hasta cabezal Bricol que se dejó como flexibilidad operativa, esto en caso de que llegará a haber una producción mayor a los 50 000 barriles diarios.

Después de verificar los derechos de vía existentes y las restricciones de construcción que se pudieran presentar, se proponen las siguientes trayectorias:

Fig E18: Escenario I: Red Pareto – Bellota “31[km]”

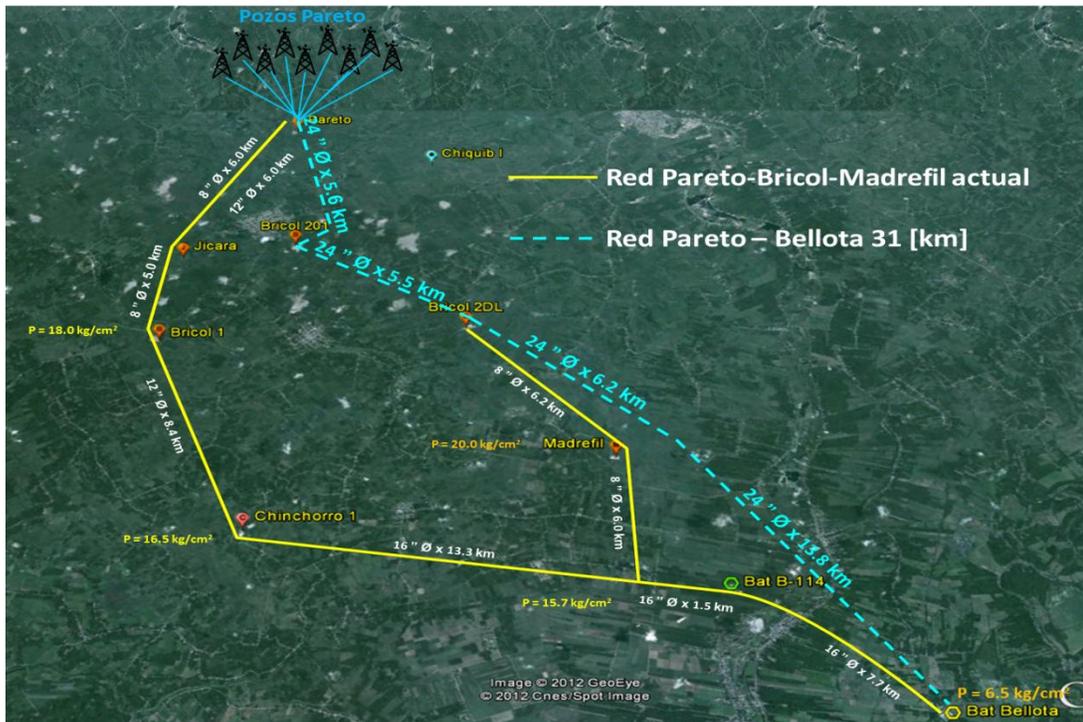


Fig. E19: Escenario II: Red Pareto – Bellota “35[km]”

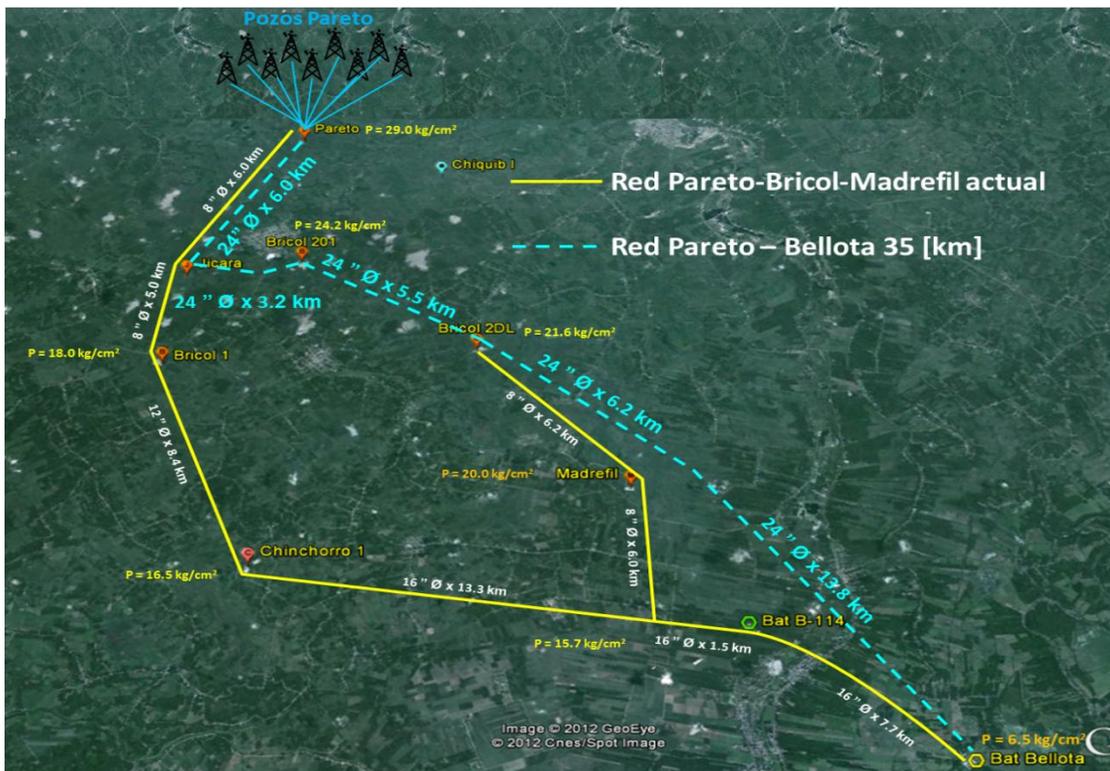
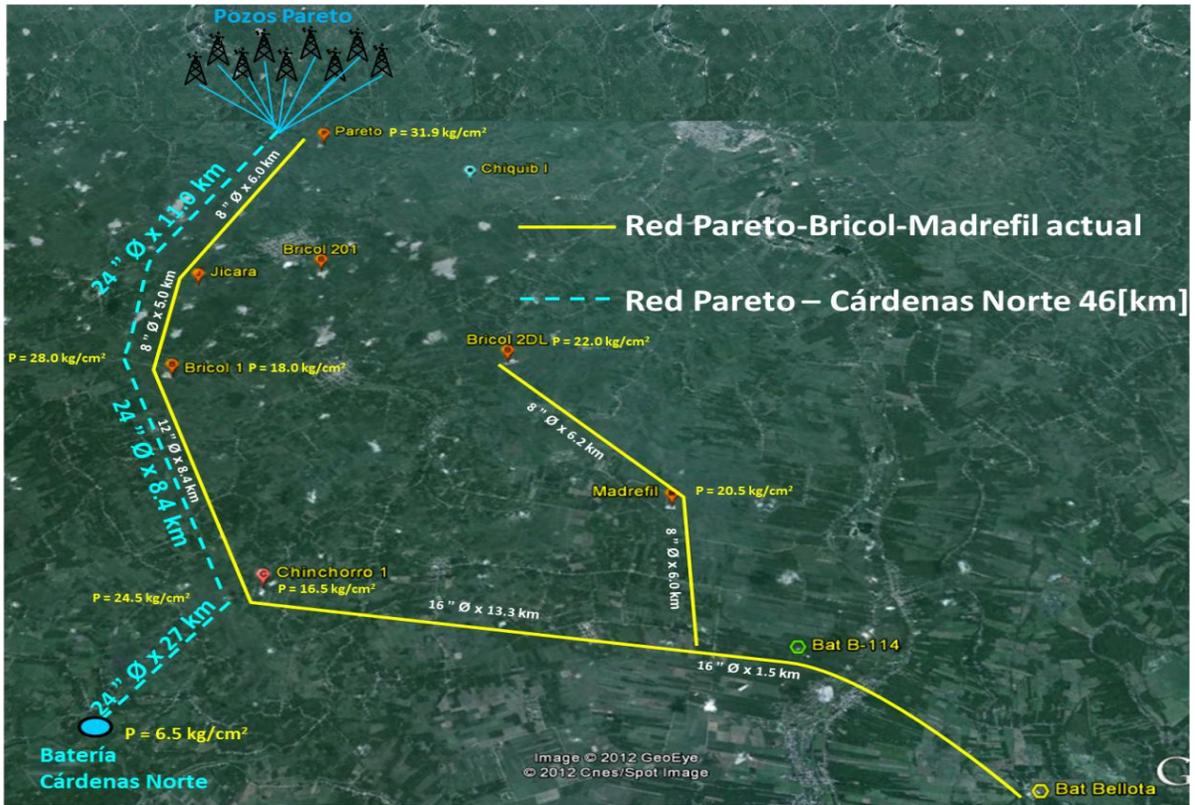


Fig. E20: Escenario III: Red Pareto – Cárdenas Norte “46[km]”



Con las longitudes propuestas se elabora el modelo de simulación. Mediante prueba y error se determina el diámetro óptimo para manejar la producción esperada de 50 000 [BPD] considerando la necesidad de llegar con una presión de 6.5 [kg/cm²] a la batería de separación, ésta presión es una condición necesaria para elaborar el modelo.

Del análisis de dimensionamiento se determinó que el diámetro óptimo de la tubería es de 24", con éste dato, más la presión de llegada a la batería y los parámetros requeridos en el primer problema (Q_o , propiedades PVT etc.) se elaboró un modelo sencillo de la red que consiste en un nodo fuente que representa un cabezal donde converge la producción de todos los pozos y un nodo sumidero que representa la batería de separación, más los tramos de tubería con sus respectivos nodos de unión. El modelo de la red se puede apreciar en la figura E12.

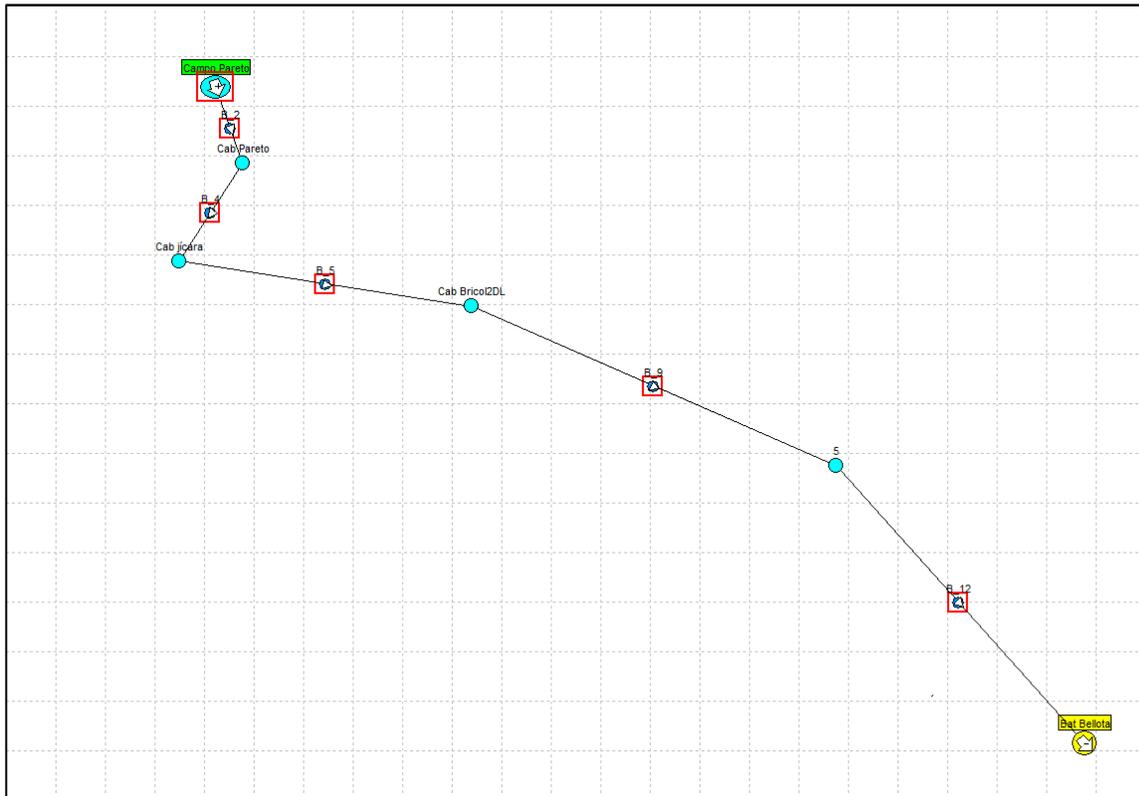


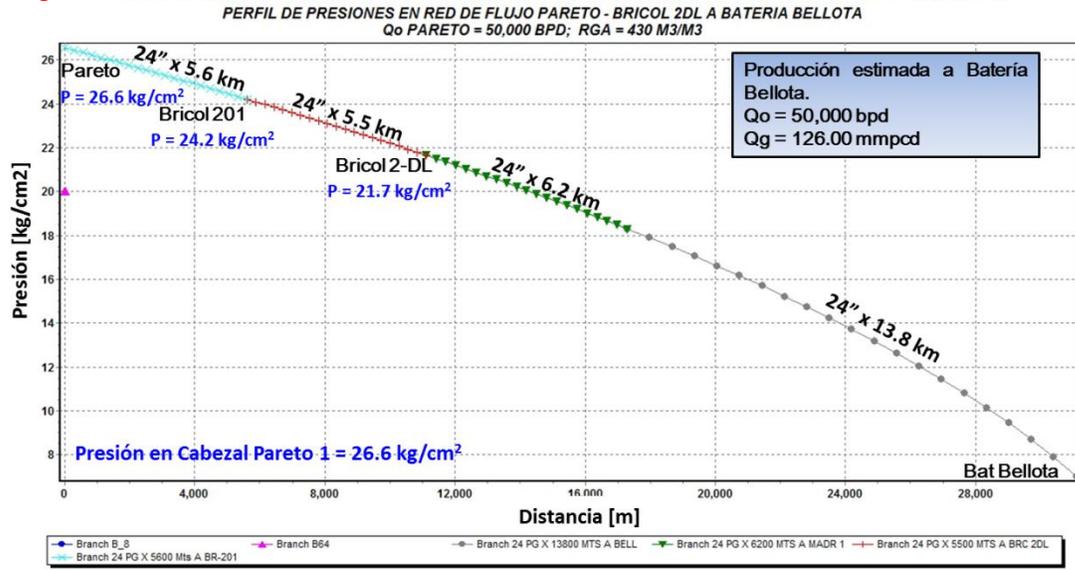
Figura E21. Configuración del modelo de la red

En ésta ocasión, como no existe un modelo real para compararlo con el modelo elaborado en el software, se omite el paso de ajustar el modelo. Por lo tanto sólo procedemos a correr en el simulador los diferentes escenarios.

Resultados de la simulación

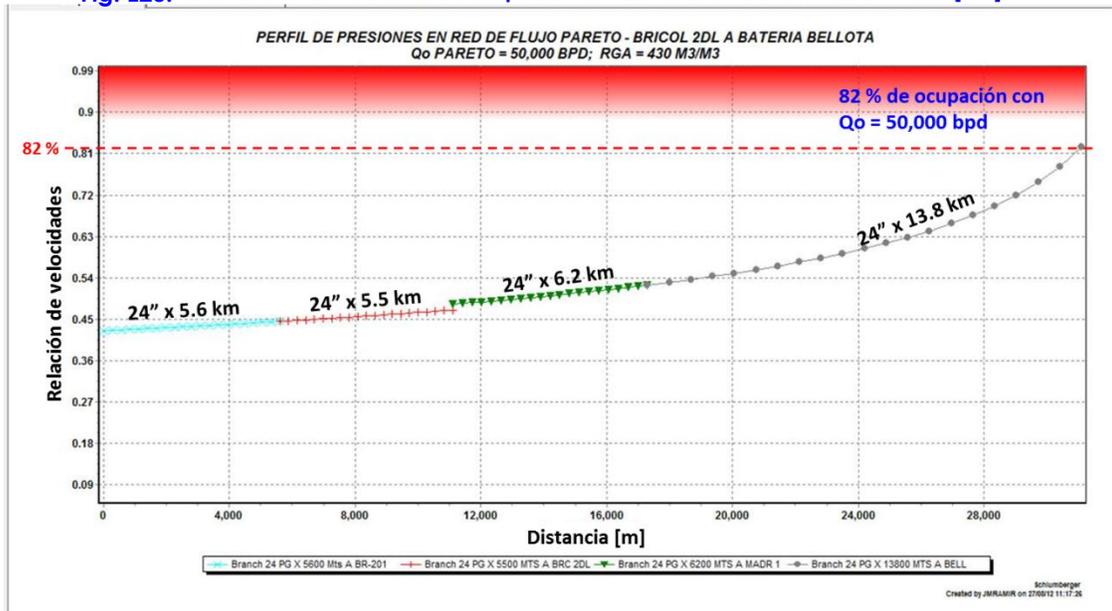
Escenario I: Red Pareto – Bellota “31[km]”

Fig. E22: Escenario I: Comportamiento de presiones en red Pareto – Bellota de 24” x 31 [km]



El perfil de presiones del escenario I nos muestra cómo se distribuyen las presiones en la red, observándose que el tramo sometido a mayor presión obviamente es el más cercano al cabezal Pareto, el cual se encuentra a 26.6 [kg/cm²]. En base a este valor se seleccionara el tipo de tubería que sea capaz de soportar las presiones previstas.

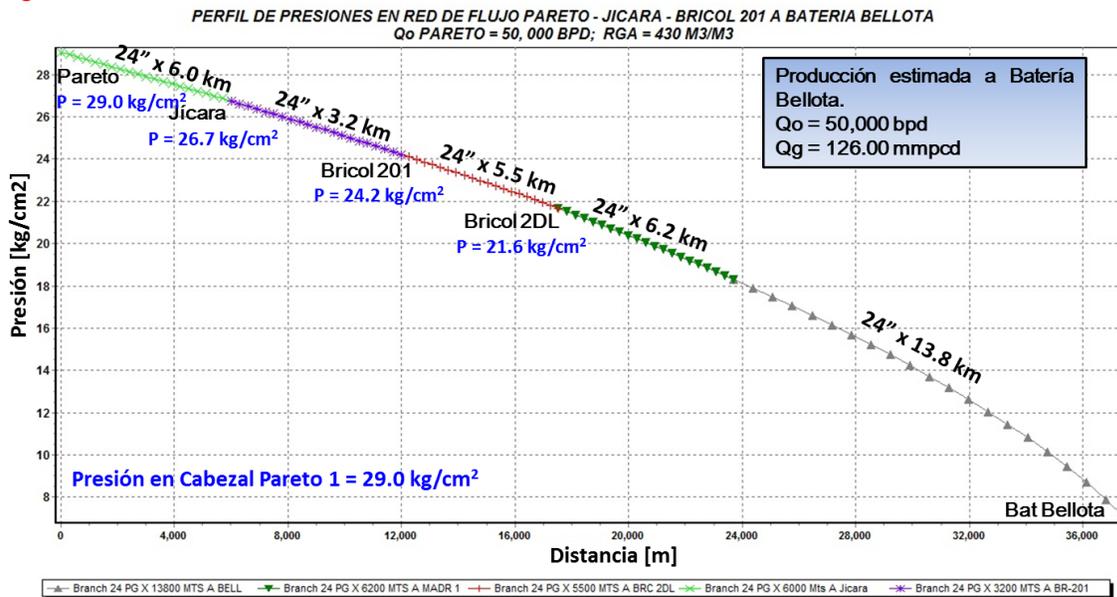
Fig. E23: Escenario I: Condiciones de ocupación en red Pareto – Bellota de 24” x 31 [km]



El perfil de velocidades de erosión indica que bajo éste escenario se tendría una ocupación máxima de 82%, recordando que el valor más crítico siempre se tendrá en los tramos más cercanos al punto de destino.

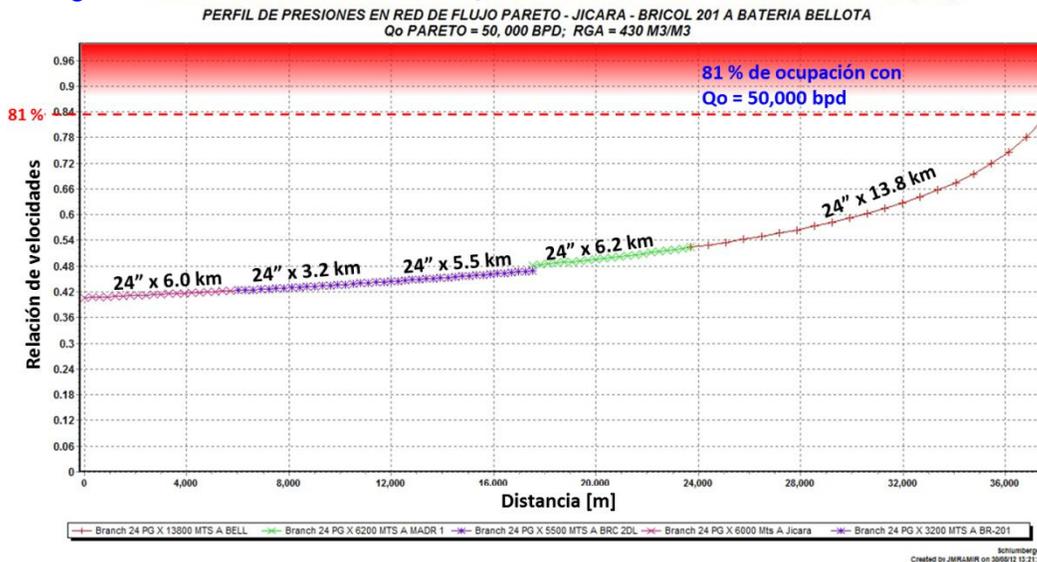
Escenario II: Red Pareto – Bellota “35[km]”

Fig. E24: Escenario II: Comportamiento de presiones en red Pareto – Bellota de 24” x 35 [km]



En la distribución de presiones en la red, se observa que el tramo sometido a mayor presión es el mismo que en el escenario I, el cual se encuentra a 29 [kg/cm²]. En base a este valor se seleccionara el tipo de tubería que sea capaz de soportar las presiones previstas.

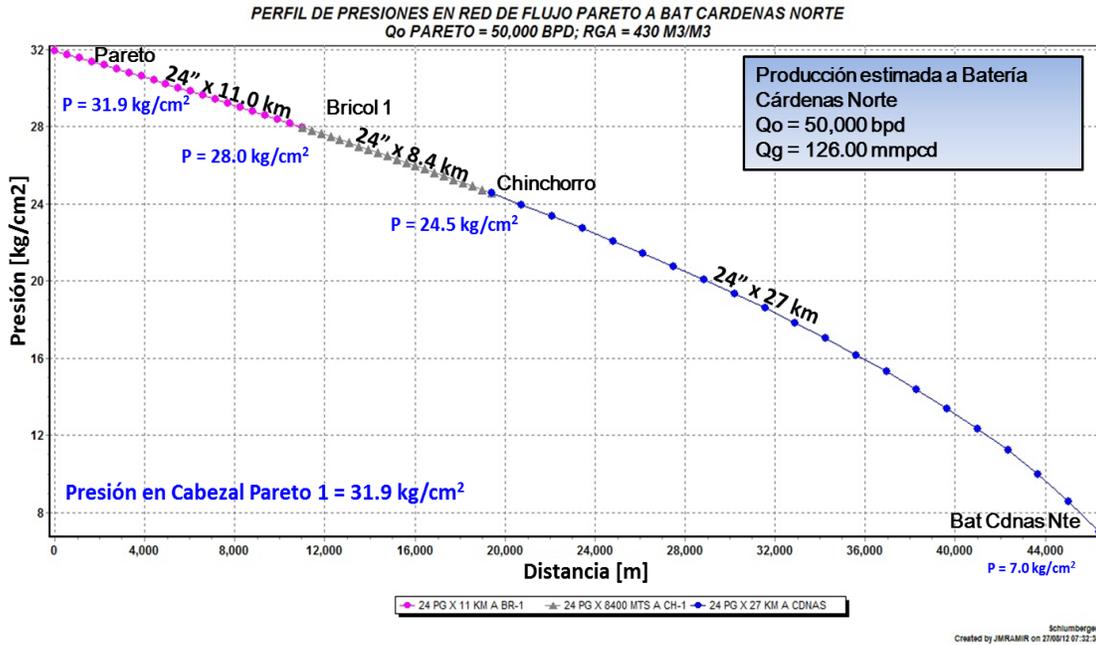
Fig. E25: Escenario II: Condiciones de ocupación en Red Pareto – Bellota de 24” x 35 [km]



El perfil de velocidades de erosión indica que bajo éste escenario se tendría una ocupación máxima de 81% en el último tramo de tubería (24” por 13.8 [km]), se observa una ligera disminución en la ocupación respecto al escenario anterior en el que la ocupación máxima era de 82%.

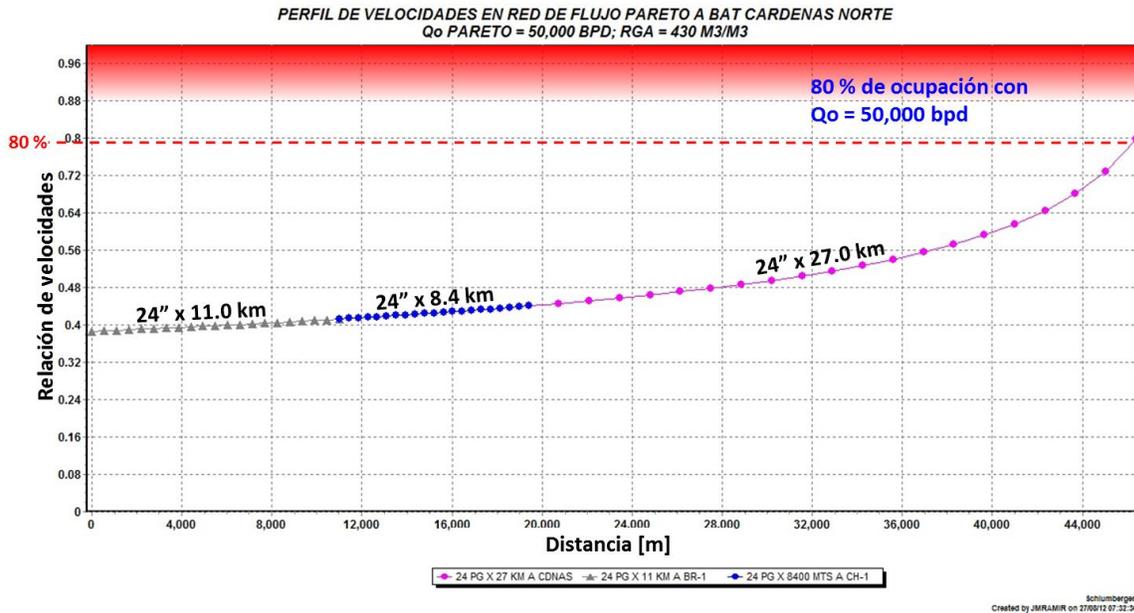
Escenario III: Red Pareto – Cárdenas Norte “46[km]”

Fig. E26: Escenario III: Comportamiento de presiones en red Pareto – Cárdenas Norte de 24” x 46 [km]



En la distribución de presiones en la red, se observa que el tramo sometido a mayor presión es el mismo que en los otros escenarios, el cual se encuentra a 31.9 [kg/cm²]. En base a este valor se seleccionará el tipo de tubería que sea capaz de soportar las presiones previstas.

Fig. E27: Escenario III: Condiciones de ocupación en Red Pareto – Cárdenas Norte de 24” x 46 [km]



El perfil de velocidades de erosión indica que bajo éste escenario se tendría una ocupación máxima de 81% en el último tramo de tubería (24" por 13.8 [km]), se observa una ligera disminución en la ocupación respecto al escenario anterior en el que la ocupación máxima era de 82%.

Análisis de los resultados:

Los tres escenarios garantizan el transporte de los fluidos de una manera eficiente, la labor del ingeniero de diseño de instalaciones en este caso fue proponer 3 soluciones para construir el ducto, corresponderá a los encargados de la construcción analizar las 3 alternativas y determinar cual tiene mayor viabilidad, para escogerla y finalmente construir el ducto.

Comparación de la red Pareto – Bricol – Madrefil

- 1) En 2015 cuando la producción del campo Pareto ya no es enviada por ésta red.
- 2) Cuando fluye la producción del campo Pareto (Pareto 1 y Pareto 11)

Fig. E28: Comportamiento de presión en la red de flujo Bricol – Madrefil en el año 2015.
El campo Pareto fluye de forma independiente por 24".

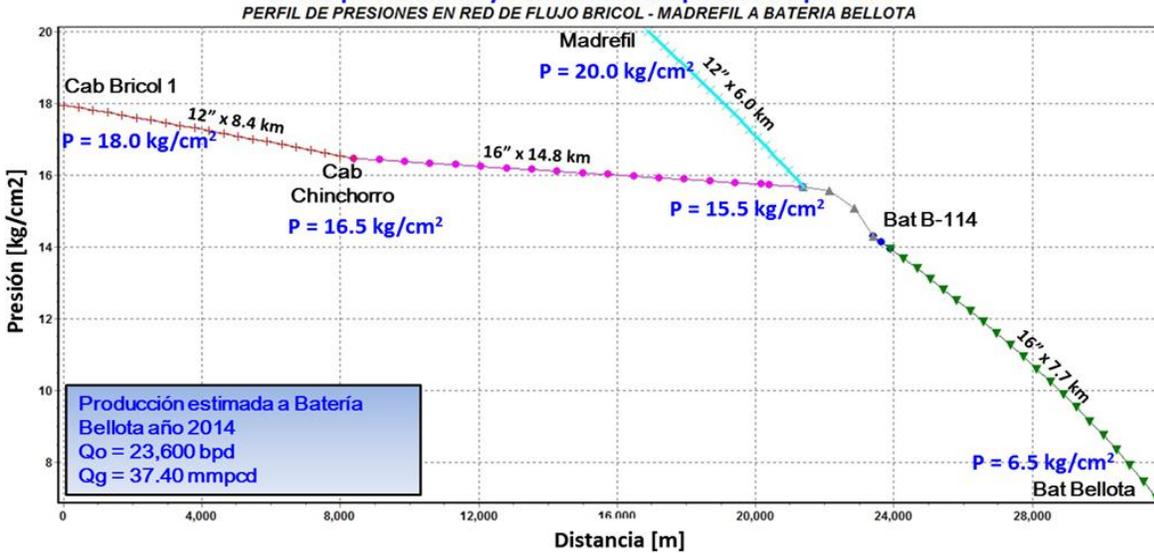
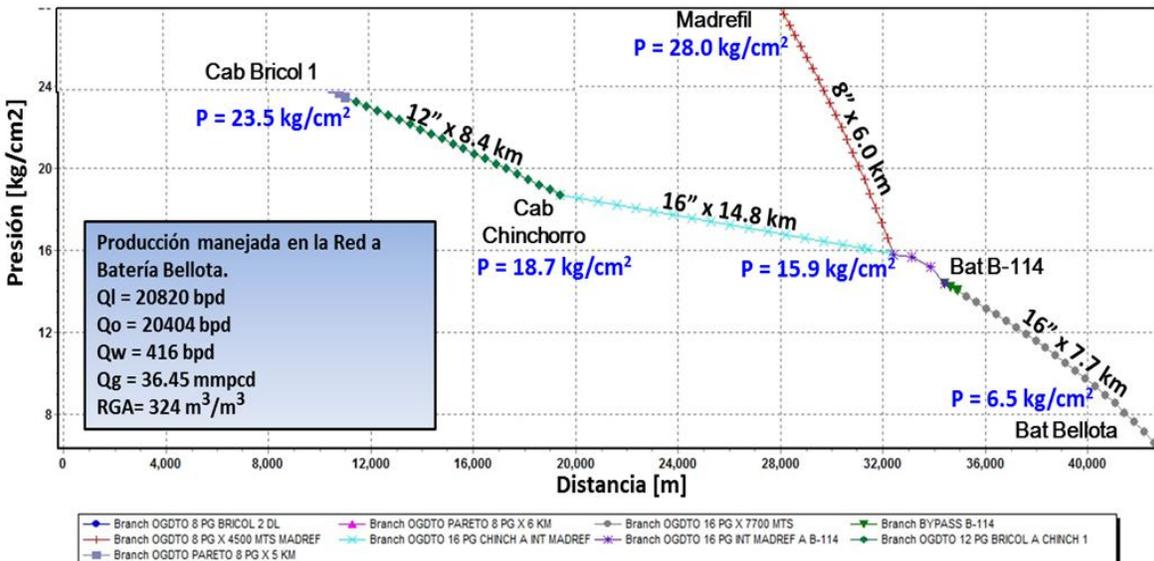


Fig. E29: Comportamiento de la red de flujo Bricol – Madrefil. Cuando fluyen Pareto1 y 11



Schlumberger
 Created by JMR/LMR on 27/09/12 14:46:12

CAPÍTULO V: Análisis, diseño y modelado una red de recolección en el activo Bellota - Jujo

Se puede apreciar que cuando Pareto ya no fluye por la red, disminuye la presión en cada uno de los nodos, y lógicamente al haber menos caudal disminuye también la ocupación de los ductos.

Resumen de los resultados

Cabezal	Antes de Pareto 11	Pareto 11 Fluyendo			Máxima Producción		
		3/8	1/2	5/8	24" x 31 km a Bellota	24" x 35 km a Bellota	24" x 46 km a Cdnas Nte
kg/cm ²							
Pareto 1	31.80	44.10	50.10	54.90	26.60	29.00	31.90
Bricol 1	23.50	27.80	30.30	32.30	18.00	18.00	28.00/18.00*
Chinchorro 1	18.70	21.60	23.30	24.40	16.50	16.50	24.50/16.50*
Bricol 2DL	29.00	29.60	30.30	30.80	21.70	21.60	22.00
Madrefil	28.00	29.00	29.90	30.20	20.00	20.00	20.50
Bricol 201	-	-	-	-	24.20	24.20	-
Ql, bpd	20,820	24,200	25,819	26,950	50,000	50,000	50,000
Qo, bpd	20,404	23,716	25,303	26,411	50,000	50,000	50,000
Qw, bpd	416	484	516	539	-	-	-
Qg, mmpcd	36.45	45.82	49.30	51.77	126.00	126.00	126.00
Producción adicional Máxima a Transportar							
Ql, bpd	0	1,131	2,750	6,130			
Qo, bpd	0	1,108	2,695	6,007			
Qw, bpd	0	23	55	123			
Qg, mmpcd	0	2.47	5.95	15.32			

* Presion en red de flujo Bricol-Madrefil

Fig. E30: Resultados de todas las simulaciones.

Conclusiones y recomendaciones:

- La experiencia en el transporte de hidrocarburos recomienda prever los requerimientos de infraestructura superficial para el manejo de la producción, ya que es inadmisibles que cuando un pozo resulta productor, no se tenga la infraestructura necesaria para llevar los fluidos hasta las instalaciones de proceso o almacenamiento.
- Es muy importante que el ingeniero de diseño de instalaciones esté familiarizado con la infraestructura existente, ya que puede tomar decisiones basadas en la distribución y capacidad de los ductos, pudiendo incluso resolver problemas de manejo de la producción sin que sea necesario construir nuevos ductos.
- Es indispensable hacer una diferenciación de los ductos que manejan fluidos provenientes de distintas formaciones, ya que por lo general presentaran características diferentes en cuanto a su composición e impurezas presentes, principalmente para prevenir que se mezclen corrientes que pudieran ser corrosivas como el gas sulfhídrico y el agua, por lo tanto además de conocer bien las redes de recolección es importante tener presente el tipo de fluidos que conducen.
- Es necesario que se validen todos y cada unos de los datos necesarios para elaborar un modelo, ya que en ocasiones la fuente de donde provienen no es una fuente oficial, o en el caso de valores medidos, no hay garantía de que las mediciones hayan sido adecuadas, por esta razón, el ingeniero encargado de elaborar el modelo debe corroborar los datos verificando la fuente e inclusive teniendo que ir a medir personalmente cada parámetro.
- Es fundamental tener conocimientos sobre flujo multifásico en tuberías para poder diseñar una red de recolección, ya que cuando se tiene que ajustar el modelo es necesario modificar ciertas funciones del simulador como por ejemplo las correlaciones empleadas para calcular las caídas de presión. Por esta razón el software es considerado solamente como una herramienta para elaborar los modelos, y la habilidad para realizar esta actividad depende el ingeniero de diseño de instalaciones, y para desarrollar ésta habilidad se tiene que contar con bases teóricas sólidas.
- Uno de los parámetros más importantes al momento de dimensionar los ductos es la relación de velocidades, pues si el diámetro que se elige se basa en evitar que los fluidos no alcancen por ningún motivo la velocidad de erosión.
- Nunca hay que perder de vista el aporte de fluidos que podemos obtener bajo diferentes escenarios, porque a veces los escenarios que vislumbran más producción puede que incluso disminuyan el aporte de hidrocarburos, ya que si incrementamos el caudal de un pozo esperando ganar algunos cientos de barriles, puede que este incremento ocasione contrapresiones en la cabeza de otros pozos provocando que perdamos varios miles de barriles, entonces a veces los escenarios planteados puede

Conclusiones y Recomendaciones.

que no reflejen las condiciones esperadas, por lo tanto siempre que se vaya a tomar una decisión de este tipo es necesario justificarla con una simulación.

Bibliografía:

- Garaicochea, F., "Transporte de Hidrocarburos por ductos" Colegio de Ingenieros Petroleros, 1990, 1ra edición.
- Katz, D.L., "Prediction of the Shrinkage of Crude Oils", Drilling and Production Practice.
- Carlos Banzer S., "Correlaciones Numéricas" Instituto de Investigaciones Petroleras, Universidad de Zulia, 1ra edición, 1996.
- Cuautli Hernández, María Elena. "Propiedades de los Fluidos petroleros", Universidad Nacional Autónoma de México, Capítulo 4: Ecuaciones de Estado.
- Carlos Banzer S., "Correlaciones Numéricas" Instituto de Investigaciones Petroleras, universidad de Zulia, 1ra edición, 1996.
- McCain, W.D., the properties of petroleum fluids, 2nd ed., Tulsa, Penn Well Books, 1990.
- Garaicochea, F., "Transporte de Hidrocarburos por ductos" Colegio de Ingenieros Petroleros, 1990, 1ra edición.
- Kent Arnold; surface production operations VOLUME 1 Design Of Oil-Handling Systems And Facilities, Second Edition; 1999.
- Kent Arnold, Surface Production Operations VOLUME 1 Design Of Oil-Handling Systems And Facilities, Second Edition; 1999.
- Culson, H.M., "Ingeniería Química Volumen 1" Altabra, 3ra edición; 1997.
- Beggs H. D., "Production Optimiztion, Using NODAL Analysis". OGHl Publication, Oil & gas Consultans International Inc. Tulsa, 1991
- Begss H. D and Brill J. P. "An Experimental Study of Two- Plase Flow in Inclines Pipes". J. P. T. Mayo 1973.
- Bertuzzi A. F., Tek M. R., and Poettmann F. H. "Simultaneous Flow of Liquid and Gas Through Horizontal Pipe". Trans. AIME 1956.
- Brown J. "The Technology Artificial Lift Methods" vol 3a. Penn Well Publishing Co., Tulsa Oklahoma 1996.
- Dukler A. E. Wicks and Cleveland R. G. "Frictional Pressure Drop in Two- Plase Flow (A) Comparison of Existing Correlation for Pressure Loss and Holdup (B) An Approach Through Similarity Analysis". AICHE, Journal pp 38-51.
- Economides M. J. "Petroleum Production Systems". Prentice- Hall, PTR, 1994
- Gómez Cabrera J. A. "Pozos Fluyentes, Bombeo Neumático y Bombeo Hidráulico". Facultad de Ingeniería, U. N. A. M. 1984.
- Galindo Ixpango Félix Alberto, "Diccionario de Términos Petroleros" Arboles, 3ra Edición, 2003.