

**EVALUACION DEL SISTEMA DE RECOLECCION DE GAS
EN EL SECTOR ISLA VI DEL CAMPO CANTAGALLO
APLICANDO UNA SOFTWARE COMO
HERRAMIENTA PARA EL ANALISIS**

AUTORES:

**JORGE LUIS MEDINA CARDENAS
MARIA FERNANDA MORA HERRERA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO QUIMICAS
BUCARAMANGA**

2009

**EVALUACION DEL SISTEMA DE RECOLECCION DE GAS
EN EL SECTOR ISLA VI DEL CAMPO CANTAGALLO
APLICANDO UNA SOFTWARE COMO
HERRAMIENTA PARA EL ANALISIS**

**JORGE LUIS MEDINA CARDENAS
MARIA FERNANDA MORA HERRERA**

Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de:

Ingeniero de Petróleos

**DIRECTOR:
FREDY ABELARDO NARIÑO REMOLINA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO QUIMICAS
BUCARAMANGA**

2009

DEDICATORIA

***A mis padres**, a quienes quiero demasiado y agradezco por apoyarme y ayudarme a seguir adelante en los momentos difíciles. Sin ustedes nunca hubiese podido llegar a donde estoy y no me alcanzaría una vida entera para poder devolverles todo el amor, enseñanzas y apoyo que me han brindado. A ti mami porque aparte de ser mi super mama has sido mi amiga incondicional.*

*A mi tía **Nelly**, porque ha sido mi segunda mama, mostrando siempre su apoyo incondicional y confianza. Además de sus infinitas demostraciones de orgullo y amor.*

*A mi hermano, **Gonzalo**, por todo el apoyo y la confianza depositada en mi, y por sus demostraciones de orgullo expresadas a demás personas y conocidos.*

*A mi adorado novio, **Jorge Luis**, quien además de ser el compañero de tesis ideal, ha sido una fuente infinita de apoyo. Porque sin tus motivaciones seguramente no hubiese podido hacer muchas de las mil cosas que hice para llegar hasta este punto y además obviamente por todo el amor y momentos de alegría que he pasado gracias a ti.*

***A mis amigos**, quienes me ayudaron a llegar a este punto, porque muy seguramente sin ustedes como grupo de estudio las cosas que parecían imposibles no hubieran podido ser resueltas y también por su invaluable amistad, cariño y apoyo. Lo único que me resta por decir es gracias niños y niñas, se les quiere mucho.*

MARIA FERNANDA MORA HERRERA

***A mis padres,** a los que quiero mucho, porque siempre estuvieron apoyándome a la distancia en todos los momentos que pasé y con todas las decisiones que tuve que afrontar en estos cinco años. Porque además de ser mis padres son mis mejores amigos y por estar siempre orgullosos de mis logros. Por motivarme siempre a seguir adelante y a tratar de ser el mejor en todas las metas propuestas.*

***A mis hermanos,** a quienes quiero y agradezco por sus innumerables consejos y por el apoyo que me brindó cada uno a su manera en todo este recorrido. Porque yo sé que siempre se preocuparon por mí y siempre estuvieron atentos a mis necesidades, logros y dificultades.*

***Al resto de mi familia,** porque siempre estuvieron pendientes de que a mí me fuera bien en la universidad y orgullosos de mi carrera universitaria. En especial a mi **tía Judith**, que me acogió en su hogar y me convirtió en un hijo más y con la que compartí estos últimos cinco años de mi vida.*

*A mi noviecita preciosa, **Marifer**, porque siempre me apoyaste en todo lo que hice y estuviste conmigo en los momentos difíciles. Porque además de mi novia eres mi amiga y compañera y fuiste capaz de soportarme en estos casi dos años de estar contigo. Y por último, por brindarme tantos momentos bonitos que he pasado a tu lado y tanto amor. Te amo mucho mi vida y ojalá siempre estés conmigo.*

***A mis amigos,** porque siempre estuvieron conmigo desde el principio de la universidad, porque siempre nos mantuvimos unidos en los momentos adversos y los logramos superar juntos siempre. Mis llaves, solo les quiero decir que los aprecio mucho y que espero que siempre seamos amigos sin importar el rumbo que tomen nuestras vidas, porque su amistad vale mucho.*

JORGE LUIS MEDINA CÁRDENAS

AGRADECIMIENTOS

*Agradecemos de manera muy especial al Ingeniero **Fredy Nariño**, por la ayuda que nos brindó, por su gran sacrificio para lograr la realización de este proyecto y porque adicionalmente nos dio la oportunidad de conocerlo y nos ofreció su valiosa amistad.*

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	1
1. PRINCIPIOS DE FLUJO COMPRESIBLE EN TUBERIAS	2
1.1 COMPORTAMIENTO DE FLUJO EN TUBERIAS	3
1.1.1 Tipos de regímenes de flujo monofásico	3
1.1.2 Número de Reynolds	4
1.1.3 Ecuación general de energía	5
1.1.4 Rugosidad de la tubería	7
1.1.5 Factores de fricción	9
1.2 ECUACIONES PARA FLUJO DE GAS	11
1.2.1 Ecuación general	11
1.2.2 Ecuación de Weymouth	16
1.2.3 Ecuación de Pandhandle	17
1.2.4 Ecuaciones para flujo de gas a baja presión	20
1.2.4.1 Ecuación de Spitzglass	20
1.2.4.2 Ecuación de Oliphant	21
1.2.4.3 Ecuación de AGA	21
1.2.5 Aplicación de las ecuaciones de flujo de gas	22

1.3 PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN ACCESORIOS	23
1.3.1 Coeficientes de resistencia	24
1.3.2 Longitud equivalente	25
1.3.3 Coeficiente de flujo laminar	29
1.3.4 Criterio para definir tamaño de tubería	29
1.4 FLUJO EROSIONAL	31
1.4.1 Espesor de la tubería	32
2. SISTEMAS DE RECOLECCIÓN DE GAS	36
2.1 Líneas de flujo	36
2.2 Líneas troncales	37
2.3 ARREGLOS DE SISTEMAS DE RECOLECCION	37
2.3.1 Arreglo radial	39
2.3.2 Arreglo axial	39
2.4 DISEÑO DE UN SISTEMA DE RECOLECCION	40
2.4.1 CONSIDERACIONES GENERALES	41
2.4.1.1 Presiones de proceso	42
2.4.1.2 Caída de presión	43
2.4.1.3 Temperatura del proceso	43
2.4.1.4 Caudales de gas	43
2.4.1.5 Composición y propiedades del fluido	43

2.4.1.6 Manejo de cambios en condiciones de operación	44
2.4.1.7 Presencia de sólidos	44
2.4.1.8 Diámetro de línea	44
2.4.1.9 Espesor de la pared	45
3. DESCRIPCION DEL CAMPO CANTAGALLO	46
3.1 Localización	46
3.2 Reseña histórica	47
3.3 GEOLOGÍA Y ESTRUCTURA	49
3.3.1 Estratigrafía	49
3.3.2 Estructura del yacimiento	51
3.4 HISTORIA DE PRODUCCIÓN	52
3.4.1 Aspectos petrofísicos	53
3.4.2 Estación Isla VI	54
3.5 PARTES DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN	56
3.5.1 Cabezales de pozo	57
3.5.2 Accesorios	57
3.5.3 Line pipe	58
3.5.4 Separadores	60
3.5.5 Depuradores	61
3.5.6 Compresores	62

4. MODELAMIENTO DEL SISTEMA DE RECOLECCION Y DESCRIPCION DE LA HERRAMIENTA SOFTWARE	64
4.1 Generalidades de la herramienta software	64
4.2 Tipo de simulación	65
4.3 Tipo de fluido	66
4.4 Unidades de medida	67
4.5 PLATAFORMA DE TRABAJO	67
4.5.1 Entradas o sources	67
4.5.2 Uniones o junctions	71
4.5.3 Salidas o sinks	72
4.5.4 LINKS	72
4.5.4.1 Accesorios y dispositivos	73
4.5.4.2 Diámetro	74
4.5.4.3 Longitud	75
4.5.4.4 Cambio de elevación	75
4.5.4.5 Rugosidad	76
4.5.4.6 Ambiente exterior de la tubería	76
4.5.4.7 Ecuación de flujo	78
5. AJUSTE, RESULTADOS Y ANALISIS DE SENSIBILIDAD	79
5.1 Ajuste del modelo	79
5.2 RESULTADOS DEL MODELO AJUSTADO	80
5.2.1 Presiones calculadas	80
5.2.2 Caídas de presión	82
5.2.3 Caudales calculados	83
5.3 DIÁMETROS EQUIVALENTES	83
5.3.1 Líneas troncales	83

5.3.2 Líneas de flujo	84
5.4 Velocidades de flujo	86
5.5 EVALUACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE FLUJO	87
5.5.1 Origen de los problemas	87
5.5.2 Problemas encontrados	87
5.6 ANALISIS DE SENSIBILIDAD	88
5.6.1 Cambios de diámetros	88
5.6.1.1 Velocidades de flujo	89
5.6.1.1 Caídas de presión	90
5.6.2 Disparo de Pozo	91
6. RECOMENDACIONES	93
6.1 Línea 1	93
6.2 Línea 6	94
6.3 Líneas de flujo	94
6.4 Modelo ideal	95
CONCLUSIONES	97
BIBLIOGRAFIA	98

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 1. Rugosidad de una tubería vista desde un Microscopio. Tomado de <i>fluidos.eia.edu.co/hidráulica</i>	7
Figura 2. Diagrama de Moody. Tomado de Arnold, Ken. Surface Production Operation. Vol 1. 1986	11
Figura 3. Factor de fricción vs diámetro de tubería para tres correlaciones. Tomado de Arnold, Ken. Surface Production Operation. Vol 1. 1986	22
Figura 4. Caída de presión aproximada para tuberías cortas. Tomado de Arnold, Ken. Surface Production Operation. Vol 1. 1986	31
Figura 5. Arreglo radial	39
Figura 6. Arreglo axial	40
Figura 7. Localización del campo Yariguí-Cantagallo. Tomado de Ecopetrol S.A	46

Figura 8. Curva de producción hasta el año 2000. Tomado de Ecopetrol S.A	49
Figura 9. Columna estratigráfica de la cuenca del Valle Medio de Magdalena. Tomado de Ecopetrol S.A	50
Figura 10. Mapa estructural al tope de las arenas Cantagallo. Tomado de Ecopetrol S.A	52
Figura 11. Cabezal de pozo con BES	57
Figura 12. Manifold de producción	59
Figura 13. Trampas para raspadores	60
Figura 14. Separador de varios y de prueba	61
Figura 15. Depurador de gas	62
Figura 16. Esquema de un junction o unión	71
Figura 17. Esquema de un link.	73

LISTA DE TABLAS

	Página
Tabla 1. Rugosidad absoluta en tubos comerciales. Tomado de Sotelo Ávila, Gilberto. Hidráulica General. Vol.1.	8
Tabla 2. Variación de la rugosidad según el uso de la tubería. Tomado de Kumar, Sanjay. Gas Reservoir Engineering. Vol 4. 1987.	9
Tabla 3. Coeficientes de resistencia para accesorios de tubería. Tomado de Arnold, Ken. Surface Production Operation. Vol 1. 1986	25
Tabla 4. Longitudes equivalentes para válvulas y accesorios en pies. Tomado de Arnold, Ken. Surface Production Operation. Vol 1. 1986	26
Tabla 5. Factor de diseño, F. Tomado de Arnold, Ken. Surface Production Operation. Vol 1. 1986	34
Tabla 6. Factor de ajuste de temperatura. Tomado de Arnold, Ken. Surface Production Operation. Vol 1. 1986	35

Tabla 7. Producción de los pozos de la estación Isla VI. Fuente Ecopetrol, SA.	55
Tabla 8. Datos de entrada para las fuentes del Clúster A	68
Tabla 9. Datos de entrada para las fuentes del Clúster B	69
Tabla 10. Datos de entrada para las fuentes del Clúster C	70
Tabla 11. Datos de entrada para las fuentes del Clúster D	71
Tabla 12. Datos de entrada para la salida del campo Cantagallo	72
Tabla 13. Descripción de la estructura de las principales líneas del sistema de recolección del campo.	75
Tabla 14. Presiones calculadas ajustando líneas troncales	81
Tabla 15. Caídas de presión en las líneas principales	82
Tabla 16. Caudales calculados	83
Tabla 17. Diámetros equivalentes de líneas de flujo de algunos pozos.	84

Tabla 18. Presiones calculadas del modelo totalmente ajustado	85
Tabla 19. Velocidades del gas de las líneas principales	86
Tabla 20. Velocidades de flujo para los cuatro casos	90
Tabla 21. Caídas de presión para los cuatro casos.	90
Tabla 22. Presiones obtenidas debido al disparo de pozo	91
Tabla 23. Diámetros, caídas de presión y velocidades de flujo de las líneas principales para el modelo ideal	96

RESUMEN

TITULO:

EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE GAS EN EL SECTOR ISLA VI DEL CAMPO CANTAGALLO APLICANDO UN SOFTWARE COMO HERRAMIENTA PARA EL ANÁLISIS.

AUTORES:

JORGE LUIS MEDINA CARDENAS
MARIA FERNANDA MORA HERRERA**

PALABRAS CLAVES:

Flujo monofásico, Sistema de recolección, Caída de presión, Líneas de flujo, Optimización.

DESCRIPCION:

Debido a la importancia que representan las líneas de flujo que componen el sistema de recolección dentro de un campo, fue necesario realizar un monitoreo e inspección del sistema de recolección de gas mediante el uso de una herramienta software que permite identificar oportunidades de mejora buscando una optimización de dicho sistema.

Inicialmente se realiza una descripción del sistema de recolección de gas del sector Isla VI del Campo Cantagallo; este sistema consta de un total de 32 pozos, un depurador y una estación compresora, los cuales fueron localizados dentro del software como el modelo inicial utilizando los datos de diámetro y longitud que se tenían como historial del campo. Posteriormente se procede a realizar la primera corrida, la cual sirve para identificar los posibles tramos de tubería que presentan problemas. Una vez estos tramos están identificados se procede a realizar el cálculo del diámetro equivalente.

Para realizar una evaluación más detallada se realiza un análisis de sensibilidad que consiste en el estudio de variables operacionales como diámetros y longitudes, y parámetros como velocidad de flujo y caída de presión.

Basados en los resultados obtenidos, se presentan las recomendaciones que permitirán optimizar el sistema de recolección analizado y finalmente las conclusiones de la investigación que resumen tanto los problemas encontrados como las oportunidades de mejora que fueron halladas durante el proceso.

*Trabajo de grado.

**Facultad de Ingeniería Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Ing. Fredy Abelardo Nariño Remolina

SUMMARY

TITLE:

EVALUATION OF ISLAND VI OF CANTAGALLO FIELD GAS GATHERING SYSTEM
APPLYING A SOFTWARE AS A TOOL FOR ANALYSIS.*

AUTHORS:

JORGE LUIS MEDINA CARDENAS
MARIA FERNANDA MORA HERRERA**

KEY WORDS:

Monophasic Flow, Gathering System, Pressure Drops, Flow Lines, Optimization.

DESCRIPTION:

Given the importance that represents the flow lines that make up the gathering system in a field, it was necessary to do a monitoring and inspection of the gas gathering system using software to identify opportunities for improvement searching the optimization of that system.

First, a description of island VI of Cantagallo field gas gathering system was done; this system consists of a total of 32 wells, a scrubber and a compressor station, which were located within the software as the initial model using diameter and length data from the field history. Subsequently proceed to the first run, which serves to identify the possible sections of pipeline problems. Once these sections are identified they are to calculate the equivalent diameter.

To perform a more detailed assessment is carried out a sensitivity analysis which consist the study of operational variables such as diameters and lengths, and parameters such as flow velocity and pressure drop.

Based on the results, it presents the recommendations that will optimize the gas gathering system analyzed and finally the research conclusions that summarize both problems and opportunities for improvement that were found during the process.

*Trabajo de grado.

**Facultad de Ingeniería Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Ing. Fredy Abelardo Nariño Remolina

INTRODUCCION

El desarrollo de un campo petrolero depende en gran medida del correcto funcionamiento de las líneas de flujo que componen el sistema de recolección, debido a que estas son el medio por el cual se transporta el fluido producido, ya sea líquido o gas, desde cabeza de pozo hasta las estaciones de recolección. Por esta razón es de vital importancia realizar un monitoreo constante a dichas líneas con el fin de obtener las menores pérdidas de fluidos, mejorar la productividad del campo y disminuir en la mayor cantidad posible los problemas operacionales que se presenten en el campo a causa del transporte del fluido.

En el monitoreo de las líneas de flujo generalmente se tienen en cuenta diferentes parámetros como son la velocidad de flujo, las pérdidas de presión, el diámetro de la tubería y los distintos efectos ocasionados por el paso del tiempo que generan deterioro en la tubería y disminuyen la eficiencia de flujo.

Con el fin de optimizar el sistema de recolección de gas en la Estación Isla VI del Campo Cantagallo se hace necesario realizar una serie de análisis utilizando una herramienta software que permita evaluar y revisar detalladamente las líneas de flujo que componen esta estación para así recomendar las soluciones que permitan aumentar la productividad del campo y disminuir los problemas operacionales que se presentan actualmente.

1. PRINCIPIOS DE FLUJO DE FLUIDOS COMPRESIBLES EN TUBERIAS

Para determinar la pérdida de presión de un fluido compresible que circula por una tubería se requiere del conocimiento de la relación entre presión y volumen específico; lo cual no es fácil de determinar. Los casos considerados normalmente son casos de flujo adiabático y flujo isotérmico.

El flujo adiabático se supone que ocurre en tuberías cortas y aisladas, en las cuales no se transfiere calor desde o hacia la tubería.

El flujo isotérmico se supone que ocurre frecuentemente, ya que éste se acerca más a lo que realmente ocurre en la tubería. Este tipo de flujo se encuentra en tuberías de gas natural, especialmente en tuberías aisladas y que manejan presiones altas.

La densidad de un gas varía directamente con la presión, por lo tanto, si se produce una caída de presión significativa entre dos puntos, densidad y la velocidad también cambian significativamente.

Cuando se trabaja con fluidos compresibles debe tenerse en cuenta las siguientes restricciones al utilizar la ecuación de Darcy:

- Si la pérdida de presión calculada es menor del 10% de la presión de entrada, se obtiene una exactitud razonable si el volumen específico que se introduce en la ecuación se basa en las condiciones de entrada o salida.
- Si la caída de presión calculada es mayor al 10% pero menor al 40% de la presión de entrada, la ecuación de Darcy puede aplicarse con una precisión razonable, utilizando el volumen específico basado en un promedio de las

condiciones de entrada y salida, ó se puede corregir el efecto con base en el factor neto de expansión “Y”.

- Para pérdidas de presión mayores, como las que se presentan en tuberías largas, deben utilizarse otros métodos, como por ejemplo el método de longitud equivalente.

1.1 COMPORTAMIENTO DE FLUJO EN TUBERIAS.

1.1.1 Tipos de regímenes de flujo monofásico. Son posibles tres tipos de flujos en una sola fase: laminar, de transición y turbulento.

- **Flujo laminar.** Cuando el gradiente de velocidad es bajo, las partículas se desplazan pero no rotan, o lo hacen pero con muy poca energía, el resultado final es un movimiento en el cual las partículas siguen trayectorias definidas, y todas las partículas que pasan por un punto en el campo del flujo siguen la misma trayectoria.
- **Flujo turbulento.** Al aumentar el gradiente de velocidad se incrementa la fricción entre partículas vecinas al fluido, y estas adquieren una energía de rotación apreciable, la viscosidad pierde su efecto, y debido a la rotación las partículas cambian de trayectoria. Al pasar de unas trayectorias a otras, las partículas chocan entre sí y cambian de rumbo en forma errática.

El flujo "turbulento" se caracteriza porque:

- Las partículas del fluido no se mueven siguiendo trayectorias definidas.
- La acción de la viscosidad es despreciable.

- Las partículas del fluido poseen energía de rotación apreciable, y se mueven en forma errática chocando unas con otras.
- **Flujo de transición.** El paso de flujo laminar a turbulento es un fenómeno gradual, inicialmente se produce turbulencia en la zona central del tubo donde la velocidad es mayor, pero queda una corona de flujo laminar entre las paredes del tubo y el núcleo central turbulento.

Al aumentar la velocidad media, el espesor de la corona laminar disminuye gradualmente hasta desaparecer totalmente. Esta última condición se consigue a altas velocidades cuando se obtiene turbulencia total en el flujo.

1.1.2 Número de Reynolds. Reynolds aplicó un análisis dimensional al fenómeno del flujo, y concluyó que el régimen de flujo que predominará es una función del siguiente grupo adimensional conocido como el número de Reynolds, N_{Re} :

N_{Re} = fuerzas inerciales / fuerzas viscosas

$$N_{Re} = \frac{\rho v d}{\mu}$$

Donde

d = Diámetro interno del conducto a través del cual el fluido está fluyendo, pies.

v = Velocidad del fluido, pies/seg.

ρ = Densidad del fluido, lb/pies³.

μ = Viscosidad del fluido, lb/pies-seg.

Para la mayoría de las aplicaciones prácticas, el número de Reynolds para un gas está dado por:

$$N_{Re} = 20 \frac{q_{sc} \gamma_g}{\mu d}$$

Donde

q_{sc} = Caudal de gas a condiciones estándar, Mscfd.

μ = viscosidad del gas, cp

d = Diámetro interno de la tubería, pulgadas.

El número de Reynolds es muy importante para definir qué tipo de régimen de flujo predominará. Se considera flujo laminar para un $N_{Re} < 2100$ y flujo turbulento para un $N_{Re} > 4000$. Para un Reynolds entre 2100 y 4000 se considera como régimen de transición, que usualmente se trabaja como flujo turbulento.

1.1.3 Ecuación general de energía. El teorema de Bernoulli es una expresión matemática basada en la ley de la conservación de la energía. Este teorema plantea que la energía total de un fluido en un punto particular arriba de un plano de referencia es la suma de la elevación, la presión de la cabeza y su velocidad. El teorema de Bernoulli se expresa matemáticamente de la siguiente forma:

$$Z_1 + \frac{144 P_1}{\rho_1} + \frac{V_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{144 P_2}{\rho_2} + \frac{V_2^2}{2g} + h_L$$

Donde

Z = Elevación vertical de la tubería, pies.

P = Presión del fluido, psi.

ρ = Densidad del fluido monofásico, lb/pies³.

V = Velocidad del fluido monofásico, pies/seg.

g = Aceleración debido a la gravedad, 32.2 pies/seg²

h_L = Pérdidas de presión estática de la cabeza debido al flujo del fluido, pies de fluido.

La ecuación anterior determina la diferencia de energía que existe entre dos puntos. Para llegar a esta expresión se asume que no hay pérdidas de energía por fricción y no se le adiciona ni se le quita ninguna energía al sistema, es decir, se considera estado estable.

El flujo siempre está acompañado por la fricción; esta fricción resulta en una pérdida de energía disponible para el trabajo. Una ecuación general para la pérdida de presión debido a la fricción es la de Darcy-Weisbach. Esta ecuación puede ser derivada racionalmente por análisis dimensional del balance de energía, excepto el factor de fricción que debe ser determinado experimentalmente. La ecuación expresada en pies de fluido es la siguiente:

$$h_L = \frac{f_m L V^2}{2 g D}$$

Al convertir éstas pérdidas de pies de fluido a libras por pulgada cuadrada, la ecuación se convierte:

$$\Delta P_f = \frac{\rho f_m L V^2}{(144) D (2g_c)}$$

Donde,

ρ = Densidad del fluido monofásico, lb/pies³

f_m = Factor de fricción de Moody.

L = Longitud de la tubería, pies.

V = Velocidad del fluido monofásico, pies/seg.

D = Diámetro interno de la tubería, pies.

g_c = Constante gravitacional, 32.2 (pies-lbm)/(lbf-seg²).

Esta ecuación es válida tanto para flujo laminar como turbulento y se deben tener en cuenta cambios en la elevación, velocidad y densidad; pero como en la mayoría de los sistemas de recolección de gas los cambios por elevación y velocidad pueden ser despreciados, se puede obtener una expresión para determinar la caída de presión entre dos puntos en una tubería. La ecuación es la siguiente:

$$\Delta P_f = 0.0013 \frac{f \rho L V^2}{D}$$

1.1.4 Rugosidad de la tubería. La fricción para fluir a través de una tubería está afectada por la rugosidad de las paredes de los tubos. La rugosidad absoluta de un tubo, ϵ , es definida como la altura media de protuberancias, que puede ser descrita como granos de arena apretadamente empacadas que ocasionan el mismo gradiente de presión como la tubería dada.

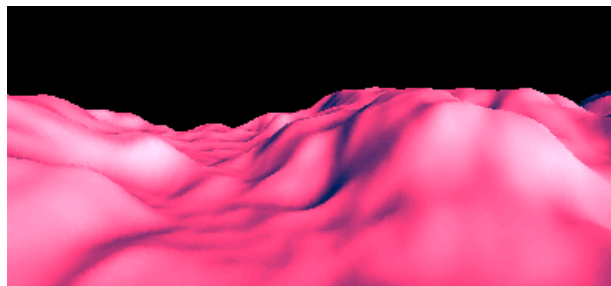


Figura 1. Rugosidad de una tubería vista desde un microscopio

El siguiente cuadro muestra las rugosidades absolutas de diferentes materiales nuevos:

Tabla 1. Rugosidad absoluta en tubos comerciales

Tipo de tubo	Descripción del material	ϵ (mm)
<i>Tubos lisos</i>		
	De vidrio, cobre, latón, madera (bien cepillada) y acero nuevo soldado.	0.015
	Tubos de latón	0.025
	Hierro fundido nuevo	0.25
	Hierro fundido oxidado	1 a 1.5
	Hierro fundido nuevo, con bridas o juntas de macho y campana	0.15 a 0.3
	Hierro fundido para agua potable, con bastantes incrustaciones y diámetro de 50 a 125mm	1 a 4
	Acero laminado, nuevo	0.04 a 0.1
<i>Tubos de acero soldado de calidad normal</i>		
	Nuevo	0.05 a 0.1
	Limpiado después de mucho uso	0.15 a 0.2
	Moderadamente oxidado, con pocas incrustaciones	0.4
	Con costura longitudinal y una línea transversal de remaches en cada junta, o bien	0.3 a 0.4
	Acero soldado, con una hilera transversal sencilla de pernos en cada junta, laqueado interior, sin oxidaciones, con circulación de agua turbia.	1
<i>Tubos remachados, con filas longitudinales y transversales</i>		
	Espesor de lámina < 5mm	0.65
	Espesor de lámina > 12mm	5.5
	Asbesto-cemento nuevo	0.025

	Concreto en galerías, colado con cimbra normal de madera	1 a 2
	Concreto de acabado liso	0.025
	Conductos de concreto armado, con acabado liso y varios años de servicio	0.2 a 0.3
	Concreto con acabado normal	1 a 3
	Concreto con acabado rugoso	10
	Cemento liso	0.3 a 0.8
	Cemento no pulido	1 a 2
	Concreto pre-esforzado	0.4 a 0.25
	Mampostería de piedra	1.2 a 15

La rugosidad puede variar con el uso del material o de la tubería como se muestra en el siguiente cuadro:

Tabla 2. Variación de la rugosidad con el uso de la tubería

Commonly used well tubing and line pipe	ϵ, pulgadas
Tubería nueva	0.0005 – 0.0007
12 meses de uso	0.00150
24 meses de uso	0.00175

1.1.5 Factores de fricción. El factor de fricción (f) se define como la relación entre el esfuerzo de corte en la interfase fluido-sólido y la energía cinética del fluido por unidad de volumen y es usado para calcular la magnitud de la caída de presión debido a la fricción.

Para flujo en estado estable en un conducto circular uniforme como una tubería, el factor de fricción se encuentra en la ecuación de Fanning pero en términos

prácticos es más utilizado el factor de fricción de Moody (f_m), el cual es cuatro veces el factor de Fanning.

El factor de fricción incluye, además de la rugosidad, el flujo característico del régimen de flujo. Es por lo tanto, una función del número de Reynolds y de la rugosidad relativa:

$$f = f(N_{Re}, \epsilon/d)$$

- Para flujo laminar: Cuando el flujo es laminar, el factor de fricción tiene una relación directa con el número de Reynolds, tal como se muestra en la siguiente ecuación:

$$f_m = \frac{64}{Re}$$

Como se observa la rugosidad de la tubería no tiene ningún efecto sobre el factor de fricción en este tipo de flujo.

- Para flujo turbulento: Para este caso el factor de fricción es una función tanto del número de Reynolds como de la rugosidad de la tubería, sin embargo, cuando se tienen valores altos del número de Reynolds el factor de fricción se convierte en función solo de la rugosidad de la tubería.

Existe una gran cantidad de correlaciones que han sido desarrolladas para la dependencia de los factores de fricción con el número de Reynolds y la rugosidad de la tubería, pero en la práctica es mucho más utilizado el diagrama de Moody, debido a la sencillez que presenta éste frente a la utilización de las correlaciones anteriormente mencionadas.

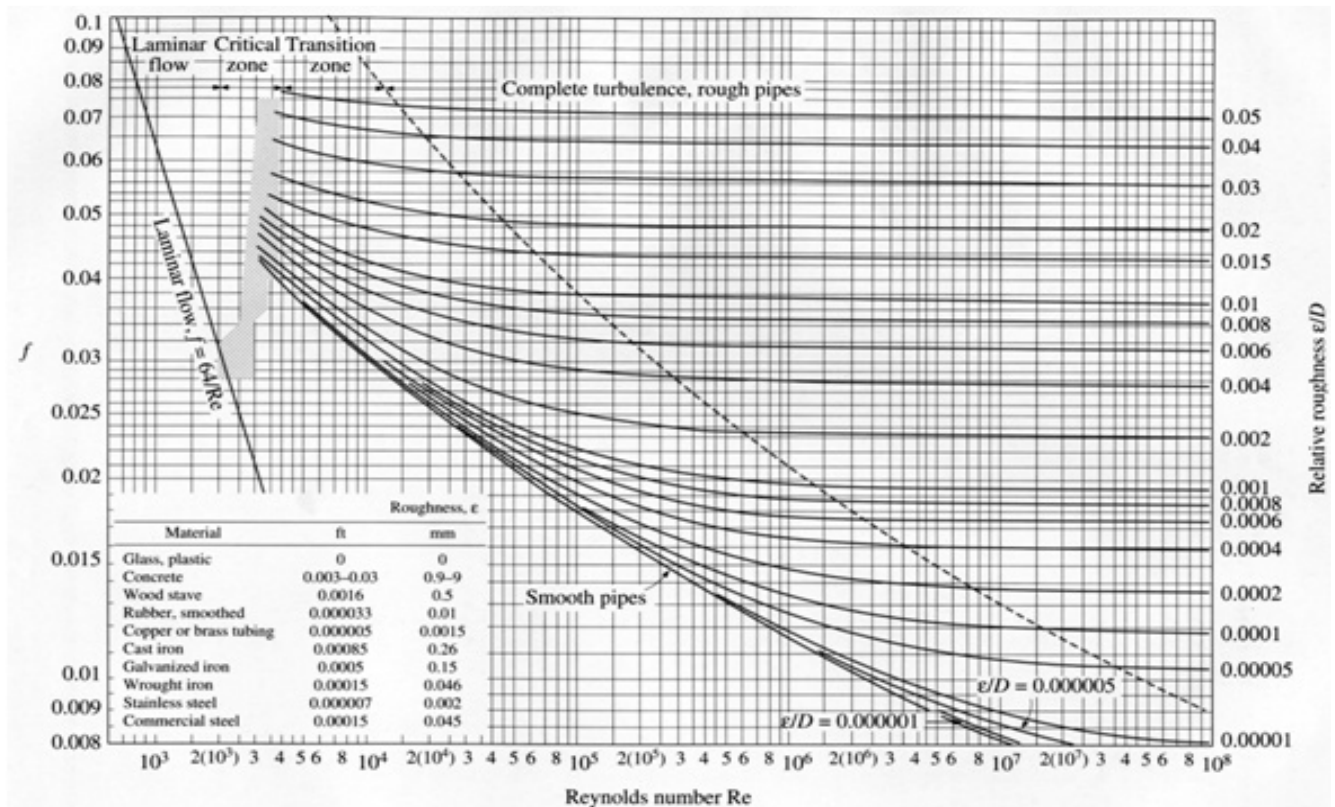


Figura 2. Diagrama de Moody.

1.2 ECUACIONES PARA FLUJO DE GAS

1.2.1 Ecuación general de flujo de gas en tuberías. Debido a que el gas es un fluido compresible, es decir, que su densidad es una función dependiente de la temperatura y presión, éste no puede ser modelado por la ecuación de Darcy ya que ésta asume densidad constante a través de la tubería. Por ésta razón a Weymouth se le atribuye el desarrollo de la ecuación general para flujo de gas en estado estable e isotérmico a través de tuberías horizontales.

Cuando el gas fluye a través de la tubería, éste se expande debido a la caída en la presión y, por lo tanto, tiende a disminuir su valor de densidad. Al mismo tiempo, si no es agregado calor al sistema, el gas se enfriará, causando que la densidad del gas tienda a aumentar. En el flujo a través de tuberías, la caída de la presión es

gradual y hay una suficiente área superficial de la tubería entre el gas y los alrededores para que se le agregue calor a éste y así mantener al fluido a una temperatura constante. En tal caso se puede considerar que el gas sufre una expansión isotérmica.

En situaciones donde la temperatura del gas es significativamente diferente a la temperatura ambiente, la consideración de flujo isotérmico no es válida. La ecuación general para la expansión isotérmica del gas en función del flujo másico está dada por:

$$w^2 = \left[\frac{144 g A^2}{\bar{V}_1 \left(\frac{fL}{D} + 2 \log_e \frac{P_1}{P_2} \right)} \right] \left[\frac{(P_1)^2 - (P_2)^2}{P_1} \right]$$

Donde,

w = Flujo másico, libras/seg.

g = Aceleración de la gravedad, pies/seg².

A = Área transversal de la tubería, pies².

\bar{V}_1 = Volumen específico del gas a condiciones de entrada, pies³/libras.

f = Factor de fricción.

L = Longitud, pies.

D = Diámetro de la tubería, pies.

P₁ = Presión de entrada, psia.

P₂ = Presión de salida, psia.

Las implicaciones de las diferentes suposiciones en el desarrollo de la ecuación general son las siguientes:

1. No hay trabajo mecánico: Se asume que no se realiza trabajo sobre el gas entre los puntos a los cuales las presiones son medidas. Esta condición puede ser satisfecha fácilmente sino existen estaciones compresoras entre estos dos puntos.
2. Flujo en estado estable: Esta suposición es la mayor causa de diferencias en los cálculos de flujo en tuberías. Las razones para un estado no estable son las siguientes: líquidos en la tubería, variaciones en las condiciones de operación, variaciones en las tasas de suministro de gas y pulsaciones en presión/tasa de flujo.
3. Flujo isotérmico: Esta suposición es usualmente empleada debido a que se utilizan en la industria del gas las tuberías enterradas, las cuales no se ven muy afectadas por los cambios de la temperatura atmosférica. El calor de la compresión es disipado rápidamente a pocas millas de la estación de compresión.
4. Cambio despreciable de la energía cinética: Esta suposición es justificada debido a que los cambios en la energía cinética son despreciables, comparados con los cambios en presión, para tuberías muy largas, como los gasoductos comunes.
5. Factor de compresibilidad del gas constante (promedio): Esta es una aproximación razonable, especialmente si el factor Z promedio es calculado con la presión promedio.
6. Tubería horizontal: En la práctica, el flujo nunca es completamente horizontal, sin embargo, los cambios de elevación a lo largo de una tubería rara vez son muy grandes y su efecto en el cálculo del flujo de gas usualmente es despreciable.

Para propósitos prácticos, se considera la siguiente relación, la cual puede ser despreciada:

$$2 \log_e \frac{P_1}{P_2} \ll \frac{fL}{D}$$

Con esta suposición y sustituyendo en la ecuación anterior resulta la siguiente relación para unidades de campo:

$$P_1^2 - P_2^2 = 25.1 \frac{SQ_g^2 Z T_1 f L}{d^5} \quad (1)$$

Donde,

P_1 = Presión de entrada, psia.

P_2 = Presión de salida, psia.

S = Gravedad específica del gas a condiciones estándar.

Q_g = Tasa de flujo de gas, MMscfd.

Z = Factor de compresibilidad del gas.

T_1 = Temperatura de flujo, °R.

f = Factor de fricción de Moody, adimensional.

d = Diámetro interno de la tubería, pulgadas.

El factor Z cambiará ligeramente del punto 1 al punto 2. Este es usualmente asumido constante y su valor es escogido a una presión promedio que se calcula de la siguiente forma:

$$\frac{2}{3} \left[P_1 + P_2 - \frac{P_1 P_2}{P_1 + P_2} \right]$$

Reagrupando la ecuación (1) y despejando Q_g se tiene la ecuación general de flujo de gas en estado estable e isotérmico en tuberías horizontales en unidades de campo:

$$Q_g = 0.119 \left[\frac{d^5 (P_1^2 - P_2^2)}{Z T_1 f L S} \right]^{1/2}$$

Una aproximación de la ecuación (1) puede realizarse cuando el cambio en la presión es menor al 10% de la presión de entrada. Si esto es cierto se puede realizar la siguiente suposición:

$$P_1^2 - P_2^2 \cong 2P_1(P_1 - P_2)$$

Sustituyendo en la ecuación (1) se tiene:

$$\Delta P = 12.6 \left[\frac{S Q_g^2 Z T_1 f L}{P_1 d^5} \right]$$

Para resolver esta ecuación para un diámetro de tubería que va a manejar un flujo dado y una caída de presión, es necesario primero suponer el diámetro y luego calcular el número de Reynolds para determinar el factor de fricción. Una vez el factor de fricción es conocido, se puede calcular el diámetro de tubería y compararlo con el valor asumido. Esto resulta en un proceso iterativo que finaliza cuando se logra una convergencia.

Con el fin de evitar los cálculos del proceso iterativo que se generan en la ecuación general de flujo al momento de hallar el factor de fricción de Moody, una gran cantidad de ecuaciones empíricas para el flujo de gas han sido desarrolladas. Dichas ecuaciones sólo difieren en forma de definir la relación del factor de fricción. Debido a que los factores de fricción varían en un amplio rango con el número de Reynolds y la rugosidad de la tubería, estas ecuaciones no son universalmente aplicables; por esta razón, en operaciones de campo los ingenieros utilizan la ecuación que mejor se amolde a las condiciones que se tengan.

Entre las ecuaciones de flujo de gas a través de tuberías se encuentran las de Weymouth, Panhandle, Panhandle modificada, Spitzglass y la de AGA; las cuales se explicarán a continuación.

1.2.2 Ecuación de Weymouth. Esta ecuación publicada en 1912, está basada en medidas de aire comprimido fluyendo a través de tuberías que se encontraban en el rango de 0.8 a 11.8 pulgadas, en la zona del diagrama de Moody donde las curvas de rugosidad relativa son totalmente horizontal. Weymouth definió el factor de fricción como una función del diámetro mediante la siguiente ecuación:

$$f = \frac{0.032}{d^{1/3}}$$

Sustituyendo la anterior relación en la ecuación general, se obtiene la ecuación de Weymouth en unidades de campo:

$$Q_g = 1.11d^{2.67} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{LSZT_1} \right]^{1/2}$$

Donde,

Q_g = Tasa de flujo, MMscfd.

d = Diámetro interno de la tubería, pulgadas.

P_1 y P_2 = Presión en los puntos 1 y 2 respectivamente, psia.

L = Longitud de la tubería, pies.

S = Gravedad específica del gas a condiciones estándar.

T_1 = Temperatura del gas a la entrada, °R.

Z = Factor de compresibilidad del gas.

Asumiendo una temperatura de 520°R, una compresibilidad de 1 y una gravedad específica de 0.6 la ecuación de Weymouth puede ser escrita como:

$$Q'_g = 865d^{2.67} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{L_m} \right]^{1/2}$$

Donde,

Q'_g = Tasa de flujo, scfd.

L_m = Longitud de la tubería, millas.

Los factores de corrección para la gravedad y la temperatura son simplemente relaciones de raíces cuadradas de los valores asumidos divididos por los valores actuales.

La ecuación de Weymouth calcula de manera más exacta las tasas medidas para tuberías cortas y sistemas de recolección que otras fórmulas desarrolladas; tampoco puede ser aplicada a cualquier variedad de diámetros y rugosidades, y no es válida para la región de flujo parcialmente turbulento.

Esta ecuación debe ser usada para aproximar el flujo totalmente turbulento aplicando factores de corrección determinados del sistema al cual la correlación va a ser aplicada.

1.2.3 Ecuación de Panhandle. Esta ecuación describe el flujo de gas a través de tuberías lisas y es una aproximación razonable para el régimen parcialmente turbulento. El factor de fricción puede ser representado por una línea recta con pendiente negativa constante en la región de número de Reynolds moderado en el diagrama de Moody.

- **Ecuación de Panhandle A**

A principios de la década de los 40, la Compañía de tuberías del Este Panhandle, desarrolló una ecuación para calcular el flujo de gas en tuberías, y definieron un factor de fricción como una función únicamente del número de Reynolds:

$$f = \frac{0.0768}{\text{Re}^{0.1461}}$$

La ecuación de Panhandle A aplica para números de Reynolds entre 5×10^6 a 11×10^6 .

Usando esta relación y asumiendo constante la viscosidad del gas, en la ecuación general de flujo de gas la ecuación de Panhandle A resulta:

$$Q_g = 0.020E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{S^{0.853} Z T_1 L_m} \right]^{0.059} d^{2.62}$$

Donde,

E = Factor de eficiencia.

= 1.0 para tubería nueva.

= 0.95 para buenas condiciones operacionales.

= 0.92 para condiciones operacionales regulares.

= 0.85 para condiciones de operación desfavorables

Esta ecuación modela el flujo de gas a través de tuberías lisas y es más aplicable para tuberías de grandes diámetros, a altas tasas de flujo. Cuando ésta se ajusta con un factor de eficiencia, E, de 0.90, la ecuación es una aproximación razonable del flujo parcialmente turbulento. La ecuación pierde exactitud a medida que el flujo de gas incrementa. Muchas personas utilizan un factor de eficiencia de 0.92.

- **Ecuación de Panhandle B**

Esta ecuación nueva o revisada de Panhandle fue publicada en 1956. Es solo ligeramente dependiente del número de Reynolds.

$$f = \frac{0.00359}{\text{Re}^{0.03922}}$$

La ecuación de Panhandle B asume un régimen de flujo totalmente turbulento y una pendiente más baja de $n = 0.039$.

Sustituyendo esta relación en la ecuación general de flujo de gas, la ecuación Panhandle B puede ser escrita como:

$$Q_g = 0.028E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{S^{0.961} Z T_1 L_m} \right]^{0.51} d^{2.53}$$

Donde,

E = Factor de eficiencia.

= 1.0 para tubería nueva.

= 0.95 para buenas condiciones operacionales.

= 0.92 para condiciones operacionales regulares.

= 0.85 para condiciones de operación desfavorables.

La ecuación puede ser ajustada con el uso de un factor de eficiencia que hace a la ecuación aplicable a través de un rango relativamente limitado de números de Reynolds. Este factor generalmente varía entre 0.88 y 0.94. La ecuación de Panhandle B es más aplicable para tuberías de grandes diámetros, a altos valores de números de Reynolds

En la práctica, las ecuaciones de Panhandle son utilizadas comúnmente para grandes diámetros, tuberías largas donde el número de Reynolds está sobre la zona de la línea recta en el diagrama de Moody.

1.2.4 Flujo de gas a baja presión. Los sistemas de recolección de gas con frecuencia implican operar a presiones por debajo de 100 psi. Para estas condiciones de baja presión, han sido desarrolladas ecuaciones que arrojan mejores resultados que las ecuaciones de Weymouth y de Panhandle.

1.2.4.1 Ecuación de Spitzglass. Esta ecuación es usada para líneas que trabajan cerca de la presión atmosférica. Esta se deriva directamente de la ecuación general de flujo de gas realizándose las siguientes suposiciones:

- La temperatura es de 520 °R
- $P_1 = 15$ psi
- $Z = 1.0$
- Pérdida de presión menor al 10% de la presión de entrada.
- Se trabaja con un factor de fricción definido en función únicamente del diámetro interno de la tubería:

$$f = \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03d\right) \left(\frac{1}{100}\right)$$

Con estas suposiciones, y expresando la caída de presión en términos de pulgadas de agua, la ecuación de Spitzglass puede ser escrita como:

$$Q_g = 0.09 \left[\frac{\Delta h_w d^5}{SL \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03d\right)} \right]^{1/2}$$

Donde, Δh_w = Pérdidas de presión, pulgadas de agua.

1.2.4.2 Ecuación de Oliphant. Esta ecuación fue diseñada para el flujo de gas entre el vacío y 100 psi:

$$Q = 42(24) \left(d^{2.5} + \frac{d^3}{30} \right) \left(\frac{14.4}{P_b} \right) \left(\frac{T_b}{520} \right) \left[\left(\frac{0.6}{S} \right) \left(\frac{520}{T} \right) \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{L_m} \right) \right]^{1/2}$$

1.2.4.3 Ecuaciones de AGA. Las ecuaciones de AGA fueron desarrolladas para aproximar el flujo parcial y totalmente turbulento usando dos diferentes factores de transmisión. La ecuación para el flujo turbulento tiene en cuenta la rugosidad relativa de la tubería, ϵ/D . Esta ecuación utiliza el siguiente factor de transmisión:

$$\sqrt{\frac{1}{f_f}} = 4 \log_{10} \left(\frac{3.7D}{\epsilon} \right)$$

Cuando el factor de transmisión para flujo turbulento es sustituido en la ecuación general de flujo de gas, la ecuación de AGA para flujo turbulento se convierte en:

$$Q = 38.77 \left(\frac{T_b}{P_b} \right) E \left[4 \log_{10} \left(\frac{3.7D}{\epsilon} \right) \right] \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{SL_m T_{avg} Z_{avg}} \right]^{0.5} d^{2.5}$$

La ecuación para el flujo parcialmente turbulento tiene en cuenta tubería lisa, y utiliza el siguiente factor de transmisión:

$$\sqrt{\frac{1}{f_f}} = 4 \log_{10} \frac{Re}{\sqrt{1/f_f}} - 0.6$$

Sustituyendo esta relación en la ecuación general de flujo de gas no da como resultado una ecuación que se pueda resolver directamente. Para el flujo

parcialmente turbulento debe aplicarse un factor de arrastre friccional para tener en cuenta los efectos de codos en la tubería e irregularidades.

1.2.5 Aplicación de las ecuaciones de flujo de gas. Tanto la ecuación de Weymouth como la de Spitzglass asumen que el factor de fricción es una función del diámetro de la tubería. La siguiente figura compara los factores de fricción calculados de éstas ecuaciones con el factor de fricción indicado por la línea horizontal del diagrama de Moody para dos diferentes rugosidades absolutas.

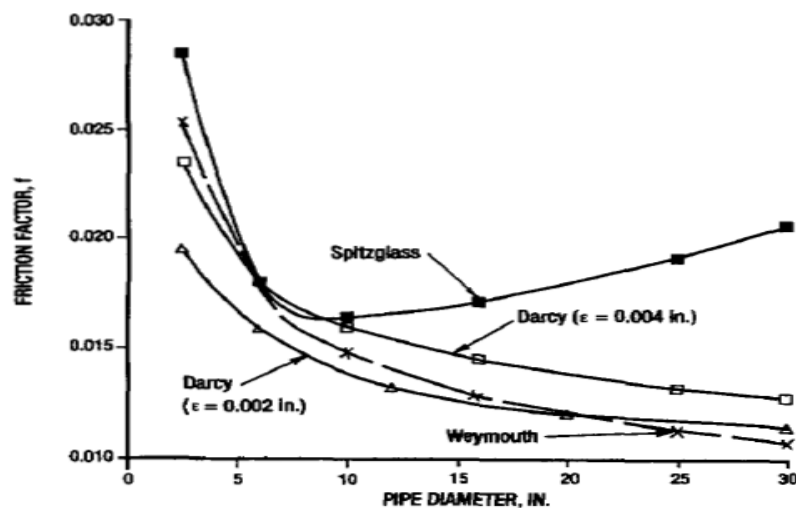


Figura 3. Factor de fricción vs. Diámetro de tubería para tres correlaciones.

En el rango de diámetros de tuberías pequeño (3 - 6 pulgadas) todas las curvas tienden a presentar resultados idénticos. Para diámetros grandes (10 pulgadas y mayor) la ecuación de Spitzglass se vuelve demasiado conservadora. La curva de la ecuación está en la dirección equivocada, por lo tanto la forma de la ecuación debe estar errada. La ecuación de Weymouth tiende a presentar resultados muy bajos con diámetros de tubería mayores a 20 pulgadas. Su pendiente es mayor que la de la ecuación de flujo general con $\epsilon = 0.002$ pulgadas. Esto simplemente es un resultado de la forma en la cual las ecuaciones de Spitzglass y Weymouth representan el diagrama de Moody.

Las ecuaciones empíricas de flujo de gas usan varios coeficientes y exponentes para tener en cuenta la eficiencia y el factor de fricción. Estas ecuaciones representan las condiciones de flujo en las cuales dichas ecuaciones fueron desarrolladas, por lo que pueden no ser exactas bajo diferentes condiciones. La siguiente guía es para recomendar el uso de las ecuaciones de flujo de gas:

1. La ecuación general de flujo es recomendada para la mayoría de las condiciones. Si es inconveniente el uso del procedimiento iterativo de la ecuación general y se desconoce las condiciones de aplicación de la ecuación de Weymouth y de Panhandle, calcule los resultados usando éstas dos ecuaciones y use la caída de presión más alta calculada.
2. Use la ecuación de Weymouth sólo para diámetros pequeños, tuberías cortas dentro de las facilidades de producción donde el número de Reynolds se espera que sea alto.
3. Use las ecuaciones de Panhandle sólo para diámetros grandes, tuberías largas donde el número de Reynolds se espera que sea moderado.
4. Use la ecuación de Spitzglass para líneas de venteo de baja presión con diámetros menores de 12 pulgadas.

1.3 PÉRDIDA DE PRESIÓN EN VÁLVULAS Y EN ACCESORIOS DE TUBERÍA

En muchos problemas de tubería, especialmente aquellos asociados a las facilidades de producción costa afuera donde la limitación del espacio es importante, la caída de presión a través de válvulas, codos, tees, ampliaciones y reducciones se vuelve en un factor significativo. Las dos maneras más comunes de manejar éstas caídas de presiones adicionales para el flujo de gas son el uso de coeficientes de resistencia y longitudes equivalentes.

1.3.1 Coeficientes de resistencia. La ecuación de Darcy puede ser reescrita como:

$$H_L = K_r \frac{V^2}{2g}$$

Donde,

K_r = Coeficiente de resistencia

El coeficiente de resistencia se puede hallar por la siguiente ecuación:

$$K_r = \frac{f L}{D}$$

Aunque K_r depende del número de Reynolds y la rugosidad de la superficie, también como de la geometría del codo o accesorios, esta dependencia es usualmente despreciada. Valores aproximados de K_r se muestran en la siguiente tabla para diferentes accesorios de tubería.

Tabla 3. Coeficientes de resistencia para accesorios de tubería

Accesorio	Kr
Válvula tipo globo	10
Válvula de ángulo	5
Válvula de compuerta totalmente abierta	0.2
Válvula de compuerta medianamente abierta	5.6
Codo	2.2
Tee	1.8
Codo de 90°	0.9
Codo de 45°	0.4

La pérdida total de presión para un sistema completo de tubería puede ser determinado de la siguiente ecuación:

$$H_L = \sum K_r \frac{V^2}{2g}$$

1.3.2 Longitud equivalente: Con frecuencia es mucho más simple tratar las válvulas y los accesorios en términos de su longitud equivalente de tubería. La longitud equivalente de una válvula o accesorio es la longitud de una sección equivalente de tubería del mismo diámetro que genera la misma caída de presión. La pérdida de presión total es determinada agregando todas las longitudes equivalentes a la longitud de la tubería. La longitud equivalente, L_e , puede ser determinada de K_r de la siguiente manera:

$$L_e = \frac{K_r D}{f}$$

$$L_e = \frac{K_r d}{12f}$$

La siguiente tabla resume las longitudes equivalentes para diferentes válvulas y accesorios más comunes.

Tabla 4. Longitudes equivalentes para válvulas y accesorios en pies.

Sudden		Enlargement						Contraction					
		Std red.		Sudden		Std red.		Sudden		Std red.			
d/D=3/4	d/D=1/4	d/D=1/2	d/D=3/4	d/D=1/4	d/D=1/2	d/D=3/4	d/D=1/4	d/D=1/2	d/D=3/4	d/D=1/2	d/D=3/4		
1	3	4	1	3	2	1	3	2	1	1			
1	3	5	1	3	3	1	3	3	1	1			
2	4	6	2	4	3	2	4	3	2	2			
2	5	8	2	5	4	2	5	4	2	2			
3	6	10	3	6	5	3	6	5	3	3			
4	9	14	4	9	7	4	9	7	4	4	1		
5	12	19	5	12	9	5	12	9	5	5	2		
7	15	24	7	15	12	7	15	12	6	6	2		
8	18	28	8	18	14	8	18	14	7	7	2		
9	20			20	16		20	16	8				
10	24			24	18		24	18	9				
11	26			26	20		26	20	10				
13	30			30	23		30	23	11				
14	32			32	25		32	25	12				
15	35			35	27		35	27	13				

Short rad Weld thrd	Long Rad Weld thrd	Hard T. Weld thrd	Soft T. Weld thrd	90° miter bends				d/D=1/2
				2 miter	3 miter	4 miter	d/D=1/4	
35	23	89	23				5	3
45	34	1011	34				7	4
5	3	12	3				8	5
6	4	14	4				10	6
7	5	19	5				12	8
11	8	28	8				18	12
15	9	37	9				25	16
18	12	47	12				31	20
22	14	55	14	28	21	20	37	24
26	16	62	16	32	24	22	42	26
29	18	72	18	38	27	24	47	30
33	20	82	20	42	30	28	53	35
36	23	90	23	46	33	32	60	38
40	25	100	25	52	36	34	65	42
44	27	110	27	56	39	36	70	46
55	40	140	40	70	51	44		
66	47	170	47	84	60	52		
77	55	200	55	98	69	64		
88	65	220	65	112	81	72		
99	70	250	70	126	90	0		
110	80	260	80	190	99	92		

Nominal pipe size (In)	Globe valve or ball check valve	Angle valve	Swing check valve	Plug cock	Gate or ball valve	45° ell	
						Weld	thrd
1 ^{1/2}	55	26	13	7	1	1	2
2	70	33	17	14	2	2	3
2 ^{1/2}	80	40	20	11	2	2	2
3	100	50	25	17	2	2	2
4	130	65	32	30	3	3	3
6	200	100	48	70	4	4	4
8	260	125	64	120	6	6	6
10	330	160	80	170	7	7	7
12	400	190	95	170	9	9	9
14	450	210	105	80	10	10	10
16	500	240	120	145	11	11	11
18	550	280	140	160	12	12	12
20	650	300	155	210	14	14	14
22	688	375	170	225	15	15	15
24	750	380	185	254	16	16	16
30				312	21	21	21
36					25	25	25
42					30	30	30
48					35	35	35
54					40	40	40
60					45	45	45

1.3.3 Coeficiente de flujo laminar. Las longitudes equivalentes que son usualmente publicadas en tablas son para flujo turbulento. La siguiente ecuación es usada cuando el flujo es laminar, que es, cuando el número de Reynolds es menor que 1000:

$$(L_e)_{laminar} = \frac{Re}{1000} L_e$$

Donde,

$(L_e)_{laminar}$ = Longitud equivalente a ser usada en los cálculos de caída de presión

L_e = Longitud equivalente de la válvula o accesorio si el flujo fuera turbulento.

1.3.4 Criterio para definir el tamaño de la tubería. En tuberías de gas se debe tener la certeza de que hay suficiente presión para mover el fluido a través de la tubería. Este es un problema típico tanto en sistemas de recolección de gas de gran longitud o en tuberías de venteo donde se maneja un gran caudal de gas.

Cuando se escoge el tamaño de la tubería es necesario considerar tanto la caída de presión como la velocidad de flujo. El primer criterio es muy importante para tuberías de gran longitud o para cuando el fluido fluye a través de equipos operando a la misma presión. El segundo criterio también es muy importante porque el fluido debe mantenerse debajo de una velocidad máxima para prevenir problemas como la erosión, el ruido y golpe de ariete; el fluido también debe mantenerse por encima de una velocidad mínima para que este pueda transportar arena y otros sólidos.

Para algunas líneas las pérdidas de presión debido a la fricción debe ser recuperado comprimiendo nuevamente el gas. Cuando éste es el caso, es posible hacer un balance económico entre el costo de una tubería más grande para minimizar la caída de la presión contra el costo de una compresión adicional. La

figura 4 es una curva aproximada que intenta hacer este balance. En muchos casos, esta figura tiene poca importancia ya que la caída de presión es debida a un dispositivo de control de presión, y el tamaño y presión de operación del compresor no son muy controlados. Esta figura puede ser usada para escoger un diámetro de tubería directamente, despejando el diámetro de la ecuación de la caída de presión en la línea de gas con $\Delta P/P_1 < 10\%$. La cual está dada por:

$$d^5 = \frac{1260 STfQ_g^2}{P(\Delta P/100ft)}$$

Donde,

d = Diámetro interno de la tubería, pulgadas

S = Gravedad específica del gas (aire=1)

T = Temperatura, °R

f = Factor de fricción de Moody

Q_g = Tasa de flujo de gas, MMscfd.

P = Presión, psi

ΔP/100ft = Caída de presión deseada por 100 pies (figura 4)

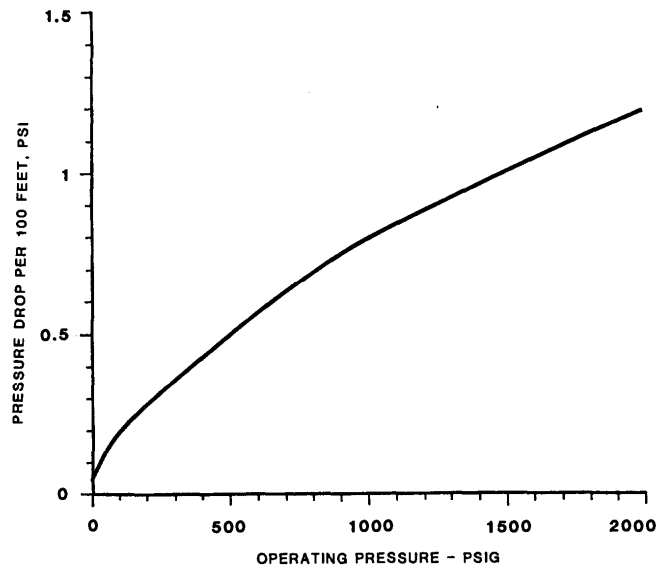


Figura 4. Caída de presión aceptable para tuberías cortas.

1.4 FLUJO EROSIONAL

La erosión causada por un fluido ocurre cuando partículas sólidas impactan contra la pared de la tubería con la fuerza suficiente para erosionar el material, exponiendo el metal al fluido y permitiendo que ocurra una mayor corrosión. A una velocidad de flujo más alta es mayor la tendencia a que ocurra la erosión por parte del fluido.

Aunque el criterio de velocidad erosional fue derivado para el flujo de dos fases, también se puede aplicar para gases donde la cantidad de líquido es muy pequeña. La velocidad erosional para gases se puede hallar de la siguiente forma:

$$V_e = 0.6C \left[\frac{T}{SP} \right]^{1/2}$$

Donde,

V_e = Velocidad erosional, pies/seg.

C = Constante de flujo erosional.

T = Temperatura, °R.

S = Gravedad específica del gas a condiciones estándar (aire = 1).

P = Presión, psia.

La velocidad actual del gas, expresada en unidades de campo, puede ser determinada como:

$$V = 60 \frac{Q_g T Z}{d^2 P}$$

Donde,

Q_g = Tasa de flujo de gas, MMscfd.

T = Temperatura, °R.

d = Diámetro interno de la tubería, pulgadas.

P = Presión, psia.

V = Velocidad del gas, pies/seg.

Z = Factor de compresibilidad del gas.

1.4.1 Espesor de la tubería. Después de seleccionar el diámetro interno correcto teniendo en cuenta los criterios anteriores, es necesario escoger una tubería con suficiente espesor para que ésta pueda resistir la presión interna.

Existen diferentes normas estándares usadas alrededor del mundo para calcular el espesor requerido de una tubería. La ANSI B 31.8 “Sistemas de distribución y transporte de gas”, es la norma que comúnmente se usa para transporte y distribución de gas en las facilidades de producción tierra adentro.

- **ANSI B 31.8**

El espesor especificado por esta norma para una tubería dada puede ser calculado de la siguiente forma:

$$t = \frac{Pd_o}{2(FETS)}$$

Donde,

t = Espesor a ser especificado en una determinada tubería, pulgadas.

P = Presión interna de tubería, psi.

d_o = Diámetro externo de la tubería, pulgadas.

S = Mínimo esfuerzo de fluencia de la tubería, psi.

F = Factor de diseño

E = Factor de junta longitudinal

= 1.0 para piezas sin soldadura o ligeramente soldada.

= 0.8 para soldadura eléctrica y con calor.

= 0.6 para tubería completamente soldada.

T = Factor de degradación por temperatura.

Tabla 5. Factor de diseño, F.

Design Factor, F			
Location class (B 31.8 Definition)	Class Location (DOT CFR 192)	Design Factor (F)	General Description
Location Class 1,			
Division 1	Not applicable	0.8	Sparsely populated areas, farmland, deserts
Division 2	Class location 1	0.72	Sparsely populated areas, farmland, deserts
Location Class 2,			
Division 1	Class location 1	0.6	Fringe areas around cities and towns
Location Class 3,			
Division 1	Class location 3	0.5	Residential and industrial areas
Location Class 4			
Division1	Class location 4	0.4	Dense areas with multi story buildings

Tabla 6. Factor de ajuste de temperatura

Temperature Derating Factor, T	
Temperature, °F	Derating Factor
-20 a 250	1000
300	0.967
350	0.933
400	0.900
450	0.867

Los términos de F, E, T y S representan el esfuerzo permitido. Es decir, los factores de seguridad aproximados para el tipo de locación, el tipo de junta y temperatura son aplicados al esfuerzo de fluencia del material de la tubería para obtener un esfuerzo permitido.

La mayoría de las líneas de transmisión de gas manejan un producto relativamente “limpio” y por esta razón, en esta norma no se especifica ningún valor permitido para la corrosión interna de la tubería.

Para determinar el factor de diseño es necesario primero definir el tipo de locación para el área de interés.

2. SISTEMAS DE RECOLECCIÓN DE GAS

Un sistema de recolección de flujo en superficie consta de una sección de tubería y accesorios que sirven para transportar el fluido producido desde la cabeza del pozo hasta las facilidades de producción del campo.

El gas natural producido de muchos pozos en un área determinada es recogido y llevado a separadores y facilidades de producción del campo por medio de un sistema de tubería conocido como sistema de recolección. El gas procesado o parcialmente procesado es luego llevado a la tubería principal que transporta el gas a los consumidores. El gas es también distribuido por medio de una red de tubería que introduce un poco de complejidad en los cálculos de flujo. A continuación se describirá brevemente los sistemas de recolección de gas y el transporte de gas a través de redes de tuberías.

2.1 LÍNEAS DE FLUJO

Las líneas de flujo son la red de tuberías que salen desde la cabeza del pozo y conducen el gas libre producido por el anular de los pozos hasta un sistema de separación de gas – líquido como un depurador, el cual es instalado dependiendo de la cantidad de líquido que es arrastrado por el gas. En este sistema también se incluye el gas disuelto en el crudo que sale de los separadores. Su tamaño depende de la tasa de producción diaria de cada pozo y en Colombia los tamaños más comunes son de 2, 3 y 4 pulgadas de diámetro nominal. El gas también puede ser llevado directamente a una línea troncal.

2.2 LÍNEAS TRONCALES

Las líneas troncales o también llamadas líneas principales son las encargadas de recolectar el gas que viene directamente de las líneas de flujo o de los depuradores y lo transportan hasta la zona donde se le da el tratamiento final para cumplir con las especificaciones de entrega. El tamaño de esta línea depende del caudal total de gas que va a ser transportado. Los tamaños más comunes de estas líneas en Colombia son 4, 6, 8 y 10 pulgadas de diámetro nominal.

2.3 ARREGLOS DE SISTEMAS DE RECOLECCIÓN

Los sistemas más conocidos para arreglos de sistemas de recolección son el radial y el axial, los cuales dependen de la forma en que se instalarán las líneas procedentes de los pozos, con el propósito de centralizar la producción de fluidos en un solo punto llamado Batería. Esto se hace para recolectar, separar, tratar, fiscalizar y bombear los fluidos comerciales producidos en el campo.

La selección del tipo de arreglo depende el número y ubicación de las baterías a implementar en el campo; para esto se definen algunos parámetros:

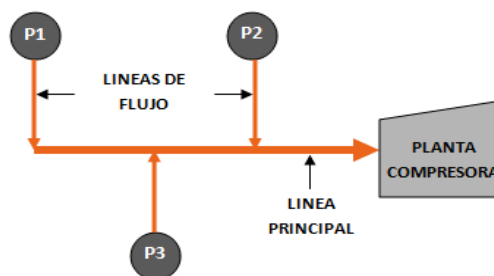
- Potencial y extensión del yacimiento.
- Características litológicas de la formación.
- Condiciones del terreno, características topográficas y estudio de suelos.
- Presión de formación.
- Características de los fluidos.
- Análisis económico para verificar la rentabilidad del proyecto.

La batería o facilidad de producción se debe ubicar en un punto centralizado respecto a los pozos productores, con el fin de obtener la mínima caída de presión entre el pozo y la unidad de producción, además de otros factores como:

- Cercanía de los pozos actuales o de aquellos que se tiene planificado desarrollar.
- Facilidad de acceso a las instalaciones.
- Disponibilidad de agua de lavado, sistema contra incendio, agua para enfriamiento y agua potable.
- Disposición y facilidad para la eliminación de desechos que pueden causar contaminación.
- Disponibilidad de fuentes de energía tales como combustibles y energía eléctrica para el correcto funcionamiento de la unidad de producción.
- Lejanía a centros residenciales, rurales y urbanos.

2.3.1 Arreglo radial. En este tipo de arreglo, las líneas de flujo convergen a un punto central a través de una línea independiente que parte desde la cabeza del pozo hasta la batería de producción.

Para el caso de sistemas de recolección de gas, las líneas de flujo que parten del anular de cada pozo tienen como punto de convergencia la línea troncal del campo (figura 5a) o un depurador (figura 5b) al cual llega el gas disuelto de los separadores y las líneas de flujo independientes de los pozos.



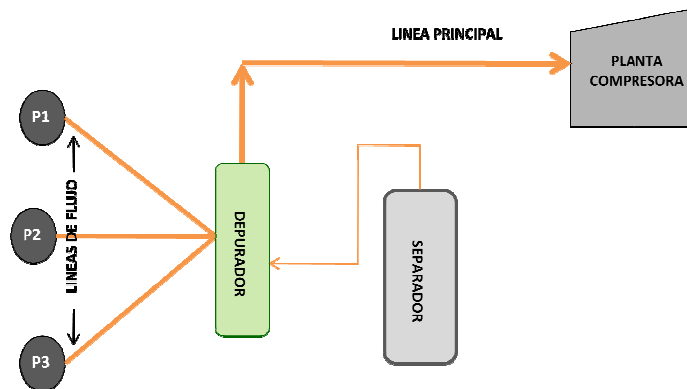


Figura 5. Arreglo radial

2.3.2 Arreglo axial. En el arreglo axial de un sistema de recolección se ubican varias subestaciones de recolección en donde los fluidos son conducidos a la estación central por líneas troncales. Este tipo de arreglo normalmente se utiliza en campos de gran extensión, o donde no es práctico construir una planta de tratamiento en un punto central.

Para el caso específico de recolección de gas, las líneas de flujo provenientes del anular de cada pozo ya no tienen como punto de convergencia una línea troncal, sino a un colector al cual llegan las líneas de flujo de cada pozo que están localizados en un mismo clúster (figura 6a). También se puede dar el caso donde se puede tener más de un depurador al cual llegue el gas de los separadores y de las líneas de flujo independientes de cada pozo, para que posteriormente converjan en la línea troncal (figura 6b).

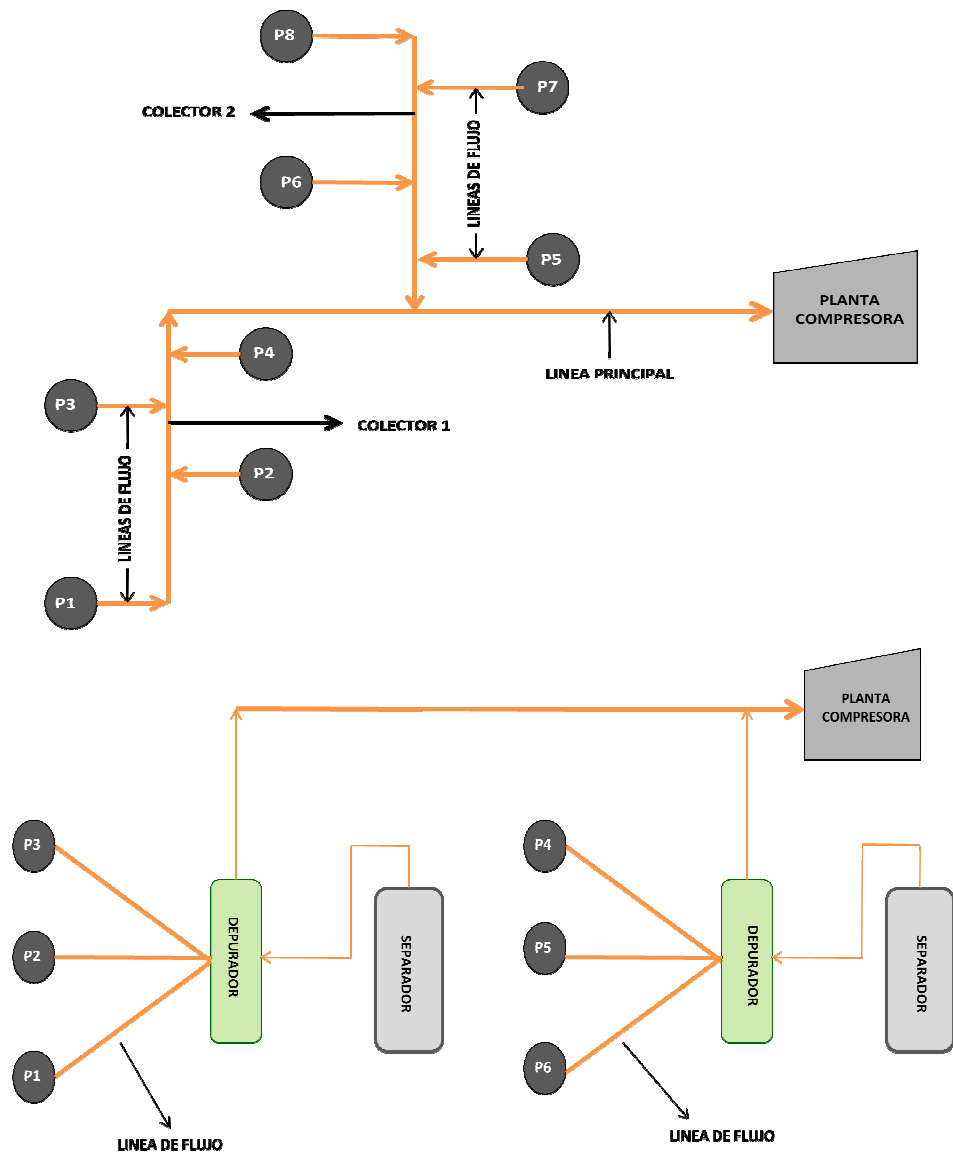


Figura 6. Arreglo axial

3.1 DISEÑO DE UN SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE GAS

Para el diseño de un sistema de recolección de gas, se debe tener en cuenta la distribución de los pozos en el campo, es decir, del punto de partida de los pozos hasta donde se desea transportar el gas de cada uno de ellos. Las tuberías que se utilizan son de dos tipos principales: líneas de flujo y líneas troncales, como se mencionó anteriormente.

Seguido al estudio de distribución de los pozos en el campo, se reporta la información necesaria de producción en cabeza para cada pozo tales como presión en el anular, caudal de gas, temperaturas, relación gas – líquido, cortes de agua, entre otros datos que sean necesarios.

La primera y una de las más importantes variables de cálculo que se debe definir para el diseño de sistemas de recolección es el diámetro requerido para las condiciones de operación óptimas, relacionadas con el balance económico favorable para los costos de instalación y un mejor aprovechamiento de la energía disponible del sistema.

Después de encontrar el diámetro óptimo para el sistema, se define la red con todos los accesorios, colectores y líneas que sean necesarias. Se verifica que las caídas de presión sean las mínimas para los arreglos que se establezcan. Por lo tanto, se debe tener en cuenta los siguientes aspectos:

- La longitud de las líneas para una red de gas deben ser lo más cortas posible, para reducir las pérdidas de presión por fricción.
- Las caídas de presión son inversamente proporcionales al diámetro de la tubería, por lo cual se debe realizar un análisis económico donde se relacione éste parámetro con la presión para seleccionar el diámetro óptimo de operación.
- El sistema debe tener una presión tan alta como sea posible para que el gas conserve su energía y facilite el transporte a través de las líneas de menor diámetro. Mientras mayor sea la presión del gas menor será su volumen y menor será el tamaño necesario de la tubería para su transporte.

2.4.1 Consideraciones generales. Uno de los aspectos más importantes relacionados con la instalación de un sistema de recolección de gas es el diseño de la tubería, es decir, la selección de los diámetros, espesores y materiales más apropiados para las condiciones a las cuales va a trabajar el sistema. En cuanto a

esto, existe una serie de consideraciones que hay que tener en cuenta si se desea el mejor diseño del sistema de recolección:

2.4.1.1 Presiones de proceso. Existen tres valores de presión importantes al momento de diseñar un sistema de recolección:

- **Máxima presión de trabajo permitida:** Es la máxima presión a la cual va a ser sometida la tubería durante su vida útil de operación. Esta presión debe ser menor o igual a la máxima tensión que el material de la tubería y los equipos pueden resistir.
- **Presión normal de operación:** Es la presión de operación anticipada que ha sido utilizada para determinar los requerimientos de diámetro y limitaciones por caídas de presión para varias condiciones de operación.
- **Presión de operación futura:** Para el diseño de las tuberías se debe tener en cuenta las presiones esperadas a medida que el yacimiento pierde su energía natural. Para la selección del diámetro se debe tener en cuenta tanto las condiciones iniciales de flujo como las que se presentarán en el futuro, dado que en las tuberías de gas, la mayor velocidad de flujo se da usualmente en la etapa tardía de la producción.

Las líneas de gas diseñadas para el período de producción del campo, cuando los volúmenes son relativamente grandes y las presiones altas, se pueden utilizar durante el período de declinación del campo puesto que, la reducción en los caudales de gas compensa la reducción en presión.

2.4.1.2 Caída de presión. Cuando el diseño del sistema final está terminado, la caída de presión en todas las secciones debe estar dentro del rango de caída de presión de 3.5 – 5.85 psi/milla.

Caídas de presión superiores a este rango causan que el compresor trabaje a un factor de carga alto, generando costos elevados por la demanda de combustible; por otra parte, la excesiva presión agrega problemas de operación.

2.4.1.3 Temperaturas del proceso. En el diseño de los sistemas de recolección de gas se deben tener en cuenta dos importantes temperaturas:

- **Temperatura de diseño:** Es la temperatura máxima o mínima a la cual puede ser sometida la tubería durante su operación, dependiendo de cuál sea el parámetro de control.
- **Temperatura normal de operación:** Es la temperatura de operación anticipada que ha sido utilizada para determinar el diámetro requerido para varias condiciones de operación.

2.4.1.4 Caudales de gas del proceso. Se deben tener en cuenta las condiciones de flujo tanto de alta como de baja presión en los cambios de la línea a través del tiempo. Adicionalmente hay que considerar los caudales individuales de las líneas de flujo de cada pozo como el volumen total que va a ser movilizado por la línea troncal.

2.4.1.5 Composición y propiedades del fluido. Generalmente la composición del gas la podemos obtener a través de una cromatografía, y a partir de ella podemos encontrar las diferentes propiedades de los fluidos tales como al gravedad específica, viscosidad, poder calorífico neto y superior. La gravedad específica del gas nos ayuda a determinar si hay o no cambios de fase.

Con la composición también se determina si hay presencia de ácidos como el ácido sulfhídrico y dióxido de carbono, usualmente presentes en las corrientes, teniendo cuidado con ellos, no sólo por la corrosión asociada a estos, sino por el riesgo que representan para el contacto humano.

2.4.1.6 Manejo de los cambios en las condiciones de operación. Cuando se diseñan facilidades de producción, y en particular líneas de flujo se deben tener en cuenta los posibles cambios que experimentarán las condiciones de flujo bajo las cuales trabajan las tuberías como aumentos o disminuciones drásticas de las tasas de flujo. Para esto es necesario tratar de predecir y evaluar los posibles escenarios de producción futuros, y así poder diseñar las líneas de la mejor forma posible, para manejar los nuevos caudales que se presenten posteriores al inicio de la producción.

2.4.1.7 Presencia de sólidos. Algunos pozos producen arena y otros sólidos contenidos en el fluido; velocidades de flujo lo suficientemente altas previenen su acumulación en el fondo de las tuberías o en otros lugares críticos, las cuales causan pérdidas anticipadas de presión o áreas potenciales de corrosión. Sin embargo, si estas velocidades son demasiado altas, se puede igualmente presentar erosión en el material de la tubería.

2.4.1.8 Diámetro de la línea. Para la selección del tamaño de la línea es necesario considerar dos parámetros: la caída de presión y la velocidad de flujo.

La pérdida de presión para un diámetro de línea dado puede ser calculada utilizando los métodos mencionados en el capítulo anterior. Las longitudes equivalentes y cambios en elevación de las tuberías deben tenerse en cuenta.

- **Flujo erosional:** Como en las líneas de líquido, las tuberías de gas deben mantenerse entre un rango de velocidad máxima y mínima. Es recomendado que una velocidad mínima de 10 – 15 pies/seg debe mantenerse para conservar los sólidos que lleve el fluido en suspensión y reducir al mínimo que caigan las gotas de líquido en los puntos bajos. En la práctica, las velocidades del gas se mantienen debajo de 60 – 80 pies/seg para minimizar el efecto del ruido y la erosión.

Para muchos sistemas con presiones menores de 1000 a 2000 psi, la velocidad erosional podría ser mayor a 60 pies/seg y, por lo tanto, el criterio erosional no tendría importancia en el diseño. A altas presiones, podría ser necesario verificar la velocidad erosional antes de diseñar el tamaño de las tuberías para una velocidad máxima de 60 pies/seg. En sistemas con CO₂ presente en cantidades tan pequeñas como 1 a 2%, la velocidad debería ser limitada a un valor menor de 50 pies/seg. La experiencia indica que es difícil de inhibir la corrosión por CO₂ a altas velocidades.

2.4.1.9 Espesor de la pared. Después de seleccionar el diámetro interno apropiado, es necesario escoger una tubería con el espesor de pared adecuado para manejar la presión de flujo. Para esta selección existe una norma estándar específicamente para tuberías de gas que ya ha sido especificada en el capítulo anterior.

3. DESCRIPCIÓN DEL CAMPO CANTAGALLO

3.1 LOCALIZACIÓN

El campo Yariguí – Cantagallo está localizado en la Cuenca del Valle Medio del Río Magdalena, 290 km al noroeste de Bogotá y 20 km al noreste de Barrancabermeja, en los límites de los departamentos de Santander y Bolívar, a la altura de los municipios de Cantagallo y Puerto Wilches (figura 7).

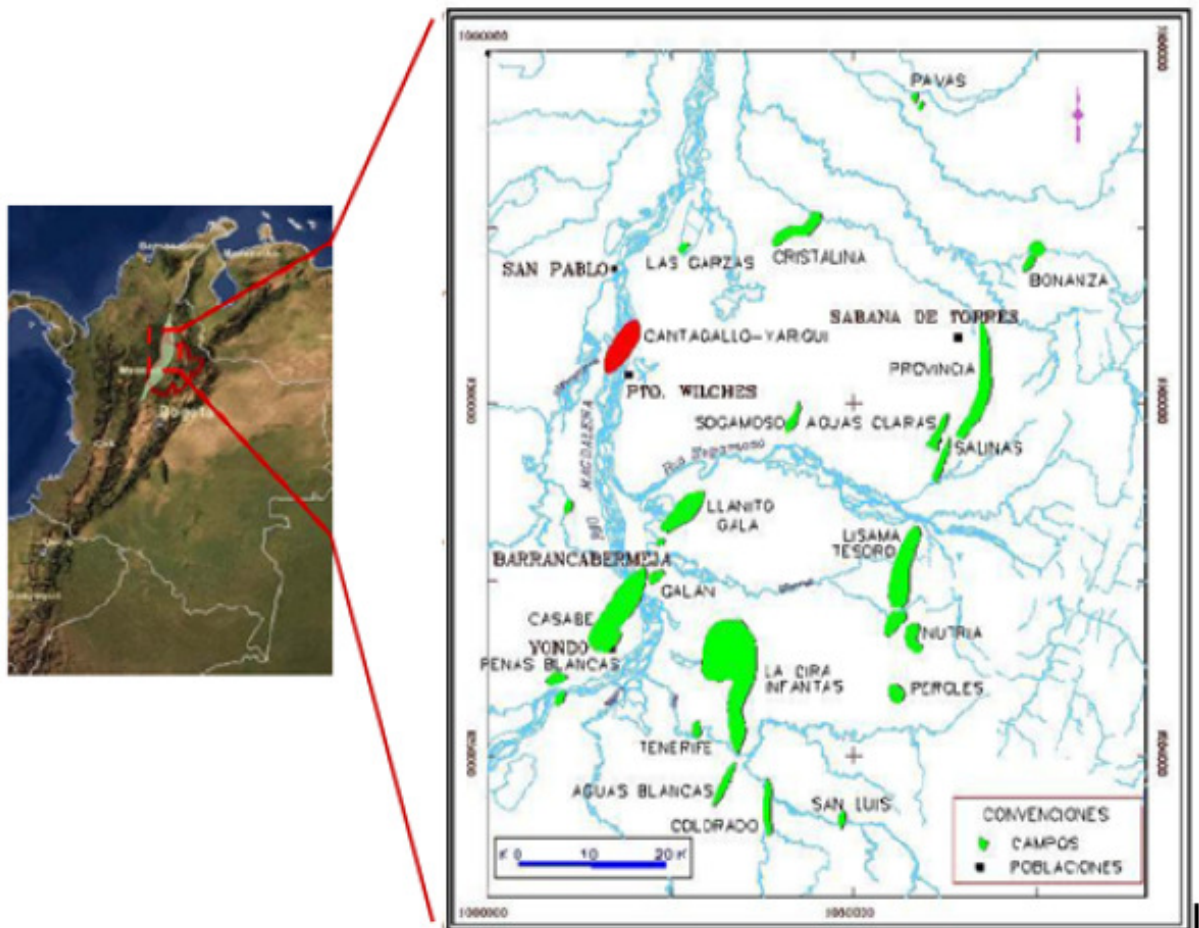


Figura 7. Localización del campo Yariguí – Cantagallo.

La zona industrial del campo está ubicada en el municipio de Cantagallo al sur del departamento de Bolívar; el área de influencia son los municipios de Cantagallo, Puerto Wilches y San Pablo.

3.2 RESEÑA HISTÓRICA

Los campos Yariguí – Cantagallo hacen parte de las antiguas concesiones Cantagallo y San Pablo, otorgadas en 1939 a la compañía de petróleos del Valle del Magdalena Medio, y en 1953 a la Shell Cóndor, respectivamente.

En la etapa de exploración del campo entre 1941 y 1942, la compañía de petróleos del Valle del Magdalena, subsidiaria de la compañía Socony Vacuum, perfora dos pozos, Cimitarra 1 (15 de Noviembre de 1941) cuyo nombre se cambió posteriormente por Cantagallo No. 1 (CG – 1), el cual alcanzó una profundidad de 1494 pies, encontrando rocas del grupo Girón a 1145 pies con manifestaciones de gas y crudo hacia la base de secuencia terciaria, con lo que se descubrió el yacimiento petrolífero que se denominó Cantagallo; y el Cimitarra 2 (posteriormente cambiado a CG – 2) que alcanzó una profundidad de 6170 pies encontrando sedimentos del Cretáceo a 6153 pie; el pozo produjo 286 bls de aceite de 20.1 °API del terciario, considerándolo como el descubridor del campo.

A mediados del año de 1951, la concesión Cantagallo fue adquirida por la compañía Shell cóndor, la cual reinició la perforación suspendida en agosto de 1949, y hasta diciembre del mismo año perfora 7 pozos nuevos, seis de los cuales resultan pozos productores y uno (CG – 6) fue perforado en el lado levantado de la falla Cantagallo.

A partir de 1953 la exploración y explotación de nuevos pozos se incrementa hacia el lado este del campo Cantagallo. Las perforaciones se llevaron a cabo desde el margen derecho aguas abajo del Río Magdalena o desde algunas islas ubicadas

entre Cantagallo y Puerto Wilches, dando como resultado el descubrimiento del campo Yariguí, el cual resultó en la continuación lateral del campo Cantagallo.

El 14 de Noviembre de 1975 las concesiones Cantagallo y San Pablo pasaron a administración directa de Ecopetrol (explotaciones cóndor) y en el período comprendido entre 1976 y 1983 se perforaron 28 pozos en Yariguí y 1 en Cantagallo, con el fin de disminuir el espaciamiento y reemplazar los pozos antiguos o con daños mecánicos irreparables.

En 1995 Ecopetrol S.A. inicia el proyecto de reinyección de aguas producidas con el cual se buscaba eliminar los vertimientos de ésta agua al río Magdalena y de ésta manera dar cumplimiento a las políticas gubernamentales y de la empresa sobre conservación ambiental. La reinyección se inicia en 1995 en las arenas Cantagallo de la formación La Paz a través del pozo YR – 8.

La producción del campo se inició en 1952, y en 1962 después de una agresiva campaña de perforación alcanzó su pico máximo de producción de 20400 bls de aceite por día. En 1999 la producción declinó a 5000 BOPD.

A diciembre de 2004 la producción promedio del campo era 9500 BOPD y 3.7 MSCFD de gas y se había recobrado 160 MBLS de petróleo y 84.5 GSCF de gas.

Para el año 200 se programó la perforación de varios pozos, la instalación de varios sistemas de bombeo electro sumergible y la realización de un piloto de fracturamiento hidráulico den las arenas productoras B, C y CG, incrementando la producción a 12000 BOPD y 4MSCFD de gas.

Actualmente estos campos pertenecen a la Gerencia Regional del Magdalena Medio (GRMM) y a la Superintendencia de Operaciones del Rio (SAR), siendo el campo Yariguí – Cantagallo el de mayor producción de la zona.

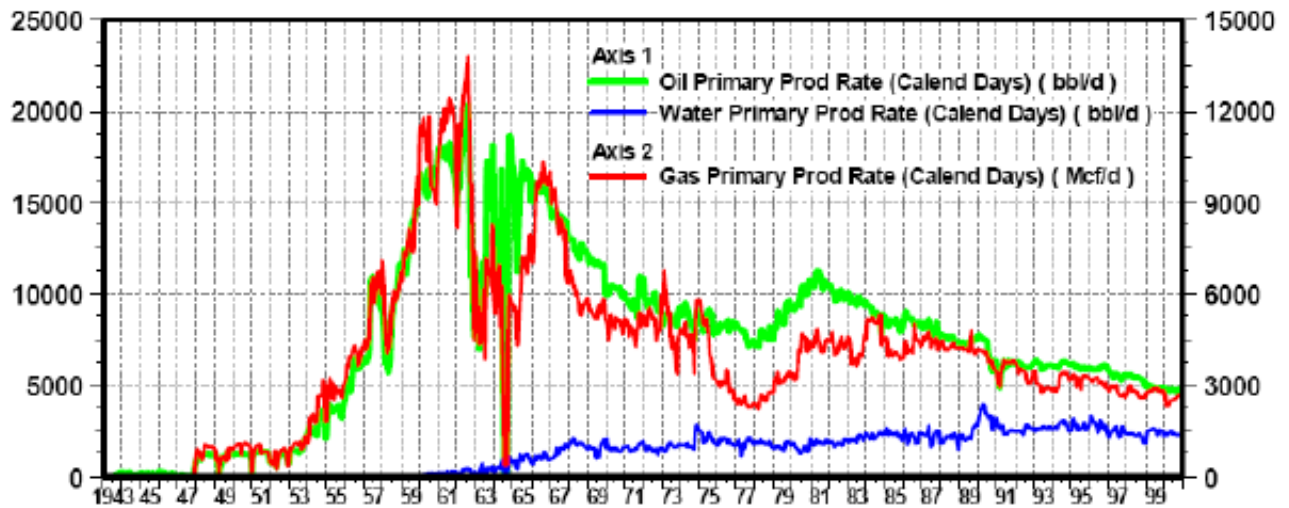


Figura 8. Curva de producción hasta el año 2000.

3.3 GEOLOGÍA Y ESTRUCTURA

El campo Cantagallo, presenta una longitud aproximada de 7Km y 2Km de ancho para un área total de 14 Km².

En forma general el campo Yariguí-Cantagallo es una planicie de inundación, con una altitud que varía entre 220 y 230 pies s.n.m. La región está bañada por los ríos Cimitarra y Magdalena, este último formando numerosas islas, playones, ciénagas y pequeños caños. El clima predominante en esta región es el tropical húmedo con periodos de intensas lluvias.

3.3.1 Estratigrafía. El campo Yariguí – Cantagallo está ubicado al noroeste de la cuenca del valle medio del Magdalena, la cual fue un área de depositación de sedimentos no marinos y de agua salobre durante el Terciario. La columna estratigráfica perforada en algunos pozos abarca rocas desde el Pre-Cretáceo hasta el Oligoceno.

En el campo son de interés las formaciones La Paz y mugrosa puesto que ellas constituyen la principal fuentes de producción de hidrocarburos. La formación La Paz contiene los principales yacimientos productores del campo, siendo éstos las arenas CG y C; en la formación Mugrosa, donde se encuentran las arenas B, solo es productor en los algunos sectores del campo el miembro inferior B3.

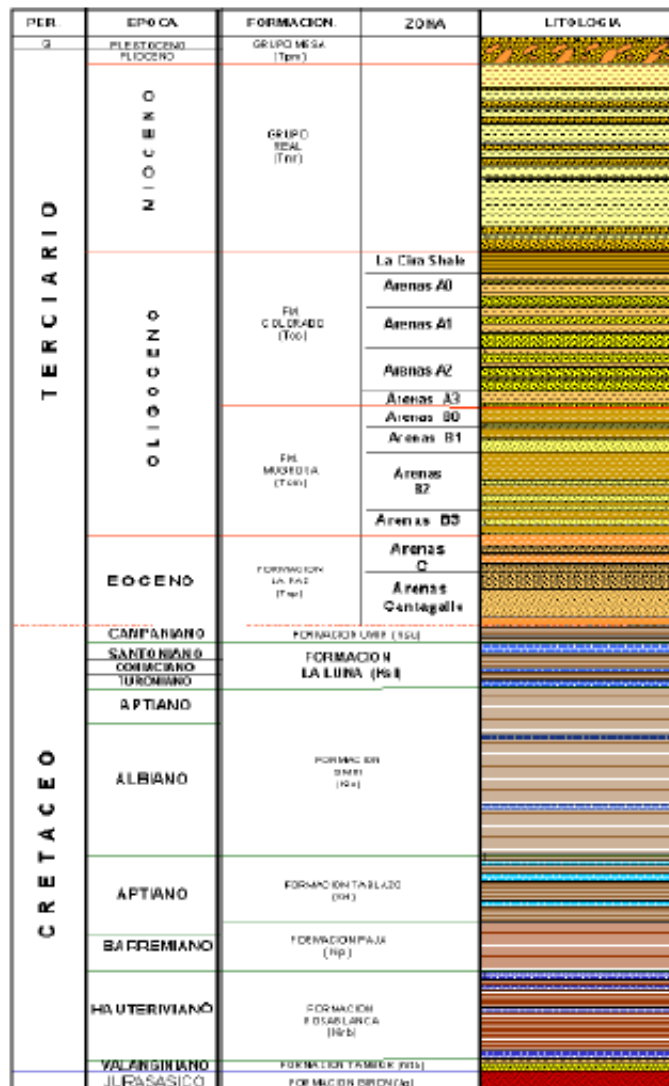


Figura 9. Columna estratigráfica de la cuenca del Valle Medio de Magdalena.

3.3.2 Estructura del yacimiento. El campo Yariguí – Cantagallo está formado por una estructura monoclinial limitada al norte por la falla Cantagallo, al sur por la falla Caño Patico y hacia el este (parte baja de la estructura) por el contacto agua – aceite.

Existen otras fallas transversales que dividen el monoclinial en varios bloques que se pueden considerar como unidades independientes en el análisis del yacimiento (figura 10).

Los estratos o sedimentos localizados cerca a la falla Cantagallo presentan alto grado de buzamiento del orden de 50 grados. El grado de buzamiento disminuye a medida que se aleja de la falla Cantagallo en sentido W-E.

En la parte alta de la estructura en donde los estratos presentan los mayores espesores petrolíferos, la producción de los pozos localizados en esta zona no es la mejor por la baja permeabilidad debido a la mayor compactación de los estratos, por las altas relaciones gas-aceite y por la poca extensión de las arenas. En la parte central de monoclinial, los espesores petrolíferos disminuyen considerablemente (40%), pero allí donde el yacimiento presenta las mejores condiciones físicas de porosidad y permeabilidad, posiblemente porque hacia esta parte se formaron los principales canales de sedimentación.

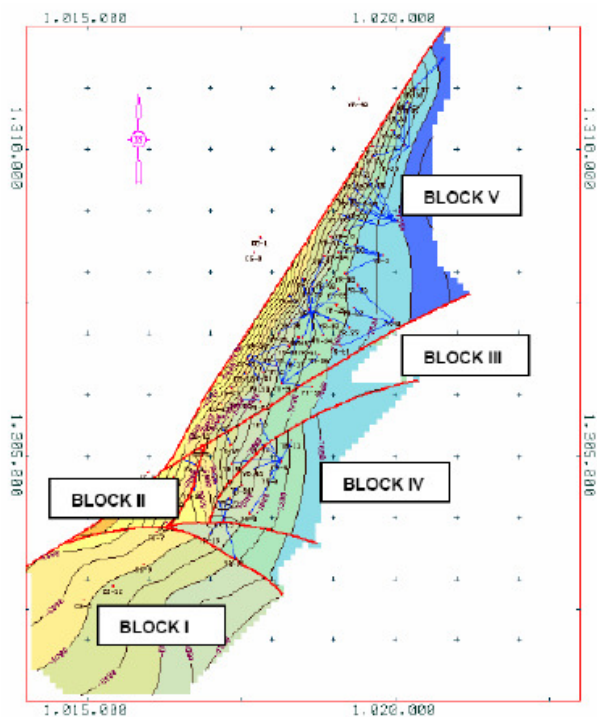


Figura 10. Mapa estructural al tope de las arenas Cantagallo.

3.4 HISTORIA DE PRODUCCIÓN

El desarrollo del campo comprende tres periodos: el primero desde cuando se inicio la explotación en 1943 hasta cuando se suspendió la perforación en 1951, bajo la administración de la compañía de petróleos de valle de Magdalena; el segundo desde 1951 cuando la concesión Cantagallo fue adquirida por la compañía Shell-Cóndor hasta 1974; y la tercera desde este año en adelante cuando las concesiones Cantagallo y San Pablo pasaron a administración de Ecopetrol y se inició un programa de reducción de espaciamiento y reemplazo de pozos viejos con daños mecánicos irreparables.

Los pozos produjeron inicialmente por flujo natural durante un periodo relativamente corto, debido a la baja relación gas-aceite y en general al escaso empuje hidráulico, por lo que fue necesario producir los yacimientos por sistema artificiales como gas lift, bombeo mecánico y bombeo hidráulico. Actualmente los

sistemas de producción del campo son bombeo mecánico y bombeo electrosumergible.

Actualmente hay 87 pozos productores activos con una producción promedio de 13800 BOPD de 20 °API.

3.4.1 Aspectos petrofísicos. El yacimiento de las arenas Cantagallo estuvo inicialmente subsaturado a una presión de 3250 psi, con una relación gas – aceite inicial de 310 scf / STB, una gravedad promedio de 20°API y una viscosidad de 30 cp a condiciones de yacimiento. La presión en el punto de burbuja se estableció aproximadamente a 2970 psi.

- **Litología:** Los horizontes productores de hidrocarburos en el Campo Yariguí – Cantagallo presentan características litológicas muy similares. En general, están constituidas por areniscas poco consolidadas con un contenido variable de material arcilloso y/o limoso localmente calcáreo; su tamaño de grano varía de fino a grueso, ocasionalmente algo conglomeráticas.
- **Porosidad:** A partir de corazones, el valor promedio de la porosidad de arenas C es de 17% y para las arenas Cantagallo es de 21.5%. Por registros eléctricos las arenas C difieren en su porosidad muy poco de las arenas Cantagallo con un valor promedio de 24%.
- **Permeabilidad:** Los valores de permeabilidad obtenidos de corazones de algunos pozos normalmente varían de una localidad a otra, tanto en lo vertical como en lo horizontal. Dichas variaciones posiblemente obedezcan a factores cambiantes y de sedimentación en los horizontes productores, los cuales influyen directamente en la forma, tamaño, redondez y

distribución de las arenas. Las permeabilidades bajas se deben al tamaño pequeño de los granos, a la forma como se acomodan los granos y a la presencia de poros pequeños.

- **Fluidos de formación**

- **Aceite:** La gravedad del crudo presenta pequeñas variaciones que oscilan desde 19 a 20.9°API a una temperatura de 60°F. La viscosidad varía de 90 a 200 centistokes a temperaturas de 160°F y 130°F respectivamente.
- **Agua de formación:** La salinidad de las aguas de formación para las arenas Cantagallo determinadas por la compañía Shell Cóndor, a partir de varias muestras, oscilan de 40000 a 50000 ppm. La resistividad promedio del agua de formación oscila de 0.1 a 0.18 $\Omega\text{m}^2/\text{m}$.
- **Gas:** De análisis cromatográficos realizados al gas del campo a muestras tomadas en las diferentes estaciones resultó la composición en un 93.46% metano, 2.2% etano y el resto una mezcla de C_{3+} . El gas posee una viscosidad a 100°F y 1 atm de 0.014 cp, gravedad específica de 0.6019 a 60°/60°, peso molecular de 17.61 lb/lbmol y un gpm de 0.807.

3.4.2 Estación Isla VI. La estación Isla VI cuenta con un total de 31 pozos, los cuales se encuentran divididos en 4 islas o clústeres, y consta de una producción total de 1.692 MMscfd, esta información se presenta de manera más detallada en la tabla 7. Estos cuatro clústeres se encuentran comunicados entre sí por una línea principal de 6 pulgadas, la cual sale del depurador ubicado en el clúster I, y finaliza en la estación compresora.

Tabla 7. Producción de los pozos de la estación Isla VI.

Pozo	Sist. Producción	Clúster	Kscf/d
A1	BM	A	137.1
A2	BES	A	68
A3	BES	A	41.3
A4	BM	A	65
A5	BM	A	61.3
A6	BM	A	95.2
A7	BM	A	29.8
A8	BM	A	80.7
A9	BES	A	112.8
A10	BES	A	138.2
A11	BM	A	54
B1	BM	B	37
B2	BM	B	13.6
B3	BM	B	66.2
B4	BM	B	84.3
B5	BM	B	121.6
B6	BM	B	26.1
B7	BM	B	53.5
B8	BM	B	59.5
B9	BM	B	74.3
C1	BES	C	65.5
C2	BM	C	77.5
C3	BM	C	15.8
C4	BM	C	57.1
C5	BES	C	20.7

C6	BM	C	50.9
C7	BM	C	20.5
D1	BM	D	51.9
D2	BM	D	16.7
D3	BM	D	39.2
D4	BM	D	7.6

El sistema de recolección de gas comienza con una línea que sale del anular con diámetro comercial de 2 pulgadas, posteriormente se encuentran todos los accesorios de flujo y finalmente se vuelve a encontrar una línea de 2 pulgadas que recorre el clúster correspondiente recogiendo los demás pozos ubicados en dicho sector, por último esta línea que contiene toda la producción del clúster es expandida a una línea de 3 pulgadas y se pega a la tubería principal por medio de una válvula de compuerta.

Para el caso de los pozos con alta producción se realiza una expansión a 3 pulgadas inmediatamente después de los accesorios de flujo.

3.5 PARTES DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE GAS

Para el manejo y control del flujo de gas que se produce en el campo se hace necesaria la instalación de un conjunto de válvulas y controles en la cabeza de cada uno de los pozos productores de gas. A partir de la cabeza de cada pozo en superficie parte una línea de flujo que lleva el gas producido a través de todo el sistema de recolección del campo para ser enviado finalmente a la planta compresora del campo.

3.5.1 Cabezales de pozo. Un cabezal de pozo es un conjunto de válvulas, conexiones bridadas, colgadores y otros elementos que tienen como objetivo controlar la presión y la tasa de flujo de un pozo (figura 11). Tiene como funciones principales suspender la sarta de completamiento y la sarta de tubería de producción, aislar el espacio anular entre el casing y el tubing, y proporcionar una conexión entre el pozo y las líneas en superficie.

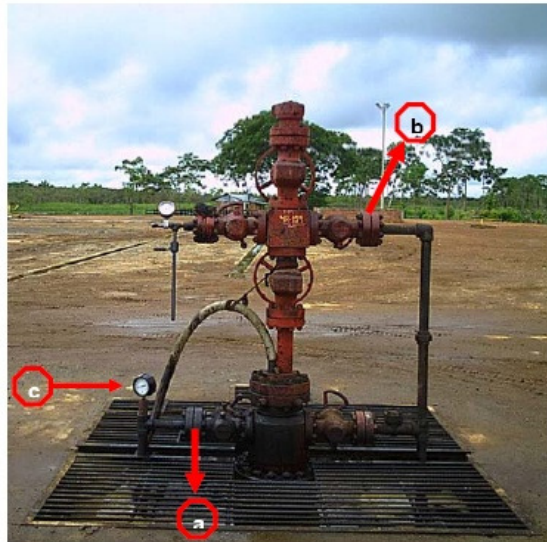


Figura 11. Cabezal de pozo con BES.

El gas libre es producido a través del anular o tiene la posibilidad también por el tubing junto con el crudo, o viceversa, el crudo es producido por el anular, esto se lleva a cabo mediante la manipulación de válvulas en el cabezal del pozo.

3.5.2 Accesorios. Los accesorios hacen parte de las diferentes disposiciones que encontramos comúnmente en líneas de un sistema de recolección, a continuación se listan aquellos accesorios que hacen parte de la red de recolección del campo Cantagallo

- Válvulas
- Tees
- Manómetros

- Codos

3.5.3 Line pipe. Son un conjunto de tubos cilíndricos utilizados para transportar el gas desde los pozos hasta la Planta Compresora. Las líneas de producción se clasifican de acuerdo a parámetros básicos como espesor de pared, tamaño nominal y rangos de trabajo para aplicaciones y características necesarias, únicamente aplicables a tuberías de sistemas de recolección.

Las líneas del sistema de recolección de gas en el campo Cantagallo inician desde la cabeza de cada pozo y finalizan en una troncal principal que recoge el gas de los pozos de los 4 Clústeres para llegar a la planta compresora; a lo largo de este recorrido el sistema de recolección de gas presenta, de acuerdo de la ubicación y la producción de cada pozo, algunos cambios en su diámetro de tubería como se describe a continuación:

- **Líneas de flujo de la estación Isla VI:** A la salida de la cabeza del pozo generalmente se tiene una tubería que varía entre 6-10 pies de longitud y un diámetro de 2 pulgadas. En este segmento de tubería se encuentra el conjunto de accesorios, tales como válvulas, tees, codos.

Después de esta primera parte, el arreglo más común de los pozos en esta estación es que siga con un diámetro de 2 pulgadas hasta que se una con los otros pozos del misma área y el diámetro se expanda a 3 pulgadas. La longitud de este tramo de la tubería depende del sistema de colectores que tenga el pozo a su alrededor y su ubicación con respecto a la línea principal, es decir, la tubería que transporta el gas de un pozo en particular puede llegar directamente a la troncal principal o puede converger, como comúnmente sucede, en un colector donde se recoge el gas de un grupo de pozos cercanos localizados en un mismo Clúster.

- **Línea troncal de la estación Isla VI:** El gasoducto troncal es el encargado de recoger el gas libre proveniente de los pozos localizados en los Clústeres o de aquellos que llegan directamente a él y transportarlo a la estación compresora. Esta línea troncal posee en toda su extensión un diámetro de 6 pulgadas y sale del depurador ubicado en el clúster I recogiendo la producción de los demás Clústeres hasta llegar a la planta compresora.
- **Manifold de producción:** También conocido como “Múltiple de producción”, consiste básicamente en una serie de facilidades y válvulas que permiten recibir y controlar adecuadamente la producción de los diferentes pozos que conforman un campo petrolero.

En el sistema de recolección de gas encontramos manifolds que tiene como función acoplar las líneas de flujo con la troncal principal. Estas líneas de flujo pueden transportar el gas de un clúster a través de una sola línea utilizando un solo manifold para un determinado número de pozos o utilizar un manifold por cada pozo (figura 12), esto depende de la distribución de pozos dentro del campo.



Figura 12. Manifold de producción.

- **Trampas para raspadores:** Las trampas son dispositivos diseñados para colocar y lanzar raspadores dentro de una línea en operación y así mismo para recibirlos y retirarlos.

El principal componente de la trampa es llamado “barril”, y consiste en una sección de tubo de diámetro mayor que el diámetro nominal de la línea, con el fin de colocar y retirar más fácilmente el raspador. Para gasoductos con tamaño de línea menores a 10 pulgadas el barril debe ser 2 pulgadas mayor que el tubo; este es el caso del sistema de recolección de gas del campo Cantagallo donde el mayor diámetro encontrado es de 6 pulgadas.



Figura 13. Trampa para raspadores.

3.5.4 Separadores. El sistema de recolección de la estación Isla VI cuenta con dos separadores verticales bifásicos. El proceso de separación bifásica permite la separación de las fases de líquido y gas. En la estación Isla VI, un separador es general y el otro es de prueba.

- **Separador general:** En este separador general llega la producción de los 31 pozos provenientes de los 4 Clústeres de la estación isla VI. El fluido llega a los múltiples generales y a la salida de los separadores se obtiene

un flujo de 0.253 MMscfd de gas que estaba en solución, el cual es aproximadamente el 15% de la producción total del sector.

- **Separador de prueba:** Por norma general debe existir un separador de este tipo para probar una vez al mes cada pozo.



Figura 14. Separador de varios y de prueba.

3.5.5 Depuradores de gas. Un depurador es un separador de fases gas-líquido, que está diseñado para recuperar el líquido arrastrado por el gas que sale de los separadores de producción, trazas de crudo que se producen por el anular junto con el gas de cada pozo o por líquidos condensados debido a la caída de presión de las tuberías “Hold up”. La carga de líquidos en un depurador es mucho mas baja que la de un separador. Otras funciones que cumple un depurador son:

- Prevenir el daño de equipos mecánicos aguas arriba, tales como compresores que pueden ser destruidos o disminuir su efectividad por la presencia de líquidos libres.
- Disminuir la cantidad de líquidos que se puede condensar de un flujo de gas aguas abajo y equipo como enfriadores

- La presencia de líquido en las plantas de deshidratación de gas puede provocar la pérdida de la eficiencia de las torres, ser dañadas o destruidas si están contaminadas con la presencia de hidrocarburos líquidos.

En el sistema de recolección de la estación Isla VI solo hay un depurador vertical, que recibe el gas disuelto que sale de los separadores general y de prueba, y el gas proveniente de los pozos localizados en el Clúster I. El gas que sale de los separadores llega al depurador a través de una línea de 6 pulgadas para retirar los condensados, y finalmente el gas es enviado a la planta compresora.



Figura 15. Depurador de gas.

3.5.6 Compresores. El gas producido en el campo Cantagallo debe ser transportado desde cada uno de los pozos hasta los consumidores pasando por varios puntos, en algunos de ellos es necesario recuperar la energía con la cual se transporta el gas o aumentarla para que llegue al punto de comercialización, cumpliendo con las especificaciones deseadas para su venta.

Mientras la presión de un campo de gas pueda aportar la energía necesaria para que el gas sea transportado desde el pozo hasta las city gates, pasando por los

gasoductos, es innecesario el uso de compresores; pero a medida que la presión en un campo de gas declina se hace necesario aumentar la presión mediante los compresores, los cuales transmiten la energía necesaria para que el gas continúe su movilización hasta el final de la red sin ningún percance.

Los compresores son usados cuando es necesario fluir el gas desde un sistema de baja presión a un sistema de mayor presión, o en otras palabras, incrementar la presión del gas a un nivel tal que sea lo suficientemente alto para que se cumpla con los requisitos de procesamiento y venta.

La planta compresora del campo cuenta con tres compresores de tipo AJAX DP – 600 con capacidad de 2.43 MMscfd cada uno para una capacidad total de compresión de 7.2 MMscfd.

4. MODELAMIENTO DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN Y DESCRIPCIÓN DE LA HERRAMIENTA SOFTWARE

Con el fin de optimizar el sistema de recolección de gas del campo Cantagallo, es necesario realizar una evaluación de éste para así cumplir con las metas propuestas por Ecopetrol S.A. Se busca lograr mayores eficiencias, reducir las pérdidas por caídas de presión y aumentar el beneficio económico.

Para cumplir con lo anteriormente mencionado, se realizó un análisis del sistema de recolección de gas de la Estación Isla 6 del campo Cantagallo mediante la aplicación de un software especializado.

Se tomó como punto de partida la selección del tipo de fluido que estará presente en el sistema, las unidades de medida, localización de cada uno de los pozos, separadores, depuradores y salidas; asignándoles los correspondientes valores de presión, caudal y temperatura.

4.1 GENERALIDADES DE LA HERRAMIENTA SOFTWARE

El software especializado utilizado en el presente trabajo para el análisis del sistema de recolección de gas de la Estación Isla 6 del campo Cantagallo es un simulador de flujo multifásico y monofásico en estado estable que permite predecir presiones, temperaturas, caudales y “Hold up” de líquidos en pozos, líneas de flujo, sistemas de recolección, distribución, transporte y otras configuraciones de tuberías, pozos, bombas, compresores, separadores y otras facilidades.

Dicho software tiene la capacidad de simular el flujo de diferentes tipos de fluidos, tales como, líquido, gas, vapor y mezclas de fluidos multifásicos de líquido y gas.

Antes de utilizar el software, es necesario definir el tipo de aplicación que se tiene, lo cual dependerá de:

- Las propiedades del fluido o los fluidos que se transportan por la red de tuberías del sistema de recolección.
- Las tasas de flujo y las condiciones a las que el fluido entra y sale del sistema de recolección.
- La estructura y los elementos de la red de tuberías y otros procesos especiales que se quieran simular

4.2 TIPO DE SIMULACIÓN

Para crear una aplicación dentro del software es necesario definir el tipo de simulación y el tipo de fluido a tratar. El tipo de simulación indica cual algoritmo de solución será usado para resolver la simulación, los tipos de simulación son:

- **Modelo de redes:** Se utiliza si el sistema que se desea simular es una red de recolección, distribución o sistemas de flujo en forma de loops con una o más uniones.
- **Análisis de gas lift:** Se utiliza cuando se desea realizar un análisis individual a pozos con gas lift.
- **Generación de tabla PVT:** Se usa cuando se desea generar un archivo con datos PVT para ser usado en una simulación posterior. El uso de las tablas PVT incrementa la velocidad de simulación debido a que permite que el programa busque los datos de las tablas en vez de realizar cálculos flash.

4.3 TIPO DE FLUIDO

El tipo de fluido escogido controla la forma como el programa es capaz de obtener las propiedades físicas, necesarias para los cálculos de caída de presión, transferencia de calor y la relación entre fases, ya sea con la base de datos del software, por medio de correlaciones empíricas o mediante datos ingresados por el usuario.

El software maneja siete tipos de fluido, los cuales son:

- Composicional
- Aceite negro
- Condensado
- Gas
- Líquido
- Vapor
- Composicional / aceite negro

La herramienta software reconoce un fluido como no composicional cuando este puede ser definido con las gravedades promedio a condiciones del Stock Tank; y un fluido composicional cuando éste puede ser definido en términos de sus componentes individuales tanto directamente como a través de una curva experimental.

En la simulación del sistema de recolección de gas de cada uno de los pozos hasta la planta compresora, se definió el fluido como gas. La herramienta software predice las propiedades del gas a partir de correlaciones empíricas generales tomando como datos iniciales la gravedad específica del gas. Se pueden especificar los porcentajes molares de contaminantes tales como nitrógeno, dióxido de carbono o sulfuro de hidrógeno.

4.4 UNIDADES DE MEDIDA.

El software permite suministrar un conjunto de unidades de medida utilizados para ingresar los datos necesarios en la simulación:

- Sistema de unidades de campo
- Sistema inglés
- Sistema métrico
- Sistema internacional

Es posible escoger individualmente unidades de medida donde sea necesario.

En la simulación se utilizó el sistema de unidades de campo las cuales fueron definidas como unidades globales al inicio de la entrada de datos al sistema.

4.5 PLATAFORMA DE TRABAJO.

La plataforma de trabajo tiene una apariencia similar a un plano; cada componente requiere un dato especificado por el usuario antes de que la simulación sea corrida; cada dato introducido es exportado automáticamente a un archivo clave que funcionará como la base de cada simulación.

La plataforma de trabajo consiste básicamente en nodos y links o enlaces. Los nodos están conectados por links. Cada link comienza en un nodo y termina en otro.

Un nodo puede ser una entrada o Source, un Sink o salida o un Junction o unión.

4.5.1 Sources o entradas. Una entrada o source es un punto en el cual el fluido entra al sistema de tuberías. El software requiere las propiedades del fluido para calcular las caídas de presión, transferencia de calor y separación de fases.

También se debe definir el caudal total y presión de la entrada. Si estos valores son condiciones de operación, entonces se pueden indicar como valores fijos. Si por el contrario varían para conocer los valores de producción especificados pueden ser ingresados al programa como valores estimados. Si estas dos variables son estimadas el valor ingresado será usado como un valor inicial y software calculará el valor correcto de la variable.

Tabla 8. Datos de entrada para las fuentes del Clúster A.

No.	Pozo o fuente	PCH (Psi)		Q _g casing (Kscfd)		Temp (°F)
		Fijo	Estimado	Fijo	Estimado	
1	Depurador	30		-	741	100
2	A-1	-	50	137.1	-	100
3	A-2	-	30	68	-	100
4	A-3	-	40	41.3	-	100

Tabla 9. Datos de entada para las fuentes del Clúster B

No.	Pozo o fuente	PCH (Psi)		Q _g casing (Kscfd)		Temp (°F)
		Fijo	Estimado	Fijo	Estimado	
1	B-1	-	28	37	-	100
2	B-2	-	26	13.6	-	100
3	B-3	-	26	66.2	-	100
4	B-4	-	35	84.3	-	100
5	B-5	-	40	121.6	-	100
6	B-6	-	30	26.1	-	100
7	B-7	-	90	53.5	-	100
8	B-8	-	32	59.5	-	100
9	B-9	-	28	74.3	-	100

Tabla 10. Datos de entrada para las fuentes del clúster C

No.	Pozo o fuente	PCH (Psi)		Q _g casing (Kscfd)		Temp (°F)
		Fijo	Estimado	Fijo	Estimado	
1	C-1	-	30	65.5	-	100
2	C-2	-	27	77.5	-	100
3	C-3	-	27	15.8	-	100
4	C-4	-	26	57.1	-	100
5	C-5	-	26	20.7	-	100
6	C-6	-	26.5	50.9	-	100
7	C-7	-	27	20.5	-	100

Tabla 11. Datos de entrada para las fuentes del clúster D

No.	Pozo o fuente	PCH (Psi)		Q _g casing (Kscfd)		Temp (°F)
		Fijo	Estimado	Fijo	Estimado	
1	D-1	-	24.9	51.9	-	100
2	D-2	-	28	16.7	-	100
3	D-3	-	33	39.2	-	100
4	D-4	-	35	7.6	-	100

4.5.2 Junction o Uniones.

Una unión es el punto donde dos o más links se encuentran. El caudal neto en una unión es cero, debido a que el flujo de entrada debe ser igual al flujo de salida. El software permite un máximo de 20 entradas unidas a un Junction.

Además del nombre de la unión, su presión puede ser estimada, pero en caso de que no se especifique esta presión el software la calculará. Este valor es luego usado para determinar el caudal estimado basado en la caída de presión estimada para cada link.

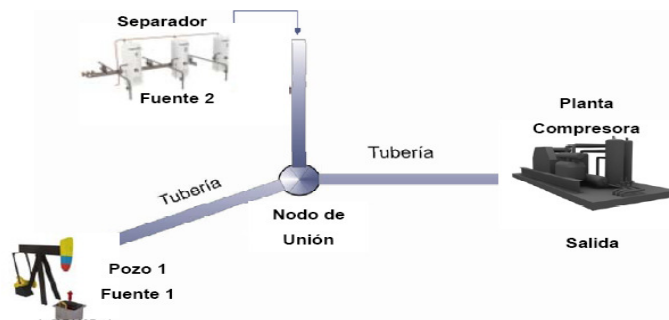


Figura 16. Esquema de un junction o unión.

4.5.3 Sinks o salidas. Es un punto en el cual el fluido abandona el sistema de tuberías. Son usados para remover el fluido de la plataforma de trabajo. Este elemento requiere de la especificación de dos parámetros: Presión y caudal. Como se dijo anteriormente estos valores pueden ser ingresados como fijos o estimados.

Tabla 12. Datos de entrada para la salida del Campo Cantagallo

No.	Salida	PCH (Psi)		Q _g casing (Kscfd)	
		Fijo	Estimado	Fijo	Estimado
1	Estación Compresora	15	-	-	1946

4.5.4 Links. Es definido como una conexión entre dos nodos y consiste en una serie de dispositivos de flujo, tales como, tuberías, accesorios, equipos de proceso y unidades de operación.

Cada dispositivo de flujo es caracterizado por parámetros de su estructura, caída de presión y transferencia de calor. Ejemplos de dispositivos de flujo son tuberías, anulares, tubing e IPR's; todos excepto el último tienen longitud, pueden ser horizontales, verticales, con cambio de elevación y tener diferentes diámetros.

Los dispositivos de flujo se someten a una caída de presión, la cual depende del tipo de flujo, rugosidad y eficiencia de flujo de cada dispositivo. Para transferencia de calor, el sistema por defecto, utiliza el coeficiente de transferencia de calor igual a uno.

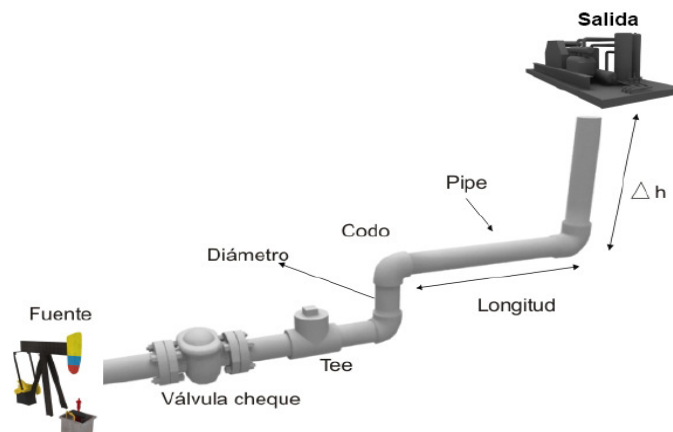


Figura 17. Esquema de un link.

4.5.4.1 Accesorios y dispositivos utilizados en la simulación. Los accesorios utilizados dentro de la herramienta están ubicados en cada link, y a continuación se describen los pertinentes al presente trabajo:

- **Tubería:** Es un dispositivo de flujo a través del cual el fluido fluye de un punto a otro, puede tener cualquier orientación (horizontal, vertical o inclinada), presentar cambios de elevación y estar expuesta a medios como el aire, agua o tierra. Pueden además estar aisladas o desnudas. Los datos obligatorios incluyen nombre, longitud y diámetro. Los datos opcionales incluyen cambio de elevación, rugosidad, transferencia de calor y método de caída de presión.
- **Válvula cheque:** Previene el contra-flujo en un determinado link. En este dispositivo debe especificarse el diámetro y se puede modificar el coeficiente de descarga.
- **Tees:** Son accesorios usados para unir dos tuberías en una o dividir una tubería en dos dimensiones. Este accesorio debería ser el último en positivo

en un link que se dirige hacia una unión. Se debe especificar el diámetro, rugosidad y dirección de flujo.

- **Codos:** Son usado para cambiar la dirección de flujo. Debe especificarse el diámetro, rugosidad y ángulo de desviación.
- **Válvulas:** Las más comunes son de compuerta y bola. Restringen o permiten el flujo a través del una tubería. Se debe especificar diámetro y tipo de válvula.
- **Expansiones:** Permiten la expansión del diámetro de la tubería. Se debe especificar el diámetro de entrada y de salida.
- **Reducciones:** Permiten la reducción del diámetro. Se debe especificar el diámetro de salida y el diámetro de entrada.

4.5.4.2 Diámetros. Los diámetros para la simulación de la tubería del sistema de recolección en ésta parte del campo varía en valores de 2 pulgadas, a la salida del pozo, un rango de 2 a 3 pulgadas, en líneas colectoras y de 6 pulgadas en la línea principal. En la tabla 13 se resumen los diámetros y longitudes de la tubería en las líneas principales, ya que estas son las que presentan la mayor caída de presión en el sistema.

Tabla 13. Descripción de la estructura de las principales líneas del sistema de recolección del campo

Líneas	Diámetro (pulgadas)	Longitud (pies)	Ambiente exterior
Línea 1	1.52	4921.2	AIRE
Línea 2	6	3703.95	AIRE
Línea 3	6	1786	AIRE
Línea 4	6	229.04	AIRE
Línea 5	6	3650	AIRE
Línea 6	4.96	3879.31	AIRE

4.5.4.3 Longitud. Es importante tener gran precisión al momento de establecer los datos de longitud de la tubería, ya que en base en esta se obtienen los cálculos de caídas de presión y transferencia de calor, lo que nos permite tener resultados de simulación confiables y seguros, trascendentales a la hora de tomar decisiones y recomendaciones, que son los objetivos primordiales de este proyecto.

4.5.4.4 Cambio de elevación. El cambio de elevación es otro parámetro que puede ser planteado par cada tramo de línea que se desea simular, esto con el fin de tener en cuenta cambios que se hacen presentes cuando la tubería cambia su posición en el eje vertical con respecto a un eje de referencia (elevación cero). Para el caso de la simulación realizada en el presente trabajo este parámetro

puede ser despreciado siempre y cuando tenga valores relativamente pequeños, esto debido a que el fluido simulado es gas.

4.5.4.5 Rugosidad. La rugosidad superficial es el conjunto de irregularidades de la superficie real, definidas convencionalmente en una sección donde los errores de forma y las ondulaciones han sido eliminadas.

En el primer capítulo se encuentra más detalladamente la teoría relacionada con el presente tema.

4.5.4.6 Ambiente exterior de la tubería. La transferencia de calor es un proceso por el cual se intercambia energía en forma de calor entre distintos cuerpos, en este caso el exterior e interior de la tubería, o entre diferentes partes de un mismo cuerpo que están a diferentes temperaturas. El calor se transfiere mediante convección, conducción y radiación. Aunque estos tres procesos pueden tener lugar simultáneamente, puede ocurrir que uno de los mecanismos predomine sobre los otros dos.

Teniendo en cuenta el intercambio de calor que se presenta en determinada tubería, especialmente en la que no está aislada, el parámetro del ambiente exterior de la tubería es importante, determinando el intercambio de calor y el cambio de energía.

El software permite seleccionar para cada tramo de tubería el medio de transferencia de calor, presentando las siguientes opciones:

- **Coefficiente global de transferencia de calor (U):** Existen ciertos tipos de problemas donde es conveniente simplificar los cálculos, esto se realiza incorporando el concepto de coeficiente global de transferencia de calor (U), el cual se relaciona con el calor mediante la siguiente ecuación:

$$q = UA\Delta T_{total}$$

Para el caso en que se tenga conocimiento de este dato, o se calcule independientemente, junto con la temperatura ambiente, el software realiza los cálculos de transferencia de calor mediante esta opción.

- **Temperatura ambiente:** Este dato específico para los links permite al simulador tener en cuenta el intercambio de energía que mantiene la tubería, tanto del interior como del exterior de la misma. Mediante el conocimiento propio del ambiente exterior para cada tramo de línea se obtienen los cambios de energía del sistema en general por parte del software. Es importante resaltar que para cada una de las variables que se mencionaron anteriormente, puede establecerse un valor por defecto, por lo cual si no se proporciona un valor para determinada situación el programa mantiene o proporciona el valor por defecto.
 - **Tubería en aire:** La energía se transfiere de la región de mayor temperatura a la de menor temperatura. Con base en lo anterior la tubería que se encuentra al aire libre mantendrá un intercambio de calor con el gas producido.
 - **Tubería enterrada:** Este ambiente de tubería está presenta en casi todo el sistema de recolección que va a ser simulado; el simulador utiliza una formulación modificada de la ecuación de Neher para calcular el coeficiente de transferencia de calor en este tipo de ambiente.

Temperatura ambiente.....100°F
 Conductividad del aire.....0.015 BTU/hr-pies-°F
 Conductividad de la tierra.....0.8 BTU/hr-pies-°F

- **Isothermal:** En este caso en particular se considera que no existe pérdida de calor en la tubería o transferencia de calor con el ambiente que la rodea. Como se puede deducir, esta opción es también proporcionada por el software y destinada para los casos en los cuales la tubería analizada se encuentra aislada por medio de una materia determinado y por ende, su transferencia de calor se puede considerar cero o despreciable.

4.5.4.7 Ecuación de flujo. Como se comentó en el primer capítulo, la selección de las ecuaciones para el flujo de gas a través de tuberías se debe realizar teniendo en cuenta las recomendaciones que se hacen para la utilización de cada una de ellas. En este caso en particular, se escogió la ecuación general ya que al realizar la simulación del sistema analizado fue la que más se amoldó a las condiciones operaciones del campo, adicionalmente los requerimientos teóricos de esta ecuación se ajustan a las condiciones del sistema de recolección simulado.

5. AJUSTE, RESULTADOS Y ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE VARIABLES DEL MODELO

5.1 AJUSTE DEL MODELO

Todo el modelo construido para el sistema de recolección simulado requiere datos necesarios para introducir o especificar en el software para que la simulación se logre correr. Estos datos indispensables para el software son:

- Presiones de las fuentes y de la salida.
- Caudales de flujo de las fuentes y de la salida.
- Temperaturas de las fuentes.
- Diámetros de accesorios y tuberías.
- Longitudes de las tuberías.

Inicialmente, los datos de presión y caudales de flujo introducidos en el software, fueron los datos medidos en campo. Los datos de longitud y diámetros de las líneas fueron suministrados por Ecopetrol S.A.

Para el ajuste del modelo se realizó el siguiente procedimiento:

1. Se introdujeron los datos requeridos por el software de la forma en que se muestra en las tablas 8, 9, 10, 11 y 12.
2. Se definieron los diámetros, longitudes y ambiente exterior de las diferentes líneas, incluyendo las principales como se muestra en la tabla 13. Cabe aclarar que no se introdujeron datos de cambio de elevación, porque éstos son mínimos en la estación Isla VI, razón por la cual se asumió que todo el sistema era horizontal.

3. Se realizó la primera corrida del modelo.
4. Se analizaron los resultados arrojados y se encontró que el modelo estaba presentando una caída de presión menor que la que realmente se presenta en campo. Debido a esto se procedió a determinar diámetros equivalentes de ciertas líneas para lograr el comportamiento real del campo, esto se explicará mejor mas adelante.
5. Una vez encontrado los valores de estos diámetros se logró ajustar el modelo a las condiciones reales del campo.

5.2 RESULTADOS DEL MODELO AJUSTADO

Como ya se ha mencionado anteriormente, para cada una de las fuentes y salidas del modelo, se deben especificar la presión y el caudal de gas. Estos valores pueden ser especificados en el software como fijos, es decir, conocidos o estimados, para que los calcule el programa.

5.2.1 Presiones calculadas. Casi todas las presiones en cabeza de pozo fueron calculadas por el software, debido a que éstas se ingresaron como valores estimados. Las presiones calculadas por el programa se muestran a continuación en la tabla 14.

Tabla 14. Presiones calculadas ajustando líneas troncales

Fuente	Presión calculada (psi)	Presión real (psi)
A-1	50.08	50
A-2	29.91	30
A-3	29.89	40
B-1	29.34	28
B-2	29.53	26
B-3	29.6	26
B-4	29.58	35
B-5	29.85	40
B-6	29.71	30
B-7	29.7	90
B-8	29.7	32
B-9	29.7	28
C-1	28.19	30
C-2	28.25	27
C-3	28.24	27
C-4	28.25	26
C-5	28.24	26
C-6	27.92	26.5
C-7	27.92	27

D-1	25.26	24.9
D-2	25.23	28
D-3	25.2	33
D-4	25.12	35

5.2.2 Caídas de presión. La caída de presión es una variable muy importante que se debe analizar al momento de evaluar un sistema, debido a que puede decirnos mucho acerca del comportamiento de dicho sistema. Las mayores caídas de presión se presentan en las líneas más largas y con mayor caudal o en líneas que posean problemas. En la tabla 15 se presentan los valores obtenidos por estas líneas.

Tabla 15. Caídas de presión en las líneas principales

Líneas	Presión de entrada (Psi)	Presión de salida (Psi)	Caída de presión (Psi)
Línea 1	50.08	30	20.08
Línea 2	29.87	29.07	0.8
Línea 3	29.07	28.16	0.91
Línea 4	28.05	27.87	0.18
Línea 5	27.87	25.13	2.74
Línea 6	25.13	15	10.13

5.2.3 Caudales calculados. En la mayoría de los casos esta variable fue establecida como fija, pero en algunos casos se estableció como estimada para poder calcular el caudal que debería estar manejando realmente el sistema de recolección estando éste en buenas condiciones, y también, para determinar el diámetro equivalente de aquellas líneas que poseían problemas en el sistema de recolección. En la tabla 16 se encuentran los caudales calculados por el software.

Tabla 16. Caudales Calculados

Fuente o salida	Caudal Calculado (Kscfd)	Caudal real (Kscfd)
Depurador	737.7	741
Compresora	1944	1946

5.3 DIÁMETROS EQUIVALENTES

5.3.1 Líneas troncales. La primera corrida del modelo en el software mostró que los diámetros originales de éstas líneas no se ajustan a las condiciones reales de operación del sistema de recolección del campo, debido a que presentaron caídas de presión menores a las que realmente están sufriendo. Por esta razón, a la línea 1 se le cambió el diámetro de 3 pulgadas a 1.52, y a la línea 6 se realizó un cambio de 6 pulgadas a 4.96, lo que permitió obtener resultados muy cercanos a los que se están presentando en realidad.

Lo anterior se puede dar por posibles obstrucciones de flujo en la línea 6 o por condensación de líquidos en ese tramo y en la línea 1 se sabe por antecedentes del campo, que se ésta reducción se debe a un daño mecánico del tramo.

5.3.2 Líneas de flujo. Luego de haber ajustado los diámetros equivalentes de las líneas troncales se realizó una nueva corrida del sistema y se encontraron que las presiones calculadas en cabeza de algunos pozos poseían un error muy grande, además estos pozos coincidían en que todos presentaban una presión real mayor a 30 psi, la cual se encontraba fuera del rango de operación del sistema de recolección, esto se puede observar en los pozos señalados en la tabla 14. Debido a lo anterior, se procedió a cambiarle los diámetros reales por diámetros equivalentes como se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 17. Diámetros equivalentes de líneas de flujo de algunos pozos

Pozo	Diámetro (pulgadas)	Diámetro equivalente (pulgadas)
A-3	2	0.42
B-4	2	0.81
B-5	2	0.91
B-7	2 y 3	0.26
B-8	2 y 3	0.55
D-3	2	0.38
D-4	2	0.26

Una vez realizado el ajuste de los diámetros equivalentes se realizó nuevamente la corrida del sistema y se hallaron las nuevas presiones en cabeza de los pozos, los cuales se muestran en el siguiente cuadro:

Tabla 18. Presiones calculadas del modelo totalmente ajustado

Fuente	Presión calculada (psi)	Presión real (psi)
A-1	50.08	50
A-2	29.91	30
A-3	40.85	40
B-1	29.34	28
B-2	29.53	26
B-3	29.6	26
B-4	35.23	35
B-5	40.56	40
B-6	29.71	30
B-7	89.02	90
B-8	32.28	32
B-9	29.7	28
C-1	28.19	30
C-2	28.25	27
C-3	28.24	27
C-4	28.25	26
C-5	28.24	26
C-6	27.92	26.5
C-7	27.92	27

D-1	25.26	24.9
D-2	25.23	28
D-3	33.57	33
D-4	34.76	35

5.4 VELOCIDADES DE FLUJO

Como se menciona anteriormente en el capítulo 2, la velocidad de flujo en las líneas de gas deben mantener un valor máximo entre 60 a 80 pies/seg y un valor mínimo entre 10-15 pies/seg. En la tabla 19 se muestran los valores de la velocidad del gas en las principales líneas.

Tabla 19. Velocidades de gas de las líneas principales

Línea	Diámetro (pulgadas)	Velocidad del gas (pies/seg)
Línea 1	1.52	39.37
Línea 2	6	20.65
Línea 3	6	32.54
Línea 4	6	38.20
Línea 5	6	41.17
Línea 6	4.96	75.99

5.5 EVALUACION DEL COMPORTAMIENTO DE FLUJO

Como se puede observar de la tabla 14 la mayoría de los pozos correspondientes a la estación Isla 6 poseen una presión no mayor a 30 psi, lo cual se confirma al observar la presión calculada por la simulación, ya que los pozos con presiones

mayores a 30 psi son re-calculados dando como resultado presiones dentro del rango mencionado. Teniendo en cuenta dichos resultados se puede concluir que estos pozos poseen obstrucciones o daños mecánicos en las líneas de flujo que salen de cabeza de pozo.

5.5.1 Origen de los problemas

- Disminución en la eficiencia de flujo debida al deterioro de las tuberías ya sea por corrosión, acumulación de sólidos y/o líquidos.
- Existencia de daño mecánico en las líneas de flujo, lo que produce reducción del área de flujo eficiente.

5.5.2 Problemas encontrados

- La línea 1 presenta daño mecánico, ya que por antecedentes del campo se sabe que esta línea de flujo presenta una reducción del diámetro en casi el 50%, lo que produce una caída de presión demasiado alta.
- La línea 6 también presenta una caída de presión alta, en este caso el caudal transportado por ella es el mayor de todo el sistema de recolección analizado, y adicionalmente al observar los resultados de la simulación con los datos medidos del campo se concluye que la línea presenta problemas de obstrucción, ya que la caída de presión obtenida mediante la simulación es menor que la que existe realmente.
- Existencia de obstrucción de las líneas de flujo de algunos pozos, como se observa en la tabla 14 en los pozos señalados con color rojo.

- Se encontró un alto valor de velocidad del gas en la línea 6, lo que podría ocasionar problemas de erosión o abrasión por sólidos en la tubería.

5.6 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE VARIABLES. Una vez definido el modelo ajustado del sistema de recolección, se realiza el análisis de sensibilidad de las variables que intervienen en el proceso de simulación, con el objetivo de analizar criterios importantes a la hora de dar las recomendaciones y conclusiones para la estación isla VI del campo Cantagallo.

Las variables o parámetros a analizar son:

- Velocidad del gas.
- Diámetros de tubería.
- Caídas de presión.

La sensibilidad de los parámetros anteriormente mencionados consiste en variar los diámetros de las líneas que presentan la mayor cantidad de problemas para de esta manera realizar un análisis tanto de velocidad de flujo como de caídas de presión de dichas líneas. Adicionalmente se simulará un disparo de pozo en el depurador de 3 MMscfd para probar el sistema de recolección de gas en condiciones extremas que han ocurrido anteriormente en el campo.

5.6.1 Cambios de diámetros.

- **Caso A.** Corresponde al modelo ajustado: 32 pozos en total tomando en cada uno de ellos los diámetros originales, decir, sin estar obstruidos, diámetro de la línea 1 de 1.52 pulgadas y diámetro de la línea 6 es de 4.96 pulgadas. Las presiones y caudales utilizados se presentan en las tablas 8, 9, 10, 11 y 12.

- **Caso B.** Se toma el modelo ajustado variando el diámetro de la línea 1 a 2 pulgadas y el diámetro de la línea 6 a 6 pulgadas.
- **Caso C.** Se toma el modelo original variando el diámetro de la línea 1 a 3 pulgadas y el diámetro de la línea 6 a 7 pulgadas.
- **Caso D.** Se varía el diámetro de la línea 1 a 2 pulgadas y el diámetro de la línea 6 a 8 pulgadas.

Los resultados de las velocidades de flujo para las simulaciones de los diferentes casos se muestran en la tabla 20, y en la tabla 21 se relacionan las caídas de presión de los 4 casos.

5.6.1.1 Velocidades de flujo para los diferentes casos. Los resultados de la simulación de los 4 casos nos muestran que la línea 1 no debería tener un diámetro mayor a 2 pulgadas como se muestra en el caso C, debido a que la velocidad del gas resulta ser muy baja y se podría presentar condensación de líquido en la tubería, además con 2 pulgadas la caída de presión para esta línea ya se vuelve un valor aceptable.

En cuanto a la línea 6 se logra observar que con los diámetros de 6, 7 y 8 pulgadas la velocidad de flujo del gas se encuentra entre los rangos permitidos, pero teniendo en cuenta el factor económico se escoge la tubería de 6 pulgadas debido a que ésta es la menos costosa.

Tabla 20. Velocidades de flujo para los cuatro casos

Línea	Diámetro (pulgadas)	Velocidad del gas (pies/seg)			
		Caso A	Caso B	Caso C	Caso D
Línea 1	1.52, 2 y 3	39.36	24.01	11.29	24.01
Línea 2	6	20.71	20.71	20.71	20.71
Línea 3	6	32.61	32.6	32.61	32.60
Línea 4	6	38.26	38.26	38.26	38.26
Línea 5	6	41.25	41.24	41.25	41.24
Línea 6	4.96, 6, 7 y 8	85.13	49.13	34.52	25.97

5.6.1.2 Caídas de presión de los principales tramos para los diferentes casos. Al analizar las caídas de presión con relación a los diámetros de las líneas principales se puede concluir que el caso B es el indicado debido a que la caída de presión es óptima y también porque es la solución más económica posible.

Tabla 21. Caídas de presión para los cuatro casos

Línea	Diámetro (pulgadas)	Caída de presión (psi)			
		Caso A	Caso B	Caso C	Caso D
Línea 1	1.52, 2 y 3	20.06	5.8	0.84	5.8
Línea 2	6	0.8	0.8	0.8	0.8
Línea 3	6	0.89	0.89	0.89	0.89
Línea 4	6	0.15	0.16	0.15	0.16
Línea 5	6	2.71	2.72	2.71	2.72
Línea 6	4.96, 6, 7 y 8	10.1	3.55	1.57	0.8

5.6.2 Disparo de Pozo. Lo que se realiza con ésta sensibilidad es una simulación de un disparo de pozo con 3 MMscfd de gas, para probar el sistema de recolección de gas del campo Cantagallo.

El disparo de gas se ubicó en el depurador tomando como base la historia de producción del Clúster A, debido a que ha ocurrido con anterioridad dicha situación en los pozos que llegan al depurador.

La siguiente tabla muestra las presiones obtenidas en el sistema de recolección de gas del campo Cantagallo con un disparo de 3 MMscfd.

Tabla 22. Presiones obtenidas debido al disparo de pozo

Fuente	Presión ajustada (psi)	Presión por disparo (psi)	Diferencia de presión (psi)
Depurador	30	78.9	48.9
A-1	50.08	89.91	39.02
A-2	29.91	77.81	47.9
A-3	40.85	83.46	42.61
B-1	29.34	72.23	42.89
B-2	29.53	72.32	42.79
B-3	29.6	72.36	42.76
B-4	35.23	75.33	40.1
B-5	40.56	78.36	37.8
B-6	29.71	72.42	42.71

B-7	89.02	111.8	22.78
B-8	32.28	73.74	41.46
B-9	29.7	72.41	42.71
C-1	28.19	68.36	40.17
C-2	28.25	68.01	39.76
C-3	28.24	68	39.76
C-4	28.25	68.01	39.76
C-5	28.24	68	39.76
C-6	27.92	67.31	39.39
C-7	27.92	67.31	39.39
D-1	25.26	57.85	32.59
D-2	25.23	57.84	32.61
D-3	33.54	62.66	29.12
D-4	34.73	63.45	28.72

Al observar las presiones obtenidas después del disparo de pozo se puede concluir que el sistema de recolección está en la capacidad de manejar un caudal de 3MMSCF ya que al presentarse esta situación un rango aceptable de aumento de presión en los sistemas de recolección podría variar entre 60-80 psi.

6. RECOMENDACIONES

Las recomendaciones planteadas están hechas sobre los resultados arrojados por la simulación y por la evaluación y análisis de sensibilidad realizado al sistema de recolección hecho en el capítulo anterior. En estas recomendaciones se tuvo en cuenta la optimización de los siguientes parámetros:

- Caídas de presión.
- Velocidades de flujo del gas.

Las recomendaciones se han dividido en tres partes, correspondientes a los principales tramos en los que se han encontrado fallas en el comportamiento de flujo:

- 1) La línea 1 que corresponde a la tubería que transporta el gas del pozo A-1 a la entrada del depurador ubicado en el Clúster I.
- 2) La línea 6, que es el tramo final de tubería que transporta el gas a la estación compresora.
- 3) Líneas de flujo correspondientes a cabezales de ciertos pozos.

6.1 LÍNEA 1: DEL POZO A-1 AL DEPURADOR

Este tramo de línea, como se sabía desde un principio por historia del campo y como se confirmó en el ajuste del sistema de recolección, está gravemente obstruido debido a un daño mecánico, el cual ocasiona la mayor caída de presión en el sistema. Actualmente, la tubería es de 3 pulgadas de diámetro, pero como se demostró en el análisis de sensibilidad, se observa que este tramo debería tener un diámetro de 2 pulgadas, que evita la condensación de líquidos y sólidos en la tubería.

6.2 LÍNEA 6: TRAMO FINAL A LA PLANTA COMPRESORA

Como se muestra en la tabla 15, ésta es una línea que presenta una gran caída presión en el sistema de recolección de gas y por consiguiente una alta velocidad de flujo. La causa de este comportamiento puede ser una obstrucción en el diámetro de la tubería por corrosión de la misma debido a su gran antigüedad y mal estado. Por lo tanto, aunque esta línea presenta un diámetro de 6 pulgadas, realmente el flujo de gas se está transportando a través de un diámetro equivalente a 4.96 pulgadas, como se demostró en el ajuste del sistema realizado anteriormente.

Para este tramo se recomienda cambiar la tubería por una nueva ya que como se mencionó anteriormente se presume que la causa de los problemas en esta línea se debe a la presencia de corrosión, razón por la cual no es viable realizar limpieza de la línea; se mantiene el mismo diámetro debido a que como se comentó con anterioridad cumple con parámetros de caída de presión y velocidad de flujo y al mismo tiempo es la opción más económica.

6.3 LÍNEAS DE FLUJO DE CABEZAS DE POZO

Según los datos suministrados en la tabla 14 se observa que en algunos pozos las presiones ajustadas difieren de las presiones reales, además nótese que éstas últimas son presiones relativamente altas en comparación con la presión de pozos cercanos. Por esta razón es lógico pensar que se presentan obstrucciones en las líneas de éstos pozos, siendo esta la causa de dicha diferencia de presiones y de la existencia de diámetros equivalentes.

Teniendo en cuenta lo anterior se recomienda cambiar dichas líneas por unas nuevas ya que por la estructura y diámetros de éstas es imposible realizar limpiezas de tuberías; se mantienen los mismos diámetros porque cumplen con las especificaciones de velocidad y caída de presión.

6.4 MODELO IDEAL

De acuerdo a las recomendaciones propuestas, se planteó un modelo ideal que representa las condiciones óptimas para el funcionamiento del sistema de recolección de gas evaluado. Lo que se busca con este modelo es que los parámetros que influyen en el flujo de gas sean los mejores tanto en el aspecto operacional como en el económico, dichos parámetros son:

- Disminución de la caída de presión en las líneas troncales, especialmente aquellas que presentan los problemas operacionales (línea 1 y línea 6).
- Se mantienen las velocidades de flujo para cada una de las líneas troncales dentro de los límites permitidos, lo que conlleva a evitar la presencia de flujo erosional dentro de las tuberías analizadas.
- Se mantiene la presión de entrada a la planta compresora en 15 psi, ya que al eliminar las obstrucciones presentadas se aumentan los diámetros de las tuberías lo cual disminuye las presiones en cabeza de los pozos permitiendo así la disminución de la presión en cada uno de los clusters analizados del sistema de recolección.

Teniendo en cuenta los parámetros anteriormente mencionados se realizó la simulación correspondiente generando un sistema de recolección con buenas condiciones de flujo y que tiene la capacidad de transportar el gas producido actualmente y el que se puede producir en caso de que ocurra un aumento de producción.

En base a lo anterior se obtuvo como resultado la optimización del sistema de recolección del campo Cantagallo, alcanzando la meta propuesta; por lo tanto, se

sugiere que las recomendaciones planteadas sean aplicadas en el campo Cantagallo.

En la siguiente tabla se muestran las caídas de presión, diámetros y velocidades de flujo de las líneas troncales para el modelo ideal que se recomienda implementar.

Tabla 23. Diámetros, caídas de presión y velocidades de flujo de las líneas principales para el modelo ideal.

Línea	Diámetro (pulgadas)	Longitud (pies)	Caída de presión (psi)	Velocidad del gas (pies/seg)
Línea 1	2	4921.2	5.8	24.01
Línea 2	6	3703.95	0.8	20.71
Línea 3	6	1786	0.89	32.6
Línea 4	6	229.04	0.16	38.26
Línea 5	6	3650	2.72	41.24
Línea 6	6	3879.31	3.55	49.13

CONCLUSIONES

- El uso de herramientas software que permitan modelar el comportamiento de flujo de un sistema de recolección es de gran ayuda al momento de identificar fallas operacionales, ya que de esta manera se puede observar si el funcionamiento real del sistema corresponde al que teóricamente debería existir según los elementos que conformaron inicialmente el sistema de recolección, o si por el contrario han ocurrido cambios al transcurrir el tiempo en parámetros como diámetros y rugosidad.
- Al realizar la evaluación del sistema de recolección de gas del campo Cantagallo se determinó que las condiciones actuales de funcionamiento no son las adecuadas. Las principales fallencias encontradas fueron, primero, las altas caídas de presión encontradas en las Líneas 1 y 6, segundo, la alta velocidad de flujo encontrada en la Línea 6 y tercero, la obstrucción de algunos pozos en sus líneas de flujo.
- Por medio del análisis de sensibilidad realizado se obtuvo el modelo ideal, que corresponde a las condiciones óptimas a implementar en el sistema de recolección. Entre los cambios realizados se encuentran una disminución de la línea 1 a 2 pulgadas, cambio de tubería de la línea 6 con el mismo diámetro de 6 pulgadas y cambio de tubería del mismo diámetro de las líneas de flujo correspondiente a los pozos A-3, B-4, B-5, B-7, B-8, D-3 y D-4 los cuales se encontraban con problemas de obstrucción.

BIBLIOGRAFIA

ARNOLD, K. y STEWART, M. 1999. "Surface Productions Operations V1: Design Of Oil Handling Systems And Facilities". Gula Publishing Company. 2ª Edición. Houston Texas.

BAGAJEICZ, M. y CABRERA, E. 2002. "Data Reconciliation In Pipeline Systems." University Of Oklahoma. USA.

BIRD, R.B., STEWART, W.E. y LIGHTFOOTE. 1997. "Fenómenos De Transporte". 1ª Edición. Editorial Reverté, S:A.. Nueva Cork.

CRAFTON, J.W., DYAL, V.H. Y PANHANDLE EASTERN P.L.C. 1976. "An Iterative Solution for the Gas Pipeline Network Problem". SPE 6032. USA.

FABIAN GHEZ, ELF-RE. 1973. "A New General Optimization Method – Application to Gas Gathering System". SPE 4693. USA

MATIN P.C. 1984. "Fundamental Of. Pipeline Engineering." IFP Publications. Paris.

McCAIN, W.D., JR. 1989. "The Properties Of Petroleum Fluids". Editorial Penn Well Books. 2ª edicion. Tulsa, Oklahoma.

SANJAY KUMAR. 1987. "Gas Reservoir Engineering", Volume 4.

TERNYIK, J., BILGESU, HI., MOHAGHEGH S. y ROSE, DM. 1995.. "Virtual Measurement In Pipes, Part 2: Liquid Holdup And Flow Patterns Correlations". SPE 30975. Morgantwon, Wv, USA.

M.P. CASTILLO, M. MURILLO Y C. CABRALES. 2000. "Design and Development of Hydrocarbon Surface Production Facilities and Pipelines Based on Process and Transport Simulators". SPE 59029. USA.

LEONIDAS KAPPOS, M.J. 2004. "Definitive Method of Flow Analysis of Surface Pipeline Networks". SPE 89736. USA.

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. 2004. "GPSA Engineering Data Book". Gas Processors Association. 12^a Edición. Tulsa, Oklahoma