

**INGENIERIA CONCEPTUAL PARA EL DISEÑO DE UNA RED DE
RECOLECCIÓN DE GAS DE ANULARES DE LOS POZOS DE UN
SECTOR DE REPRESION DEL CAMPO LLANITO GALA DE ECOPETROL
S.A.**

JULIAN RIVERA GONZÁLEZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA
2.010**

**INGENIERIA CONCEPTUAL PARA EL DISEÑO DE UNA RED DE
RECOLECCIÓN DE GAS DE ANULARES DE LOS POZOS DE UN
SECTOR DE REPRESION DEL CAMPO LLANITO GALA DE ECOPETROL
S.A.**

JULIAN RIVERA GONZÁLEZ

Monografía Para optar al título de Especialista en Ingeniería de Gas

Directora

**OLGA PATRICIA ORTIZ CANCINO
Ingeniera de Petróleos
Especialista en Ingeniería del Gas
Magíster en Ingeniería Química**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA
2.010**

DEDICATORIA

A Dios que me da la fortaleza para llevar a cabo mis metas y me provee todo lo necesario para lograr hacer realidad mis sueños.

A mi esposa Gloria Patricia que con su amor, cariño y compañía alegra mi vida.

A Ana María que es el mayor regalo que hemos recibido de Dios y con su sonrisa, alegría, nobleza y fortaleza nos da ejemplo y nos motiva para superar todas las dificultades.

A mis padres Elisa y José Antonio por haberme brindado la posibilidad de estudiar y por que han sido y serán mi guía y apoyo en todo momento.

A mis hermanas Martha, Olga y Mónica y a mis sobrinos por su afecto.

A mis suegros Lucila y Miguel por su gran ayuda incondicional.

Julián

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus más sinceros agradecimientos a:

Escuela de Ingeniería de Petróleos y en especial a los Ingenieros que forman parte de la Especialización en Ingeniería del Gas.

Msc. Olga Patricia Ortiz Cancino - Directora de la monografía, por el tiempo dedicado en sus orientaciones y sugerencias.

Ing. Jorge Andrés Sachica Ávila – Ingeniero de Petróleos de Ecopetrol por proponer este trabajo de grado, por su apoyo y por toda la información que suministro para el desarrollo de este proyecto.

Msc. Nicolás Santos – Director de la Escuela de Ingeniería de Petróleos. Por sus aportes, sugerencias y por su evaluación.

Ing. Manuel Enrique Cabarcas Simancas – Ingeniero de Petróleos, por sus aportes y colaboración en el desarrollo del proyecto.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	20
1. MARCO TEORICO	21
1.1 FLUJO DE FLUIDOS Y TUBERÍAS	21
1.1.1 Teorema de Bernoulli	21
1.1.2 Propiedades físicas de los fluidos	22
1.1.3 Flujo en tuberías y número de Reynolds	22
1.1.4 Perdidas de presión debidas a la fricción	23
1.1.4.1 Factor de fricción y efecto de la rugosidad de la tubería	25
1.1.5 Longitud equivalente de válvulas y accesorios	27
1.1.6 Compresibilidad de los gases	27
1.2 FLUJO EN UNA FASE	28
1.2.1 Línea de Transmisión de flujo de Gas	28
1.2.1.1 Flujo Isotérmico:	28
1.2.1.2 Las Ecuaciones AGA	31
1.2.1.3 La Ecuación de Weymouth	32
1.2.1.4 Ecuación de Panhandle A	32
1.2.1.5 Ecuación de Panhandle B:	35
1.2.1.6 Conclusiones	36
1.2.2 Flujo de Gas a Baja Presión	37
1.2.3 Planta de tuberías de Flujo de Gas	38
1.2.4 Flujo Liquido	41

1.2.4.1 Agua	41
1.2.4.2 Hidrocarburo	41
1.2.5 Flujo de Vapor	43
1.2.6 Flujo de Corriente de Combustión	43
1.3 FLUJO EN DOS FASES	44
1.3.1 Determinación del régimen de flujo	45
1.3.2 Cálculo de la Caída de Presión	49
1.3.2.1 Componente Friccional	49
1.3.2.2 Componente de elevación	51
1.3.2.3 Líquido Contenido	53
1.3.3 Líquido Pesado o lento	54
1.3.3.1 Propósito de los Separadores	54
1.3.3.2 Mecanismos de Generación de pesados	54
1.3.3.3 Recolector de Pesados	55
1.4 TUBERÍA E INFORMACIÓN DE BRIDAS	57
2. DISEÑO DE LA RED DE RECOLECCIÓN DE GAS DE ANULARES DE LOS POZOS	59
2.1 DESCRIPCIÓN DE LA RED	59
2.1.1 Información de los pozos	59
2.1.2 Información de la tubería que va desde el colector hasta la estación compresora	62
2.2 PROPIEDADES DEL FLUIDO	62
2.2.1 Cromatografía del fluido	63

2.2.2 Tipo de flujo en cada pozo	63
2.2.2.1 Factor de compresibilidad	64
2.2.2.2 Efectos de los componentes no-hidrocarburos sobre el factor Z	66
2.2.2.3 Gravedad específica	72
2.2.2.4 Cálculo de la densidad del fluido en cada pozo (ρ)	73
2.2.2.5 Cálculo de la viscosidad del fluido en cada pozo (μ)	74
2.2.2.6 Estimación del diámetro de la tubería	78
2.2.2.7 Estimación de la velocidad de flujo	78
2.2.2.8 Cálculo del número de Reynolds	79
2.3 DISEÑO DE LAS TUBERÍAS DESDE LOS POZOS HASTA EL COLECTOR	80
2.3.1 Ecuaciones de flujo.	80
2.3.2 Gravedad específica del fluido	80
2.3.3 Factor de compresibilidad	80
2.3.4 Cálculo de los diámetros de las tuberías	80
2.3.4.1 Espesor de tuberías	82
2.3.5 Normalización de las tuberías	84
2.3.6. Cluster 1	86
2.3.6.1 Tubería del cluster 1 - colector	87
2.3.7 Cluster 2	88
2.3.7.1 Tubería cluster 2 – colector	89
2.4. DISEÑO DEL COLECTOR	90

2.5 DISEÑO DE LA TUBERÍA DE SALIDA DEL COLECTOR HASTA LA PLANTA COMPRESORA.	91
3. RELACIÓN COSTO/BENEFICIO	94
3.1 COSTOS DE DISEÑO	94
3.2 COSTOS DE EJECUCIÓN	94
3.2.1. Costos de la sección 1	95
3.2.2 Costos de la sección 2	96
3.2.3 Costos de la sección 3	99
3.2.4 Costo del tramo colector – estación compresora	101
3.2.5. Costo total del proyecto	102
3.3 BENEFICIOS DEL PROYECTO	102
3.3.1 Beneficios económicos	102
3.3.2 Beneficios al medio ambiente.	104
3.3.3. Beneficios a la seguridad	104
3.3.4 Beneficios de desarrollo	104
4. SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE GAS	105
5. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES	109
5.1 RECOMENDACIONES	109
5.2 CONCLUSIONES	110
BIBLIOGRAFIA	112

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Factores de Fricción (GPSA Section 17 Pág. 3)	24
Figura 2. Rugosidad Relativa de materiales de tubería y Factores de Fricción para Turbulencia Completa (GPSA Section 17 Pág. 5)	26
Figura 3. Longitud Equivalente de Válvulas y Accesorios en Pies. (GPSA Section 17, Pág. 6)	28
Figura 4. Factor de Desviación (GPSA Section 17, Pág. 7)	29
Figura 5a. Flujo de Gas Basado en la Formula de Weymouth (GPSA Section 17, Pág. 8)	33
Figura 5b. Flujo de Gas Basado en La Formula de Weymouth (GPSA Section 17, Pág. 9)	34
Figura 6. Comparación de Factores de Transmisión de Ecuaciones de Gas para tubería Nominal de 20 pulgadas. (GPSA Section 17, Pág. 10)	37
Figura 7. Valor de C_1 para la formula de flujo simplificada para fluidos Compresibles. (GPSA Section 17, Pág. 11)	39
Figura 8. Valor de C_2 para la formula de flujo simplificada para fluidos compresibles. (GPSA Section 17, Pág. 12)	40
Figura 9. Caída de presión para flujo de Agua (GPSA Section 17, Pág 13)	42
Figura 10. Caída de Presión para Hidrocarburos Líquidos en tubería Smooth (GPSA Section 17, Pág. 14)	43
Figura 11. Caída de presión en tubería de vapor por la formula de Fritzsche (GPSA Section 17, Pág. 15)	44

Figura 12. Tabla de corrientes de Fuego Efectiva (GPSA Section 17, Pág. 16)	47
Figura 13. Regimenes de Flujo en Dos Fases (GPSA Section 17, Pág 16)	47
Figura 14. Mapa de régimen de flujo horizontal de Mandhane (GPSA Section 17, pag 16)	48
Figura 15. Mapa Aziz para Régimen de flujo vertical hacia arriba (GPSA Section 17, Pág. 17)	48
Figura 16. Relación del factor de fricción para dos fases (GPSA Section 17, Pág. 19)	51
Figura 17. Correlación de líquido contenido (GPSA Section 17, Pág. 19)	51
Figura 18: Correlación de Flanigan para líquido contenido (GPSA Section 17, Pág. 20)	52
Figura 19. Correlación de Eaton para líquido retenido (GPSA Section 17, Pág. 20)	54
Figura 20. Recolector de Pesados de tubería múltiple (GPSA Section 17, Pág. 21)	56
Figura 21. Ejemplo de línea de condensados (GPSA Section 17, Pág. 21)	56
Figura 22. Presiones de Trabajo para tubería de refinería (GPSA Section 17, Pág. 22)	58
Figura 23. Mapa del área del campo donde se encuentran los pozos que forman parte de la red piloto de anulares.	59
Figura 24. Factores de compresibilidad para gases naturales. (Standing y Katz) (GPSA Section 23, Pág. 12)	65

Figura 25. Correlación de Viscosidad del gas a una atmósfera (GPSA Section 23, Pág. 31)	76
Figura 26. Razón de Viscosidad vs. La Temperatura Pseudo-reducida (GPSA Section 23, Pág. 33)	76
Figura 27. Cluster de los pozos llanito 111 y 117.	86
Figura 28. Cluster 2 - pozos llanito 95, 39, 118 y 119.	89
Figura 29. Colector Final	91
Figura 30. Tubería Colector – Estación Compresora	91
Figura 31. Esquema de la red Piloto	95
Figura 32. Esquema del sistema de recolección utilizado en el proceso de simulación.	105

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Información del pozo llanito 39	60
Tabla 2. Información del pozo llanito 95	60
Tabla 3. Información del pozo llanito 111	60
Tabla 4. Información del pozo llanito 117	61
Tabla 5. Información del pozo llanito 118	61
Tabla 6. Información del pozo llanito 119	61
Tabla 7. Información del pozo llanito 127	62
Tabla 8. Tubería Colector – Estación Compresora	62
Tabla 9. Cromatografía de los pozos de la Red	63
Tabla 10. Factor de Compresibilidad – llanito 39	67
Tabla 11. Factor de Compresibilidad – llanito 95	68
Tabla 12. Factor de Compresibilidad – llanito 111	68
Tabla 13. Factor de Compresibilidad – llanito 117	69
Tabla 14. Factor de Compresibilidad – llanito 118	69
Tabla 15. Factor de Compresibilidad – llanito 119	70
Tabla 16. Factor de Compresibilidad – llanito 127	70
Tabla 17. Factores de Compresibilidad para los pozos – Método Carr – Kobayashi – Burrows.	72
Tabla 18. Factores de Compresibilidad para los pozos – Método de Papay.	73
Tabla 19. Densidad de los gases con $Z = 1$	74

Tabla 20. Densidad de los gases con Z de Papay	74
Tabla 21. Viscosidad a 1 atm y a la temperatura del anular.	77
Tabla 22. Viscosidad de los gases corregida	77
Tabla 23. Viscosidad de los gases de anular en cp	78
Tabla 24. Velocidad del gas.	79
Tabla 25. Números de Reynolds para los flujos de anular.	79
Tabla. 26 Información de los flujos de los pozos al colector.	81
Tabla 27. Resultados de diámetros (en pulgadas) y presiones (en psia)	82
Tabla 28. Espesores mínimos de tuberías.	83
Tabla 29. Espesores de tuberías de SCH 40	83
Tabla 30. Diámetros de tuberías requeridos	84
Tabla 31. Presiones de salida de los tubos	84
Tabla 32. Espesores requeridos para las tuberías	85
Tabla 33. Información de tubería del cluster 1 – colector	87
Tabla 34. Diámetro de tubería cluster 1 – colector	87
Tabla 35. Presión de llegada al colector	87
Tabla 36. Espesores requeridos por la tubería cluster 1 – colector.	88
Tabla 37. Reducción de presión del pozo Ilanito 118.	88
Tabla 38. Datos de cálculo – Tubería Cluster 2 – Colector	89
Tabla 39. Diámetro tubería Cluster 2 – Colector.	90
Tabla 40. Espesor requerido tubería Cluster 2 – Colector	90
Tabla 41. Presión de llegada al colector.	90
Tabla 42. Presión del flujo del pozo 127 al llegar al colector.	90

Tabla 43. Información para el cálculo de tubería colector- Estación compresora	92
Tabla 44. Diámetro tubería Colector – Estación compresora	92
Tabla 45. Espesor requerido tubería Colector – Estación Compresora	92
Tabla 46. Presión de llegada a la Estación Compresora	92
Tabla 48. Costos del tramo llanito 111 – cluster 1	95
Tabla 49. Costos del Tramo llanito 117 – Cluster 1	96
Tabla 50. Costo del Cluster 1 y costo total de la sección 1	96
Tabla 51. Costos del tramo llanito 39 – cluster 2.	97
Tabla 52. Costos del tramo Llanito 95 – cluster 2.	97
Tabla 53. Costos del tramo Llanito 118 – cluster 2.	98
Tabla 54. Costos del tramo Llanito 119 – Cluster 2.	98
Tabla 55. Costos del cluster 2 y costo total de la sección 2	99
Tabla 56. Costos del tramo cluster 1 – colector.	99
Tabla 57. Costos del tramo cluster 2 – colector.	100
Tabla 58. Costos del tramo Llanito 127 – Colector.	100
Tabla 59. Costos del colector y costo total de la sección 3.	101
Tabla 60. Costos del tramo colector – estación compresora.	101
Tabla 61. Costo Total del Proyecto.	102
Tabla 62. Ingresos Acumulados durante el primer año por la venta de Crudo	103
Tabla 63. Ingresos acumulados durante el primer año por la venta de gas de anular.	103

Tabla 64. Ingresos Totales acumulados en el primer año.	104
Tabla 65. Resultados obtenidos de la simulación en HYSYS	106

RESUMEN

TITULO: INGENIERIA CONCEPTUAL PARA EL DISEÑO DE UNA RED DE RECOLECCIÓN DE GAS DE ANULARES DE LOS POZOS DE UN SECTOR DE REPRESION DEL CAMPO LLANITO GALA DE ECOPETROL S.A.*

AUTOR**

JULIAN RIVERA GONZÁLEZ

PALABRAS CLAVES

Gas Natural, Sistema de Recolección, Gas de Anular.

DESCRIPCIÓN

El Campo Llanito Gala, tiene pozos de crudo con gas asociado que incrementa la presión en cabeza de pozo (CHP), disminuyendo la producción de crudo. Para reducir esta presión a veces se ventea este gas asociado hacia la atmosfera, generando contaminación ambiental, atmósferas explosivas y desperdicio del gas. Este proyecto busca dar solución a estos problemas en un sector conformado por siete pozos, por medio del diseño de una red de gas de anular.

La red se diseña tomando las cromatografías de los flujos de gas de los pozos y calculando las propiedades físicas y el número de Reynolds, para determinar el tipo de flujo de cada gas de anular. Luego se calculan los diámetros y espesores requeridos para las tuberías y se estandarizan con tubería de 2 pulgadas y de Schedule 40 y por último se recalculan las presiones de salida de cada una de las líneas. El sistema queda conformado por nueve tuberías de 2", dos cluster, un colector y una tubería de 4" que transporta el gas recolectado hasta una estación compresora.

El diseño de esta red se simula en el Software HYSYS obteniéndose resultados similares.

La relación costo/beneficio justifica la ejecución de este proyecto, ya que la inversión inicial se recupera durante el primer mes de puesta en operación la red, se reduce la contaminación en el campo y las atmósferas explosivas en los pozos de la red, mejorando la seguridad operativa. Este proyecto ayudará al desarrollo y ampliación de la Refinería.

* Monografía

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Directora: Olga Patricia Ortiz Cancino. Magister en Ingeniería Química.

ABSTRACT

TITLE: CONCEPTUAL ENGINEERING FOR THE DESIGN OF A GATHERING NET OF ANNULAR GAS OF THE CESSPOOLS OF A REPRESSION SECTOR IN LLANITO GALA IN ECOPETROL S.A.*

AUTHOR**

JULIAN RIVERA GONZÁLEZ

KEY WORDS

Natural gas, Gathering system, Anular Gas.

DESCRIPTION

There are many oil cesspools in the field "LLanito Gala", with associated gas that causes an increase in the Cesspool Head Pressure (CHP); therefore oil production is reduced. Sometimes, it's decided to vent this associated gas into the atmosphere to reduce this pressure, and it produces environmental pollution, explosive atmospheres and waste gas. This project aims to solve all these problems in a repression sector with seven cesspools by designing an annular gas' net.

The net was designed from the chromatography of the gas flows in the cesspools and by calculating the physical properties of Reynolds number for determining the flow of each annular gas, then the diameters and thickness were calculated and standardized with 2 inches pipe Schedule 40. Then, the output pressures were recalculated of each row. The system formed for nine pipes of 2 inches, 2 cluster, 1 collector and a 4 inches pipe that transport the gas by collecting until a compressor station.

The design of this net was put on the Software HYSYS with the same results.

The relationship cost/benefit and the implementation of the project is tried on, because the initial investment will be gotten back in the first month of implementation, the pollution in the country and the explosive atmospheres in the cesspools of the net are reduced by improving the operational safety. This project will help with the development of the Refinery.

* Monograph

** Faculty of Physical-Chemical Engineering. Petroleum Engineering School. Director: Olga Patricia Ortiz Cancino. M Sc. Chemical Engineering.

INTRODUCCIÓN

Este trabajo presenta una propuesta de diseño de una red piloto de Gasoductos para el campo Llanito – Gala de Ecopetrol S.A. Con esta propuesta se busca dar solución a la necesidad planteada de transportar el gas natural de los anulares de los pozos, para reducir la presión en cabeza de pozo (CHP), con lo cual se logra incrementar la producción de crudo y distribuir ese gas acumulado hacia la Refinería de Barrancabermeja, con lo cual se mejora la productividad del campo y sus utilidades.

El proyecto se ha planteado empezando por dar a conocer los fenómenos del flujo de fluidos que rigen el transporte de gas en tuberías y las propiedades y características más importantes de los fluidos que se deben tener en cuenta al diseñar una red de tuberías. Además se plantean las ecuaciones de flujo más utilizadas y recomendadas para el diseño a diferentes condiciones de operación y según el fluido de trabajo. Además se explican las diferencias entre el diseño de una tubería para flujo en una sola fase y para flujo en dos fases.

En el Capítulo 2 se muestra el diseño de la red de recolección de gas, a partir de la descripción de la red, la información más relevante de cada uno de los pozos y de la tubería que va desde el colector hasta la estación compresora. También se define claramente la cromatografía de cada fluido, el tipo de flujo que se presenta en cada pozo y el cálculo de propiedades tan importantes como el factor de compresibilidad, la gravedad específica, la densidad, la viscosidad, la estimación de la velocidad de flujo y el cálculo del número de Reynolds.

Posteriormente se muestra el diseño de la tuberías, que van desde los pozos hasta el colector final, aplicando la ecuaciones de flujo para calcular los diámetros y espesores de estas, luego se muestra la organización de la red por medio de dos cluster y un colector, se especifica el diseño de los cluster y el colector y se describe el diseño de la tubería que va desde el colector final hasta la estación compresora.

La relación costo/beneficio del proyecto se evalúa en el capítulo 3, determinando los costos de diseño y los costos de ejecución totales de cada una de las secciones que conforman la red, obteniéndose así el costo total del proyecto. Luego se definen los beneficios que conlleva el desarrollo del proyecto los cuales incluyen, beneficios económicos, beneficios al medio ambiente, a la seguridad laboral y al desarrollo de otros proyectos importantes para Ecopetrol.

Por último en el capítulo 4 se muestra el proceso de simulación del sistema de recolección de gas analizando los resultados obtenidos en este proceso.

1. MARCO TEORICO

1.1 FLUJO DE FLUIDOS Y TUBERÍAS¹

Pocos problemas de flujo pueden ser resueltos con un aceptable grado de exactitud cuando se usan ecuaciones diseñadas para adaptarse a aplicaciones idealizadas. Los regímenes de flujo y las caídas de presión asociadas son fenómenos complejos y requiere ecuaciones complejas para predecir sus relaciones. Para propósitos de diseño de ingeniería, han sido desarrolladas varias formulas empíricas para adaptarse a circunstancias particulares en capacidades de flujo y caídas de presión predecidas.

1.1.1 Teorema de Bernoulli

El teorema de Bernoulli es una derivación matemática basada en la ley de conservación de la energía. Este teorema establece que la energía total de un fluido en cualquier punto particular sobre un plano de referencia es la suma de la cabeza de elevación, la cabeza de presión y la cabeza de velocidad. Establecido matemáticamente:

$$H = Ze + \frac{144P}{\rho} + \frac{V^2}{2g} \quad \text{Ecuación 1}$$

Si no hay pérdidas de fricción y no se adiciona energía o se toma energía del sistema, H es constante para cualquier punto en el fluido. En realidad, siempre que el fluido está en movimiento existen pérdidas de fricción (h_L). Estas pérdidas describen la diferencia en la energía total en dos puntos del sistema. Expresando los niveles de energía en el punto 1 versus el punto 2 entonces la ecuación se vuelve:

$$Ze_1 + \frac{144P_1}{\rho_1} + \frac{V_1^2}{2g} = Ze_2 + \frac{144P_2}{\rho_2} + \frac{V_2^2}{2g} + h_L \quad \text{Ecuación 2}$$

Todas las fórmulas prácticas para el flujo de fluidos son derivadas de la anterior. Modificaciones a la ecuación 2 han sido propuestas por muchos investigadores para estimar las perdidas por fricción.

¹ GPSA. Fluids of Flow. Section 17

1.1.2 Propiedades físicas de los fluidos

Las propiedades físicas de un fluido fluyendo o en movimiento deben ser conocidas para predecir la caída de presión en la tubería. Las dos propiedades de entrada en la solución de los problemas de flujo de fluidos son la viscosidad y la densidad.

La viscosidad expresa la facilidad con la cual un fluido fluye cuando actúa sobre él una fuerza externa. Dos tipos de medidas de viscosidad son usadas, absoluta y cinemática. La viscosidad absoluta es una medida de la resistencia interna de un fluido a deformarse o cortarse. La viscosidad cinemática es la relación entre la viscosidad absoluta y la densidad masica. La viscosidad absoluta podría ser usada para los cálculos en este tema.

La viscosidad depende de la temperatura. La viscosidad de casi todos los líquidos decrece con un incremento en la temperatura, mientras que en los gases se incrementa. La presión no tiene casi efecto sobre la viscosidad de los líquidos o de los gases casi perfectos. Por otro lado, la viscosidad de un vapor saturado o ligeramente sobrecalentado cambia apreciablemente debido a cambios en la presión. La viscosidad del vapor de agua está fácilmente disponible, pero la viscosidad de otros vapores puede no ser conocida.

El volumen específico es el inverso de la densidad. La gravedad específica de un líquido es la razón de la densidad del líquido a una temperatura especificada y la densidad del agua a 60 °F. La gravedad específica del gas está definida como la razón del peso molecular del gas y la masa molecular del aire.

$$S = \frac{MW(gas)}{MW(aire)}$$

Ecuación 3

1.1.3 Flujo en tuberías y número de Reynolds

A bajas velocidades, las moléculas o partículas conducidas por el fluido se mueven en una razonable línea recta. La velocidad del fluido es máxima en el centro de la tubería y cero en la pared de la tubería. Este patrón de flujo es denominado como laminar. Si la velocidad es incrementada este podría alcanzar un punto crítico donde las partículas del fluido empiezan a mostrar un movimiento al azar transversal a la dirección de flujo. Esta es la velocidad crítica. Este movimiento al azar es típico del que es denominado como flujo turbulento. A dicha velocidad crítica el flujo es considerado completamente

turbulento y uniforme aunque existe una capa de frontera en la pared de la tubería donde el flujo es laminar. En la zona turbulenta el perfil de velocidad está más cerca de la línea recta en la cara transversal de la tubería.

Reynolds desarrolló un número adimensional que puede ser considerado como la razón entre las fuerzas dinámicas del flujo masico y el esfuerzo de corte debido a la viscosidad. El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu_e} \quad \text{Ecuación 4}$$

Si el número de Reynolds es menor de 2000, el flujo puede ser considerado laminar. Si este es superior a 4000, el flujo es turbulento. En la zona entre 2000 y 4000 el flujo puede ser cualquiera de los dos turbulento o laminar, pero no puede ser predecido por el número de Reynolds.

Si un conducto no circular es encontrado, el número de Reynolds puede ser aproximado usando un diámetro equivalente para D. El diámetro equivalente podría ser igual a cuatro veces el radio hidráulico. El radio hidráulico es definido como:

$$Radio - Hidraulico = \frac{Area - de - la - corriente - de - fluido}{Perimetro - mojado} \quad \text{Ecuación 5}$$

Esta conversión podría no aplicarse a formas extremadamente estrechas donde el ancho es relativamente menor a la longitud. En casos semejantes una aproximación puede ser usada en un medio donde el ancho del pasaje es igual al radio hidráulico.

1.1.4 Perdidas de presión debidas a la fricción

El flujo está siempre acompañado por fricción. Esta fricción da como resultado una perdida de energía aprovechable para trabajo. Una ecuación general para la pérdida de presión debido a la fricción es la ecuación de Darcy – Weisbach (frecuentemente denominada simplemente como ecuación de Darcy). Esta ecuación puede ser racionalmente obtenida por análisis dimensional, con excepción del factor de fricción, f_m , el cual debe ser determinado experimentalmente. Expresada en pies de fluido esta ecuación es:

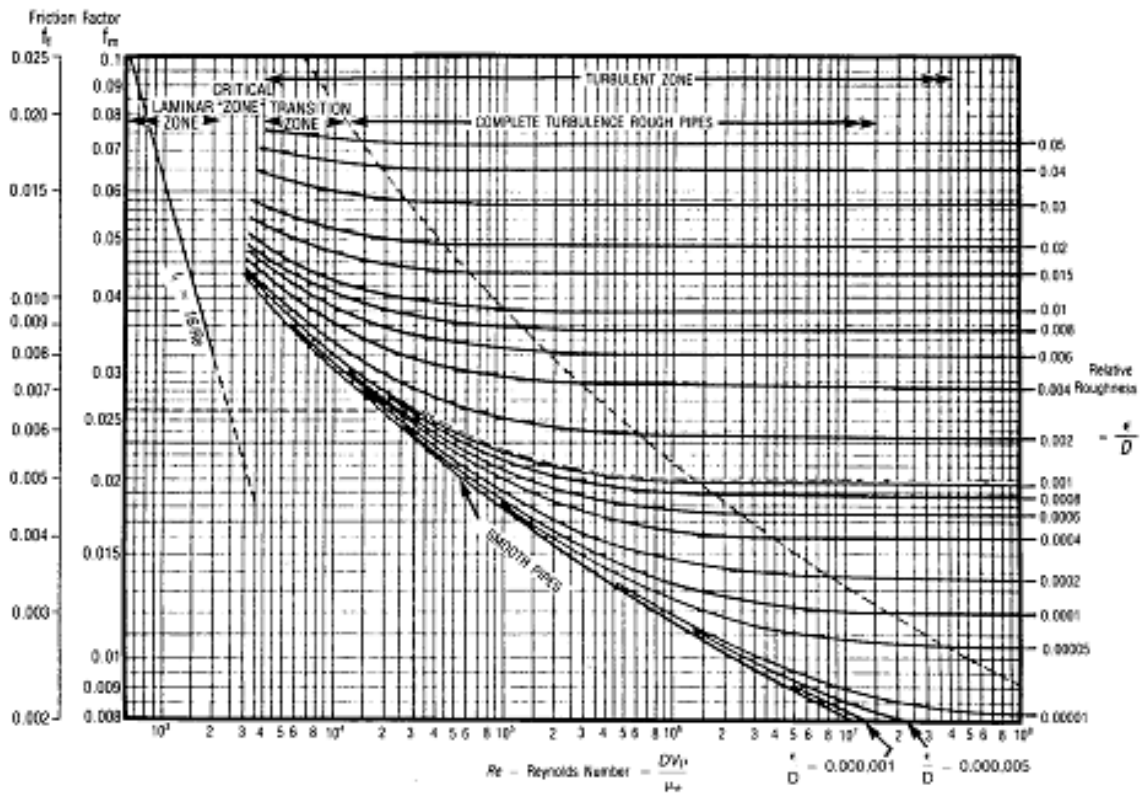
$$h_L = \frac{f_m LV^2}{2gD} \quad \text{Ecuación 6}$$

Convirtiendo a libras por pulgada cuadrada, la ecuación se convierte en:

$$\Delta P_f = \frac{\rho f_m L V^2}{(144)D(2g_c)} \quad \text{Ecuación 7}$$

Se debe señalar que el factor de fricción de Moody, f_m , es usado en las ecuaciones anteriores. Algunas ecuaciones son mostradas en términos del factor de fricción de Fanning, ff , el cual es un cuarto de f_m ($f_m = 4.0 ff$). Una grafica de ambos factores de fricción Fanning y Moody como una función del número de Reynolds se observa en la figura 1.

Figura 1. Factores de Fricción (GPSA Section 17 Pág. 3)



La ecuación de Darcy – Weisbach es valida para ambos flujos laminar y turbulento de cualquier liquido, y puede ser usada también para gases con ciertas restricciones. Cuando usando esta ecuación cambien la elevación, la velocidad o la densidad debe ser tenido en cuenta aplicando el teorema de Bernoulli. La ecuación de Darcy – Weisbach debe ser aplicada a segmentos lineales suficientemente cortos de tal forma que la densidad sea esencialmente constante sobre este segmento. La caída de presión total es

la suma de los valores de ΔP_f calculados para los segmentos individuales. Para aplicaciones de gas la longitud de los segmentos puede ser relativamente corta, mientras comparado con las aplicaciones de líquido, muchas aplicaciones de gas involucran gases compresibles cuyas densidades varían con la presión.

1.1.4.1 Factor de fricción y efecto de la rugosidad de la tubería

Cuando el flujo de fluido es laminar ($Re < 2000$), el factor de fricción tiene una relación directa con el número de Reynolds, tal que:

$$F_m = 64 / Re \quad \text{ó} \quad f_f = 16 / Re \quad \text{Ecuación 8}$$

La rugosidad de la tubería no tiene efecto sobre el factor de fricción en flujo laminar.

Sustituyendo de la formula para el número de Reynolds, ecuación 4 en la ecuación 8, se obtiene lo siguiente:

$$f_m = \frac{64\mu_e}{DV\rho} = \left(\frac{64}{V\rho} \right) \left(\frac{\mu}{1488} \right) \left(\frac{12}{d} \right) \quad \text{Ecuación 9}$$

Esta expresión puede entonces ser sustituida por el factor de fricción en la ecuación 7, resultando en la siguiente formula para pérdidas de presión en libras por pulgada cuadrada:

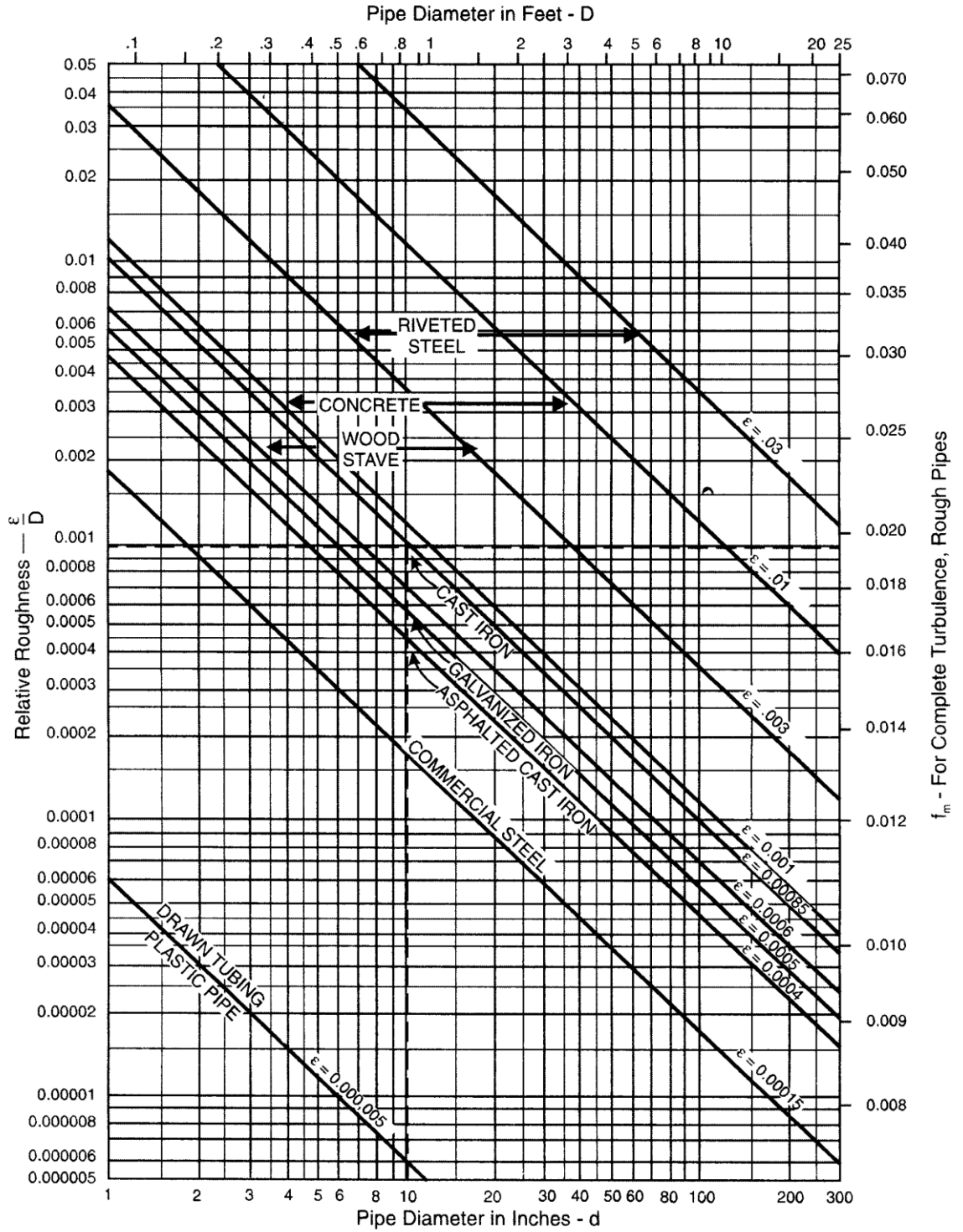
$$\Delta P_f = 0.000668 \frac{\mu LV}{d^2} \quad \text{Ecuación 10}$$

La ecuación 10 es comúnmente conocida como la ley de Poiseuille para flujo laminar.

Cuando el flujo es turbulento, el factor de fricción depende del número de Reynolds y de la rugosidad relativa de la tubería, ε / D , la cual es la rugosidad de la tubería, ε , sobre el diámetro de la tubería, D . La Figura 1 incorpora la rugosidad relativa de la tubería en la determinación del factor de fricción. La figura 2 indica la rugosidad relativa y el factor de fricción para varios materiales de tuberías. Estas figuras están basadas en la solución iterativa de la siguiente ecuación desarrollada por Colebrook.⁴

$$\frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\varepsilon}{3.7D} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f_m}} \right) \quad \text{Ecuación 11}$$

Figura 2. Rugosidad Relativa de materiales de tubería y Factores de Fricción para Turbulencia Completa (GPSA Section 17 Pág. 5)



Varias ecuaciones explícitas han sido presentadas las cuales proveen una solución directa para el factor de fricción. La ecuación siguiente fue propuesta por Chen y es exacta y casi idéntica a la ecuación de Colebrook para números de Reynolds entre 4000 y 4×10^8 y factores de rugosidad (e/D) de 0.05 a 5×10^{-7} .

$$A = \log \left[\frac{\left(\frac{\varepsilon}{D}\right)^{1.1098}}{2.8257} + \left(\frac{5.8506}{\text{Re}^{0.8981}}\right) \right] \quad \text{Ecuación 11a}$$

$$f_m = \frac{1}{\left(-2 * \log \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3.7065} - \frac{5.0452 * A}{\text{Re}} \right) \right)^2} \quad \text{Ecuación 11b}$$

1.1.5 Longitud equivalente de válvulas y accesorios

Los efectos de caída de presión de válvulas y accesorios pueden ser estimados adicionando las longitudes equivalentes de los accesorios a la longitud actual de la tubería. Este aumento en la longitud de la tubería es entonces usado en cualquiera de las siguientes técnicas de cálculo de la caída de presión. Una tabla de longitudes equivalentes para un número representativo de válvulas y accesorios se muestra en la figura 3.

1.1.6 Compresibilidad de los gases

Para más exactitud en los valores de Z , revise la sección 23 de la GPSA. Para cálculos más aproximados, el valor del factor de compresibilidad promedio, Z_{avg} , puede ser calculado con la siguiente ecuación:

$$Z_{avg} = \frac{1}{(F_{pv})^2} \quad \text{Ecuación 12}$$

y

$$F_{pv} = \left(1 + \left[\frac{P_{avg} \left(3.444 \cdot 10^5 \right)^{0.5} \left(10^{(1.785)(S)} \right)}{T_{avg}^{3.825}} \right] \right)^{0.5}$$

Ecuación 13

Figura 3. Longitud Equivalente de Válvulas y Accesorios en Pies. (GPSA Section 17, Pág. 6)

Nominal Pipe size in.	Globe valve or ball check valve	Angle valve	Swing check valve	Plug cock	Gate or ball valve	45° ell						Short rad. ell		Long rad. ell		Hard T		Soft T		90° miter bends			Enlargement						Contraction						
						Welded		Threaded		Welded		Threaded		Welded		Threaded		Welded		Threaded		Welded		Threaded		Sudden			Std. red.			Sudden		Std. red.	
						Welded		Threaded		Welded		Threaded		Welded		Threaded		Welded		Threaded		Welded		Threaded		Equiv. L in terms of small d			Equiv. L in terms of small d			Equiv. L in terms of small d		Equiv. L in terms of small d	
						Welded		Threaded		Welded		Threaded		Welded		Threaded		Welded		Threaded		Welded		Threaded		d/D = 1/4	d/D = 1/2	d/D = 3/4	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
1½	55	26	13	7	1	1	2	3	5	2	3	8	9	2	3							5	3	1	4	1	3	2	1	1	-				
2	70	33	17	14	2	2	3	4	5	3	4	10	11	3	4							7	4	1	5	1	3	3	1	1	-				
2½	80	40	20	11	2	2	-	5	-	3	-	12	-	-	-							8	5	2	6	2	4	3	2	2	-				
3	100	50	25	17	2	2		6	4	4		14	4									10	6	2	8	2	5	4	2	2	-				
4	130	65	32	30	3	3		7	5	5		19	5									12	8	3	10	3	6	5	3	3	-				
6	200	100	48	70	4	4		11	8	8		28	8									18	12	4	14	4	9	7	4	4	1				
8	260	125	64	120	6	6		15	9	9		37	9									25	16	5	19	5	12	9	5	5	2				
10	330	160	80	170	7	7		18	12	12		47	12									31	20	7	24	7	15	12	6	6	2				
12	400	190	95	170	9	9		22	14	14		55	14									37	24	8	28	8	18	14	7	7	2				
14	450	210	105	80	10	10		26	16	16		62	16									42	26	9	-	-	20	16	8	-	-				
16	500	240	120	145	11	11		29	18	18		72	18									47	30	10	-	-	24	18	9	-	-				
18	550	280	140	160	12	12		33	20	20		82	20									53	35	11	-	-	26	20	10	-	-				
20	650	300	155	210	14	14		36	23	23		90	23									60	38	13	-	-	30	23	11	-	-				
22	688	335	170	225	15	15		40	25	25		100	25									65	42	14	-	-	32	25	12	-	-				
24	750	370	185	254	16	16		44	27	27		110	27									70	46	15	-	-	35	27	13	-	-				
30	-	-	-	312	21	21		55	40	40		140	40									70	51	17	-	-	-	-	-	-	-				
36	-	-	-	-	25	25		66	47	47		170	47									84	60	19	-	-	-	-	-	-	-				
42	-	-	-	-	30	30		77	55	55		200	55									98	69	21	-	-	-	-	-	-	-				
48	-	-	-	-	35	35		88	65	65		220	65									112	81	22	-	-	-	-	-	-	-				
54	-	-	-	-	40	40		99	70	70		250	70									126	90	23	-	-	-	-	-	-	-				
60	-	-	-	-	45	45		110	80	80		260	80									190	99	24	-	-	-	-	-	-	-				

La figura 4 contiene una grafica del factor de desviación, F_{pv}^2 .

Un estimado para Z_{avg} a presiones por debajo de 100 psi es:

$$Z_{avg} = \frac{1}{1 + 0.0002 P_{avg}}$$

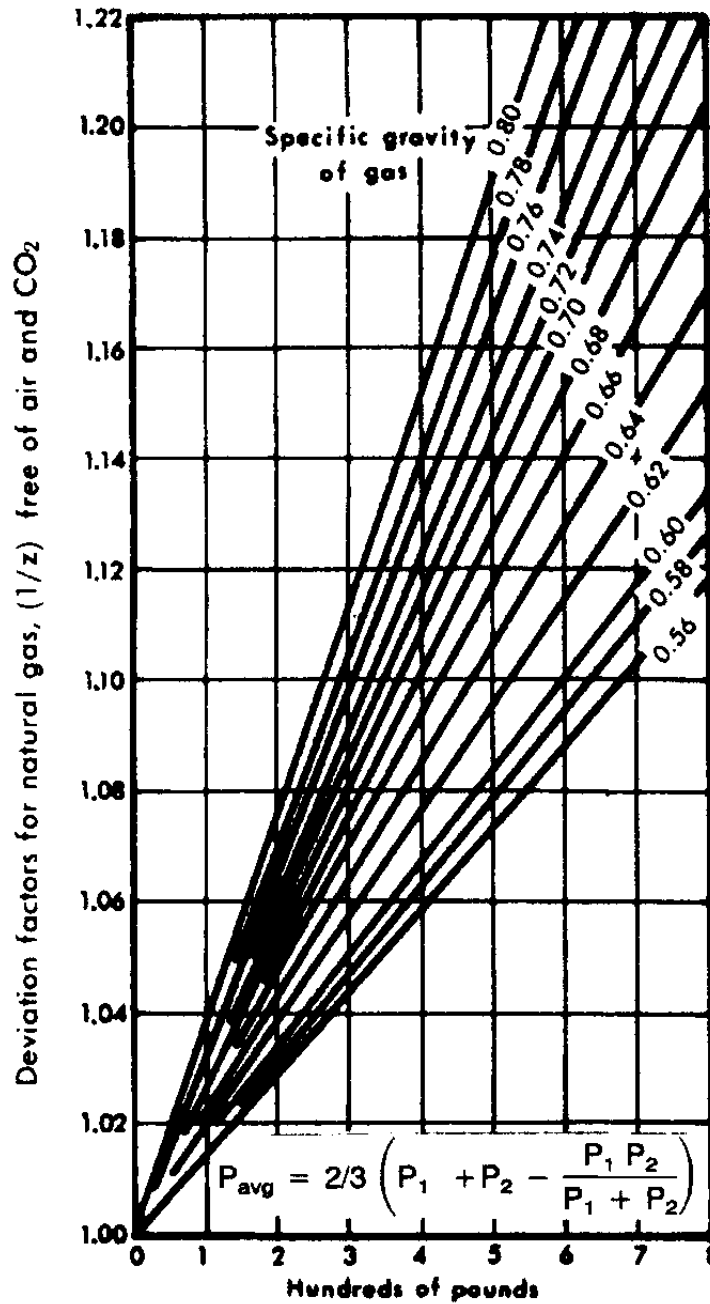
Ecuación 14

1.2 FLUJO EN UNA FASE

1.2.1 Línea de Transmisión de flujo de Gas

1.2.1.1 Flujo Isotérmico: El estado estable, de un flujo de gas con comportamiento isotérmico en una tubería es definido por una ecuación general de energía de la forma:

Figura 4. Factor de Desviación (GPSA Section 17, Pág. 7)



$T_{avg} = 520^\circ R (60^\circ F)$



Note: Refer to Section 23 for more accurate compressibility factors.

$$Q = 38.77 \left(\frac{T_b}{P_b} \right) E \sqrt{\frac{1}{f_f}} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{SL_m T_{avg} Z_{avg}} \right]^{0.5} d^{2.5} \quad \text{Ecuación 15}$$

Esta ecuación es completamente usada para flujo en estado estable, y adecuadamente considerada para variaciones en factor de compresibilidad, energía cinética, presión y temperatura para cualquier sección de línea típica. Sin embargo la ecuación como derivada implica que no está especificado el valor del factor de transmisión, $\sqrt{1/f_f}$. La correcta representación de este factor de fricción es necesaria para la validez de la ecuación.

El factor de fricción está fundamentalmente relacionado con las pérdidas de energía debido a la fricción. En la derivación de la ecuación general de la energía, todas las irreversibilidades y no idealidades, excepto para aquellos cubierto con la ley del gas real, han sido reunidas en el termino pérdidas por fricción.

Los métodos empíricos históricamente y corrientemente usados para calcular y predecir el flujo de gas en una tubería son el resultado de varias correlaciones del factor de transmisión sustituido en la ecuación general de la energía.

Examinando las relaciones presentadas por varios autores muestra que sus formas difieren básicamente en la representación inherente o especificada del factor de transmisión el cual define las perdidas de energía en resistencia al flujo por varios tamaños de tuberías, rugosidades, condiciones de flujo y gases.

Para obtener la ecuación 15 la cual es conveniente para cálculos generales, un número de simplificaciones y asunciones han sido realizadas. Para otras secciones de tubería con un muy alto gradiente de presión, el cambio en la energía cinética del gas no es significativo y es asumido igual a cero. También se asume que la temperatura del gas es constante hasta un valor promedio para la sección considerada; el factor de compresibilidad es constante hasta el valor caracterizado por la temperatura y presión promedio del gas; y en el término dado el efecto del cambio en la elevación, la presión es constante al valor promedio. En el rango de condiciones para las cuales las ecuaciones de flujo en tuberías son ordinariamente aplicadas, promedios son usualmente suficientemente exactos. La temperatura promedio en grados Rankine es calculada como se indica a continuación:

$$T_{avg} = \frac{T_{entrada} + T_{salida}}{2} \quad \text{Ecuación 16}$$

La presión promedio en la línea puede ser calculada con:

$$P_{avg} = \frac{2}{3} \left(P_1 + P_2 - \frac{P_1 P_2}{P_1 + P_2} \right) \quad \text{Ecuación 17}$$

En ausencia de datos indicados por el campo, el factor de eficiencia, E, es usualmente asumido como 1.0.

1.2.1.2 Las Ecuaciones AGA: las ecuaciones AGA fueron desarrolladas aproximadamente para flujo parcial y completamente turbulento usando dos factores de transmisión diferentes. La ecuación de flujo completamente turbulento considera para la rugosidad relativa de la tubería, ε / D , basada en la ley de rugosidad para tubería. Esta ecuación usa el siguiente factor de transmisión:

$$\sqrt{\frac{1}{f_f}} = 4 \log_{10} \left(\frac{3.7D}{\varepsilon} \right) \quad \text{Ecuación 18}$$

Cuando el factor de transmisión para flujo completamente turbulento es sustituido en la ecuación general de energía (ecuación 15), la ecuación AGA para flujo completamente turbulento se convierte en:

$$Q = 38.77 \left(\frac{T_b}{P_b} \right) E \left[4 \log_{10} \left(\frac{3.7D}{\varepsilon} \right) \right] \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{SL_m T_{avg} Z_{avg}} \right]^{0.5} d^{2.5} \quad \text{Ecuación 19}$$

La ecuación de flujo parcialmente turbulento es basada en la ley de tubería lisa y es modificada al considerar elementos que inducen arrastre. El factor de transmisión para esta ecuación es:

$$\sqrt{\frac{1}{f_f}} = 4 \log_{10} \frac{Re}{\sqrt{\frac{1}{f_f}}} - 0.6 \quad \text{Ecuación 20}$$

Sustituyendo $\sqrt{1/f_f}$ de la ecuación 20 en la ecuación 15 no proporciona una ecuación que pueda ser solucionada directamente. Para flujo parcialmente turbulento un factor de arrastre friccional debe también ser aplicado al considerar los efectos de tubería curva e irregularidades. Estos cálculos están más allá del alcance de este libro y "El flujo estable en tuberías de

Gas” de AGA debería ser consultado para un tratamiento detallado de flujo parcialmente turbulento.

1.2.1.3 La Ecuación de Weymouth: la ecuación de Weymouth publicada en 1912, evalúa el coeficiente de fricción como una función del diámetro.

$$f_f = \frac{0.008}{d^{1/3}} \quad \text{Ecuación 21}$$

$$\sqrt{1/f} = 11.18d^{1/6} \quad \text{Ecuación 22}$$

Cuando el factor de fricción, f_f , es sustituido en la ecuación general de energía, la ecuación de Weymouth se convierte en:

$$Q = 433.5 \left(\frac{T_b}{P_b} \right) E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{SL_m T_{avg} Z_{avg}} \right]^{0.5} d^{2.667} \quad \text{Ecuación 23}$$

La formula de Weymouth para tuberías cortas y sistemas de recolección concuerda más estrechamente con las ratas medidas que aquellas calculadas por otras formulas. Sin embargo, el grado de error se incrementa con la presión. Si el Q calculado con la formula de Weymouth es multiplicado por $\sqrt{1/Z}$, donde Z es el factor de compresibilidad del gas, el correcto Q podría aproximarse estrechamente al flujo medido. La figura 4 muestra una gráfica del factor de desviación, $\sqrt{1/Z}$, de un gas común y puede ser usado con seguridad si no se dispone de datos exactos.

La ecuación no puede ser generalmente aplicada a cualquier variedad de diámetros y rugosidades, y en la región de flujo de turbulencia parcialmente desarrollada, no es valida. La ecuación de Weymouth puede ser usada para aproximarse al flujo completamente turbulento aplicando factores de corrección determinados desde el sistema para el cual está siendo aplicada. Graficas que muestran los cálculos de flujo de gas basadas en la ecuación de Weymouth son mostradas en la figura 5a y 5b.

1.2.1.4 Ecuación de Panhandle A: En la década de 1940 La Compañía Oriental de Líneas de tubería Panhandle desarrollo una formula para calcular el flujo de gas en líneas de transmisión, la cual ha sido conocida como la Ecuación de Panhandle A. Esta ecuación usa las siguientes expresiones del Número de Reynolds y factor de transmisión.

Figura 5a. Flujo de Gas Basado en la Formula de Weymouth (GPSA Section 17, Pág. 8)

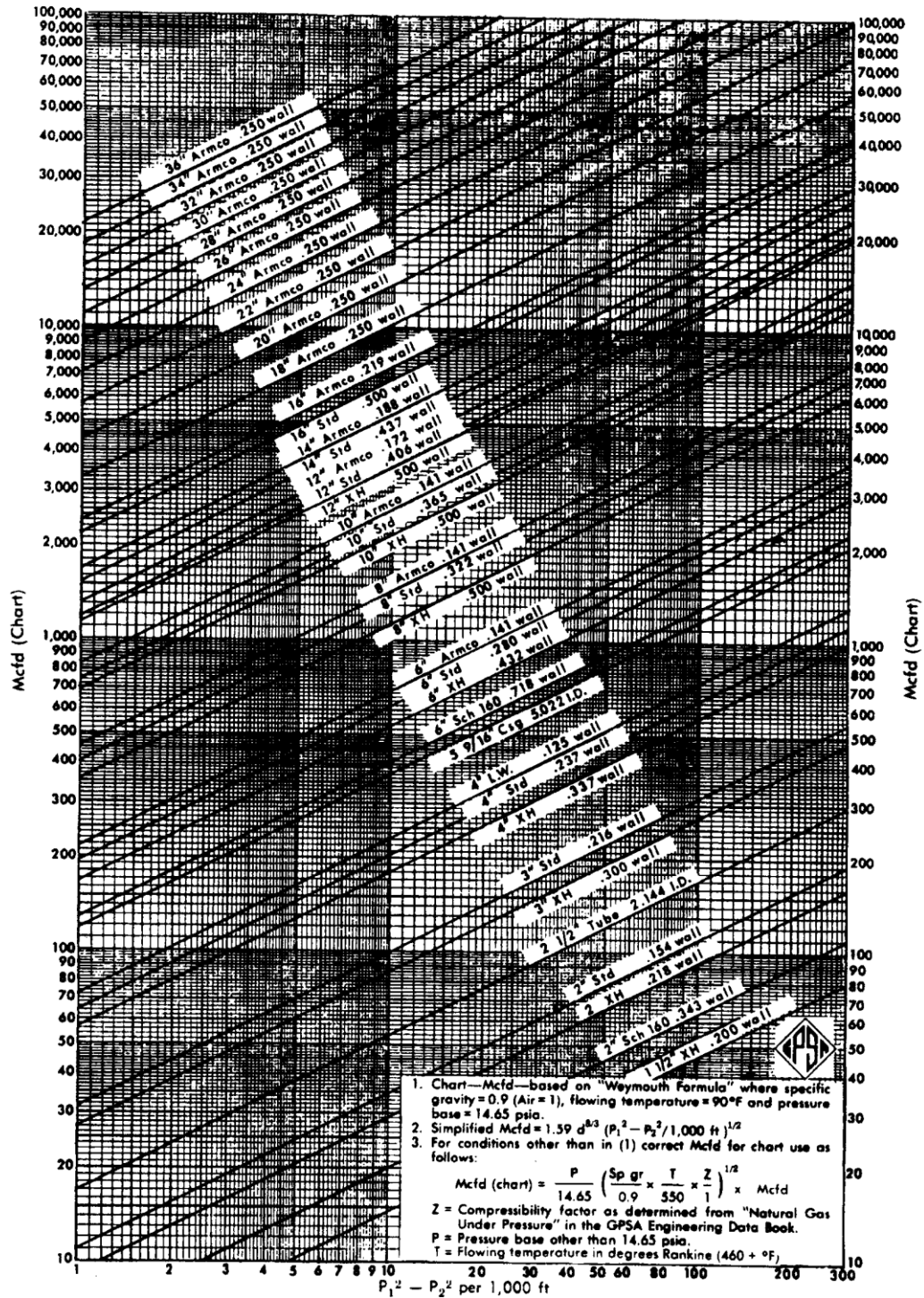
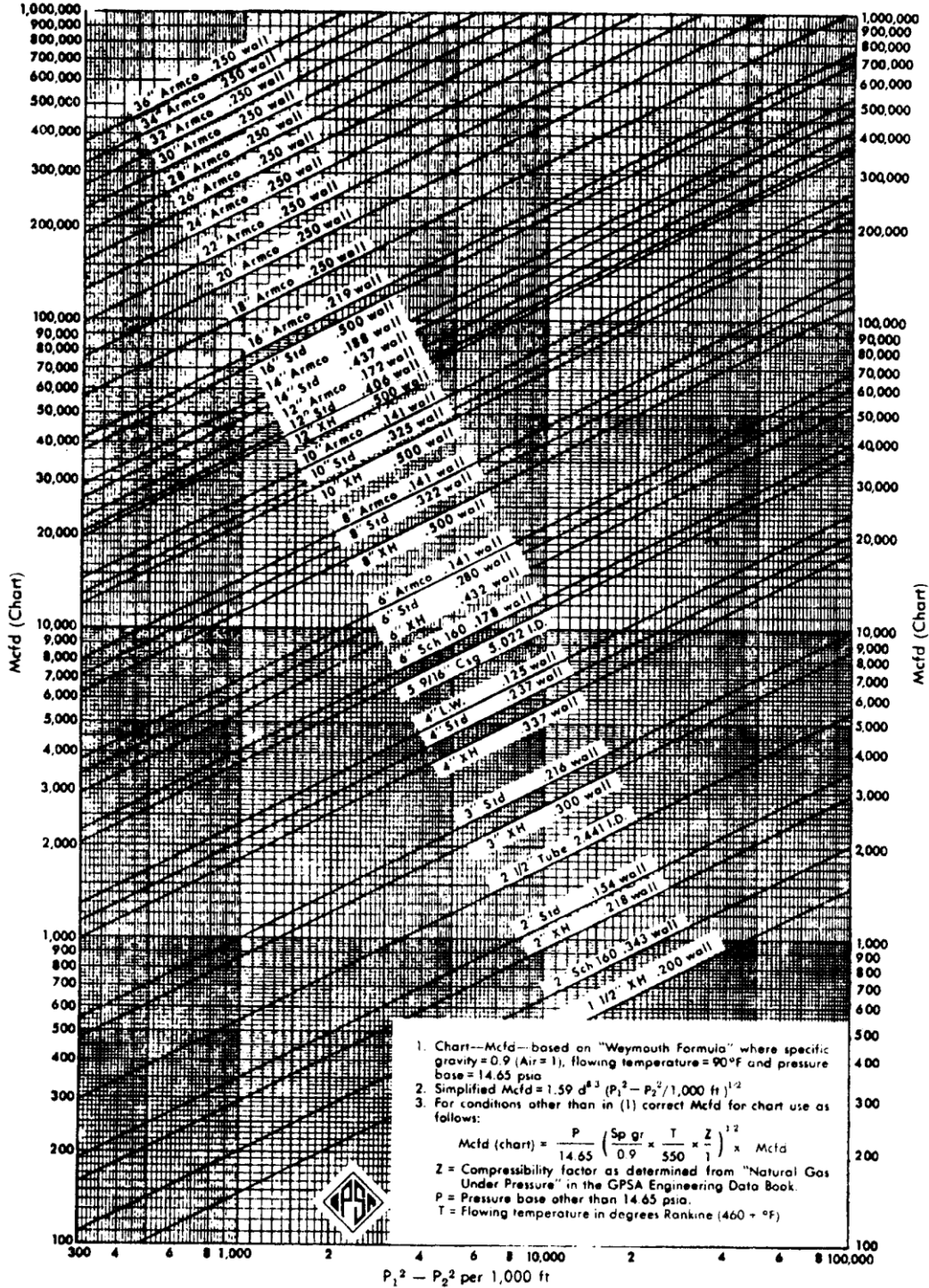


Figura 5b. Flujo de Gas Basado en La Formula de Weymouth (GPSA Section 17, Pág. 9)



$$\text{Re} = 1.934 \frac{QS}{d} \quad \text{Ecuación 24}$$

$$\sqrt{\frac{1}{f_f}} = 7.211 \left(\frac{QS}{d} \right)^{0.07305} = 6.872 \text{Re}^{-0.07305} \quad \text{Ecuación 25}$$

El factor de transmisión asume valores de número de Reynolds de 5 a 11 millones basado en la experiencia actual medida.

Sustituyendo la ecuación 25 para $\sqrt{1/f_f}$ en la ecuación general de energía (ecuación 15), la ecuación de Panhandle A se convierte en:

$$Q = 435.87 \left(\frac{T_b}{P_b} \right)^{1.0788} E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{S^{0.853} L_m T_{avg} Z_{avg}} \right]^{0.5392} d^{2.6182} \quad \text{Ecuación 26}$$

Esta ecuación fue pensada para reflejar el flujo de gas a través de tuberías lisas. Cuando es ajustada con un factor de eficiencia, E, sobre 0.90, la ecuación es una razonable aproximación de la ecuación de flujo parcialmente turbulento. La ecuación se vuelve menos exacta mientras la rata de flujo se incrementa. Muchos usos de la ecuación Panhandle A asumen un factor de eficiencia de 0.92.

1.2.1.5 Ecuación de Panhandle B: Una nueva o revisada ecuación de Panhandle fue publicada en 1956. Esta ecuación revisada es conocida como la Ecuación de Panhandle B y es solo ligeramente dependiente del número de Reynolds. Por lo tanto esta es más cercana y aproximada al comportamiento de flujo completamente turbulento. El factor de transmisión usado aquí es:

$$\sqrt{\frac{1}{f_f}} = 16.70 \left(\frac{QS}{d} \right)^{0.01961} = 16.49 \text{Re}^{-0.01961} \quad \text{Ecuación 27}$$

Sustituyendo la ecuación 24 por $\sqrt{1/f_f}$ en la ecuación general de energía (ecuación 15), la ecuación de Panhandle B se convierte en:

$$Q = 737 \left(\frac{T_b}{P_b} \right)^{1.02} E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{S^{0.961} L_m T_{avg} Z_{avg}} \right]^{0.51} d^{2.53} \quad \text{Ecuación 28}$$

La ecuación puede ser ajustada a través del uso del término eficiencia que lo hace aplicable a través de un relativo rango limitado de números de Reynolds. Otro como este, sin embargo no hay un medio para ajustar la ecuación y corregir las variaciones en la superficie de la tubería. El ajuste para un flujo promedio del número de Reynolds, la ecuación podría predecir bajas ratas de flujo a bajos números de Reynolds, y altas ratas de flujo a altos números de Reynolds, mientras comparamos hacia una ecuación de flujo completamente turbulento. Las eficiencias basadas en la ecuación de Panhandle B decrecen con un incremento en la rata de flujo para flujo completamente turbulento. El factor de eficiencia, E, usado en la ecuación de Panhandle B generalmente varía entre 0.88 y 0.94.

1.2.1.6 Conclusiones: La aplicación satisfactoria de estas ecuaciones de flujo para líneas de transmisión en el pasado ha involucrado ampliamente compensación por discrepancias por el uso de factores de ajuste, usualmente denominados “eficiencias”. Estas eficiencias son frecuentemente encontradas en la práctica determinando la constante requerida para predecir la ecuación de gas que se comporte de acuerdo con los datos de flujo. Como un resultado, los valores de estos factores son especificados hacia ecuaciones de flujo de gas particular y condiciones de campo y bajo muchas circunstancias, variando la rata de flujo en el estilo que oculta la naturaleza real del comportamiento del flujo en la tubería.

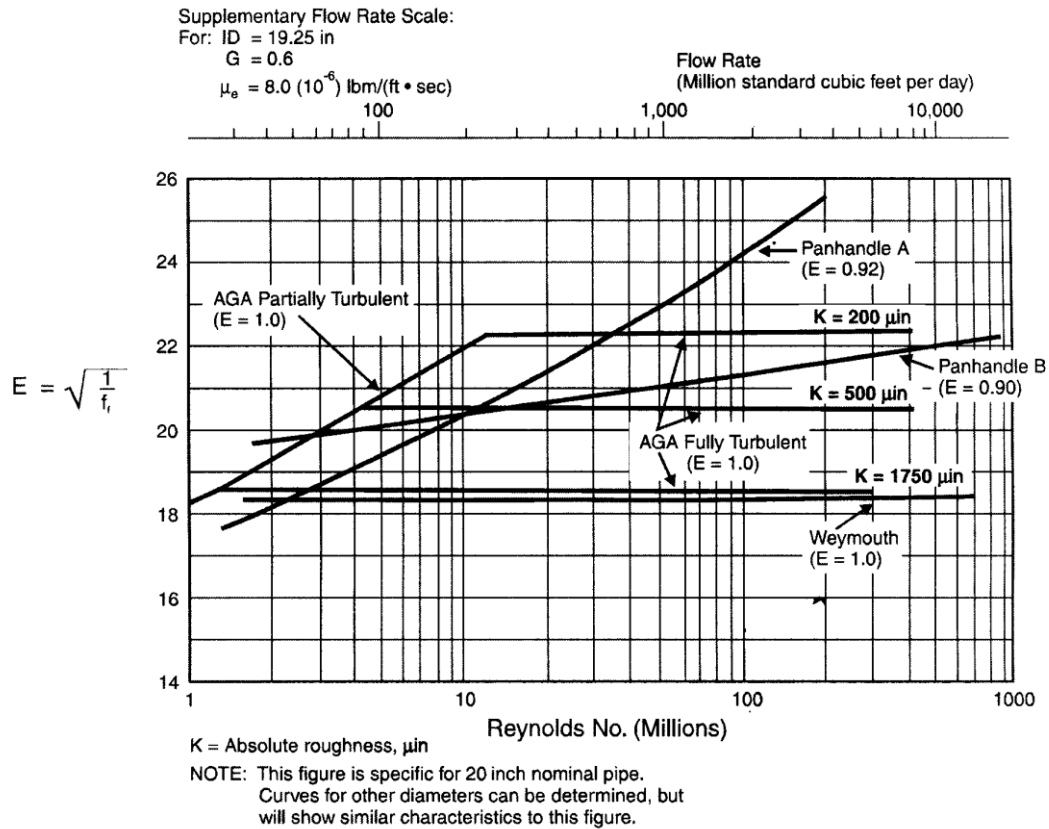
Las ecuaciones dependen del número de Reynolds, tal como las ecuaciones de Panhandle, utilice una expresión del factor de fricción que de una aproximación al comportamiento de flujo parcialmente turbulento en el caso de la ecuación de Panhandle A, y una aproximación al comportamiento completamente turbulento en el caso de la Panhandle B.

Estas ecuaciones sufren desde la sustitución de un valor de viscosidad de gas fija en la expresión del número de Reynolds, el cual, se vuelve a sustituir en la ecuación de flujo, resulta en una expresión con un sesgo preacondicionado.

Sin tener en cuenta los meritos de varias ecuaciones de flujo de gas, prácticas pasadas pueden indicar el uso de una ecuación particular para mantener continuidad de capacidades comparativas a través de la aplicación de políticas de operación consistentes. Un resumen de comparación entre factores de transmisión usados en dichas ecuaciones de gas es mostrado en la figura 6.

Debe hacerse referencia a “Flujo estable en tuberías de Gas”, publicada por la Asociación Americana de Gas, para un análisis completo del flujo estable en tuberías de Gas.

Figura 6. Comparación de Factores de Transmisión de Ecuaciones de Gas para tubería Nominal de 20 pulgadas. (GPSA Section 17, Pág. 10)



1.2.2 Flujo de Gas a Baja Presión

Los colectores de Gas frecuentemente comprenden presiones de operación por debajo de 100 psi. Algunos sistemas de flujo bajo condiciones de vacío. Para estas condiciones de baja presión, han sido desarrolladas ecuaciones que dan un mejor ajuste que la Weymouth o las ecuaciones de Panhandle. Dos de estas formulas son:

La formula Oliphant para flujo de gas entre vacío y 100 psi:

$$Q = 42 \left(4 \left(d^{2.5} + \frac{d^3}{30} \right) \left(\frac{14.4}{P_b} \right) \left(\frac{T_b}{520} \right) \left[\left(\frac{0.6}{S} \right) \left(\frac{520}{T} \right) \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{L_m} \right) \right]^{1/2} \right) \quad \text{Ecuación 29}$$

La Formula Spitzglass para flujo de gas debajo de 1 psi a 60 °F:

$$Q = 4.5550 \left[\frac{27.69 (P_1 - P_2) d^5}{SL \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03d \right)} \right]^{1/2}$$

Ecuación 30

1.2.3 Planta de tuberías de Flujo de Gas

Para estimar la caída de presión en carreras cortas de tuberías de gas, tal como dentro de una planta o en los límites de la batería, una fórmula simplificada para fluidos compresibles es exacta para flujo completamente turbulento, asumiendo que la caída de presión a través de la línea no es una fracción significativa de la presión total (no mayor del 10%).

El siguiente método es una simplificación de la fórmula de Darcy, la cual elimina el cálculo de f_m , el factor de fricción de Moody. Esta simplificación fue comprobada sobre un amplio rango de flujos y densidades para caídas de presión de 0.25 a 1.5 psi / 100 ft. La densidad fue variada sobre un rango de 100 a 1; flujos variados sobre un rango de 75 a 1. La variación de presión estuvo desde la atmosférica a 1000 psia. El error de usar la aproximación simplificada comparada con el actual factor de fricción calculado en la fórmula de Darcy fue de cero a 5%, con la aproximación simplificada se obtienen consistentemente menores caídas de presión calculadas para un flujo dado.

La fórmula de Darcy puede ser escrita de forma simple:

$$\Delta P_{100} = \frac{W^2}{\rho} \left(\frac{0.000336 f_m}{d^5} \right)$$

Ecuación 31

Simplificando, $C_1 = W^2 \cdot 10^{-9}$, y $C_2 = \frac{336.000 f_m}{d^5}$, entonces

$$\Delta P_{100} = \frac{C_1 C_2}{\rho}$$

Ecuación 32

$$C_1 = \frac{\Delta P_{100} \rho}{C_2} = \text{factor de descarga de chart, Figura 7}$$

$$C_2 = \frac{\Delta P_{100} \rho}{C_1} = \text{factor de tamaño Figura 8}$$

C_2 incorpora el factor de fricción, asumiendo acero limpio. Usando esta aproximación simplificada, nuevas líneas pueden ser dimensionadas por el montaje deseado ΔP_{100} y resolviendo para C_2 con un flujo dado. Para un flujo y diámetro de tubería dados, ΔP_{100} puede ser resuelto directamente.

Figura 7. Valor de C_1 para la formula de flujo simplificada para fluidos Compresibles. (GPSA Section 17, Pág. 11)

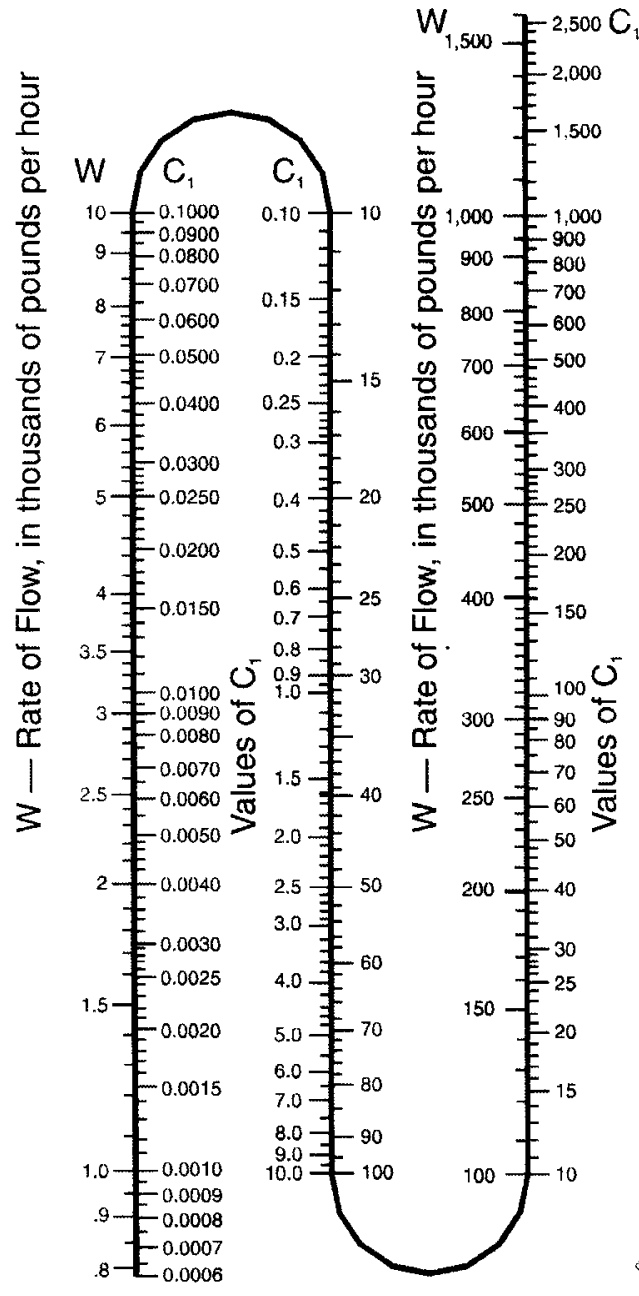


Figura 8. Valor de C₂ para la formula de flujo simplificada para fluidos compresibles. (GPSA Section 17, Pág. 12)

Nominal pipe size in.	Schedule number	Value of C ₂	Nominal pipe size in.	Schedule number	Value of C ₂	Nominal pipe size in.	Schedule number	Value of C ₂
1/8	40 s	7 920 000.	8	20	0.133	18	10	0.002 47
	80 x	26 200 000.		30	0.135		20	0.002 56
1/4	40 s	1 590 000.		40 s	0.146		... s	0.002 66
	80 x	4 290 000.		60	0.163		30	0.002 76
3/8	40 s	319 000.		80 x	0.185		... x	0.002 87
	80 x	718 000.		100	0.211		40	0.002 98
1/2	40 s	93 500.	120	0.252	60	0.003 35		
	80 x	186 100.	140	0.289	80	0.003 76		
	160	430 000.	... xx	0.317	100	0.004 35		
	... xx	11 180 000.	160	0.333	120	0.005 04		
3/4	40 s	21 200.	10	20	0.039 7	140	0.005 73	
	80 x	36 900.		30	0.042 1	160	0.006 69	
	160	100 100.		40 s	0.044 7	20	10	0.001 41
	... xx	627 000.		60 x	0.051 4		20 s	0.001 50
1	40 s	5 950.		80	0.056 9		30 x	0.001 61
	80 x	9 640.		100	0.066 1		40	0.001 69
	160	22 500.	120	0.075 3	60		0.001 91	
	... xx	114 100.	140	0.090 5	80		0.002 17	
1 1/4	40 s	1 408.	160	0.105 2	100	0.002 51		
	80 x	2 110.	12	20	0.015 7	120	0.002 87	
	160	3 490.		30	0.016 8	140	0.003 35	
	... xx	13 640.		... s	0.017 5	160	0.003 85	
1 1/2	40 s	627.		40	0.018 0	24	10	0.000 534
	80 x	904.		... x	0.019 5		20 s	0.000 565
	160	1 656.		60	0.020 6		... x	0.000 597
	... xx	4 630.	80	0.023 1	30		0.000 614	
2	40 s	169.	100	0.026 7	40		0.000 651	
	80 x	236.	120	0.031 0	60		0.000 741	
	160	488.	140	0.035 0	80	0.000 835		
	... xx	899.	160	0.042 3	100	0.000 972		
2 1/2	40 s	66.7	14	10	0.009 49	120	0.001 119	
	80 x	91.8		20	0.009 96	140	0.001 274	
	160	146.3		30 s	0.010 46	160	0.001 478	
	... xx	380.0		40	0.010 99	30	10	0.0001681
3	40 s	21.4		... x	0.011 55		... s	0.0001719
	80 x	28.7		60	0.012 44		20 xs	0.0001797
	160	48.3	80	0.014 16	30		0.0001879	
	... xx	96.6	100	0.016 57	36		10	0.0000642
3 1/2	40 s	10.0	120	0.018 98			... s	0.0000654
	80 x	13.2	140	0.021 8		20 xs	0.0000678	
	40 s	5.17	160	0.025 2		30	0.0000704	
	80 x	6.75	16	10		0.004 63	40	0.0000731
120	8.94	20		0.004 83		Note: The letters s, x, and xx in the columns of Schedule Numbers indicate Standard, Extra Strong, and Double Extra Strong pipe respectively.		
160	11.80	30 s		0.005 04				
... xx	18.59	40 x		0.005 49				
5	40 s	1.59		60	0.006 12			
	80 x	2.04		80	0.007 00			
	120	2.69	100	0.008 04				
	160	3.59	120	0.009 26				
... xx	4.93	140	0.010 99					
6	40 s	0.610	160	0.012 44				
	80 x	0.798						
	120	1.015						
	160	1.376						
... xx	1.861							

1.2.4 Flujo Líquido

Para el cálculo de la caída de presión en líneas de líquido, el método Darcy-Weisbach, ecuación 6, puede ser usado. El cálculo es simplificado para flujos líquidos donde la densidad puede razonablemente ser asumida como una constante. Debido a esto, el cálculo de Darcy-Weisbach puede ser aplicado a lo largo de la tubería, antes que el segmento pueda ser utilizado por la densidad variable en el flujo de gas. Además, varias graficas de ayuda están disponibles para calcular la caída de presión. Las caídas de presión por elevación deben ser calculadas separadamente usando la ecuación 33. Estas ganancias o pérdidas de presión por elevación son adicionadas algebraicamente a las caídas de presión friccional.

$$\Delta P_e = 0.00694 \rho_L Z_e \quad \text{Ecuación 33}$$

1.2.4.1 Agua: Una grafica muestra la caída de presión para el agua por 100 pies como una función de la rata de flujo en galones por minuto y el diámetro de la tubería es mostrado en la figura 9. Estos datos son basados en la formula empírica de Hazen y Williams usando una "C" constante de 100 la cual es comúnmente usada para propósitos de diseño en tubería de acero soldada y sin costura.

Formula de Hazen y Williams para flujo de Agua:

$$q = 0.442d^{2.63}C\left(\frac{P_1 - P_2}{L}\right)^{0.54} \quad \text{Ecuación 34}$$

Donde:

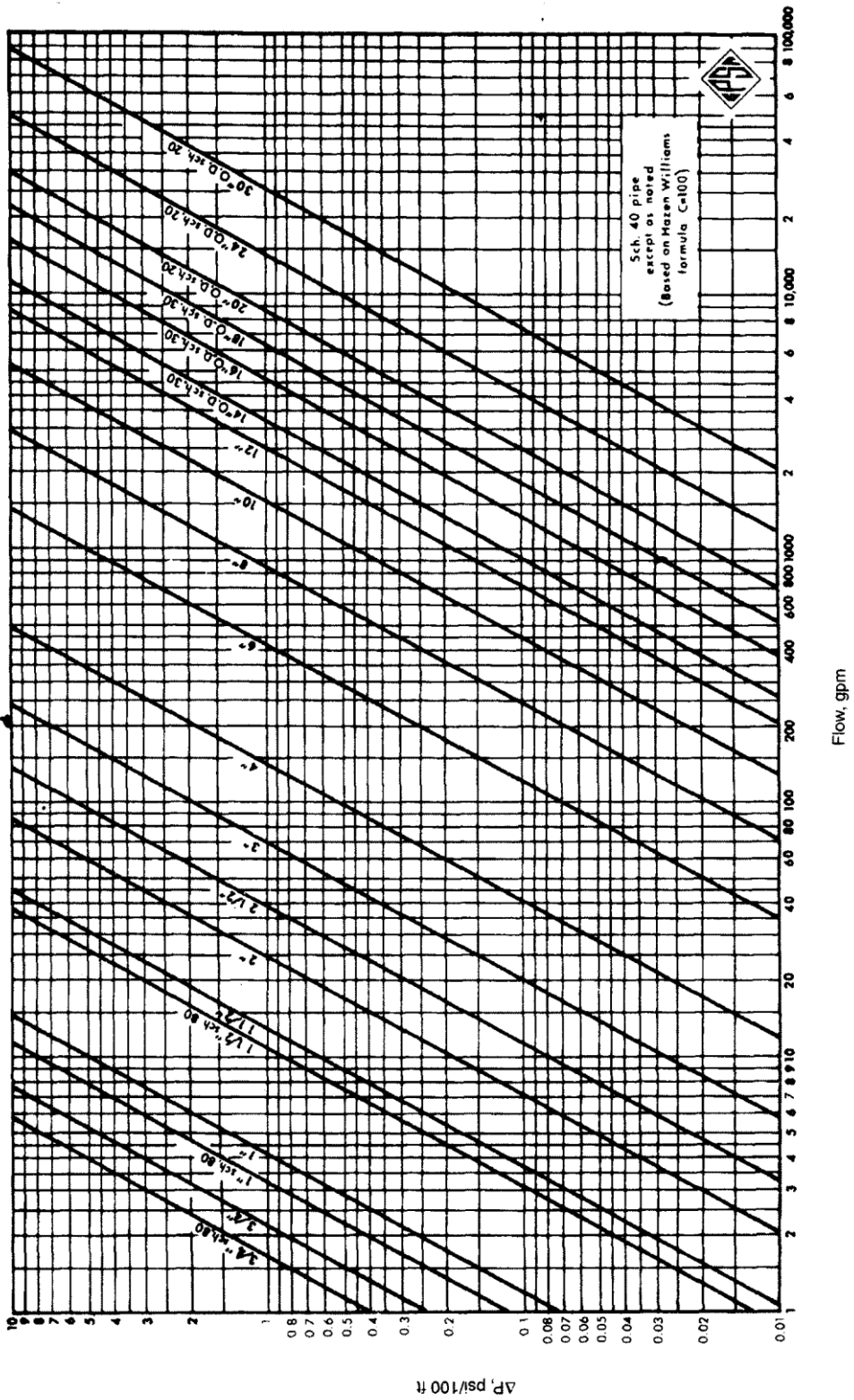
C = 140 para tubería de acero nueva.

C = 130 para tubería nueva de fundición o hierro colado.

C = 100 es frecuentemente usado para propósitos de diseño al estimar para tubería sucia, etc.

1.2.4.2 Hidrocarburo: Una gráfica muestra la caída de presión para hidrocarburos por 100 pies como una función de la rata de flujo en galones por minuto y el diámetro de la tubería es mostrado en la figura 10. Esta gráfica asume una gravedad especifica de 1.0 (agua). Para corregir para diferentes densidades de líquido, el valor leído de la figura 10 debe ser multiplicado por la actual gravedad especifica para obtener la correcta perdida de presión.

Figura 9. Caída de presión para flujo de Agua (GPSA Section 17, Pág 13)



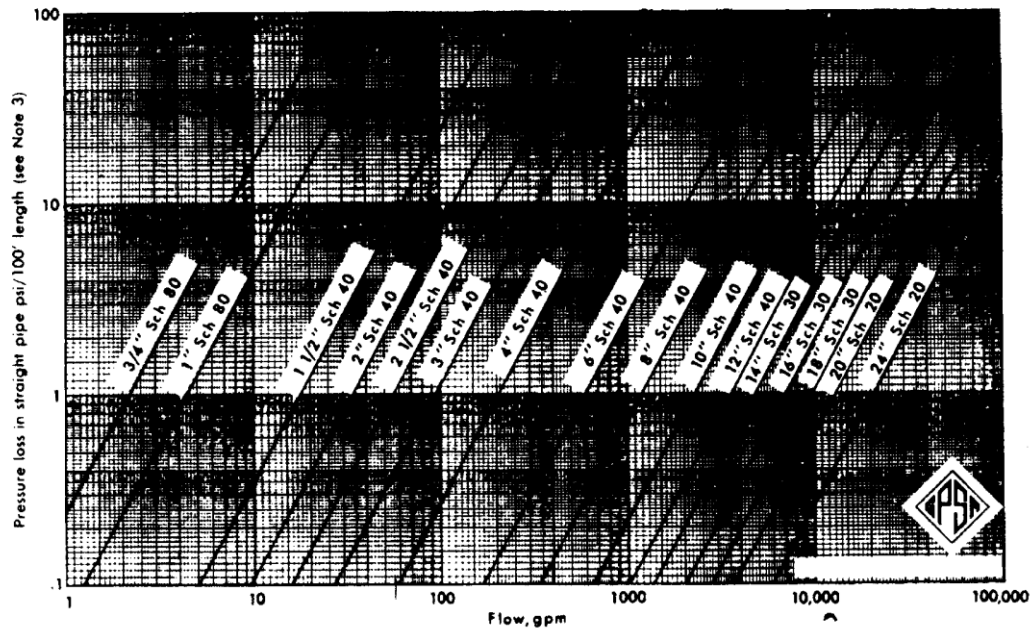
1.2.5 Flujo de Vapor

La figura 11 contiene una representación gráfica de la fórmula de Fritzsche para calcular la caída de presión en una línea de vapor. La fórmula de Fritzsche e instrucciones para el uso del diagrama son dados en la figura 11.

La fórmula Babcock para flujo de vapor es:

$$\Delta P_f = 3.63 \cdot 10^{-8} \left(\frac{d + 3.6}{d^6} \right) \frac{W^2 L}{\rho} \quad \text{Ecuación 35}$$

Figura 10. Caída de Presión para Hidrocarburos Líquidos en tubería Smooth (GPSA Section 17, Pág. 14)



Notes:

1. Curves calculated using the Fanning equation:

$$\Delta P_{100} = \frac{5.35 f_f q^2 \rho_L}{d^5 \rho_w}$$

2. For this chart $\epsilon = 0.00015$ ft

3. This chart assumes specific gravity = 1.0. For other values multiply pressure loss from chart by actual specific gravity (ρ_L/ρ_w).

4. For viscous fluids, use this chart only if the flow is fully turbulent (see Fig. 17-2). For viscous fluids in the partially turbulent range, use Fig. 17-2 to obtain f_m and use Eq. 17-7 to calculate ΔP_f .

1.2.6 Flujo de Corriente de Combustión

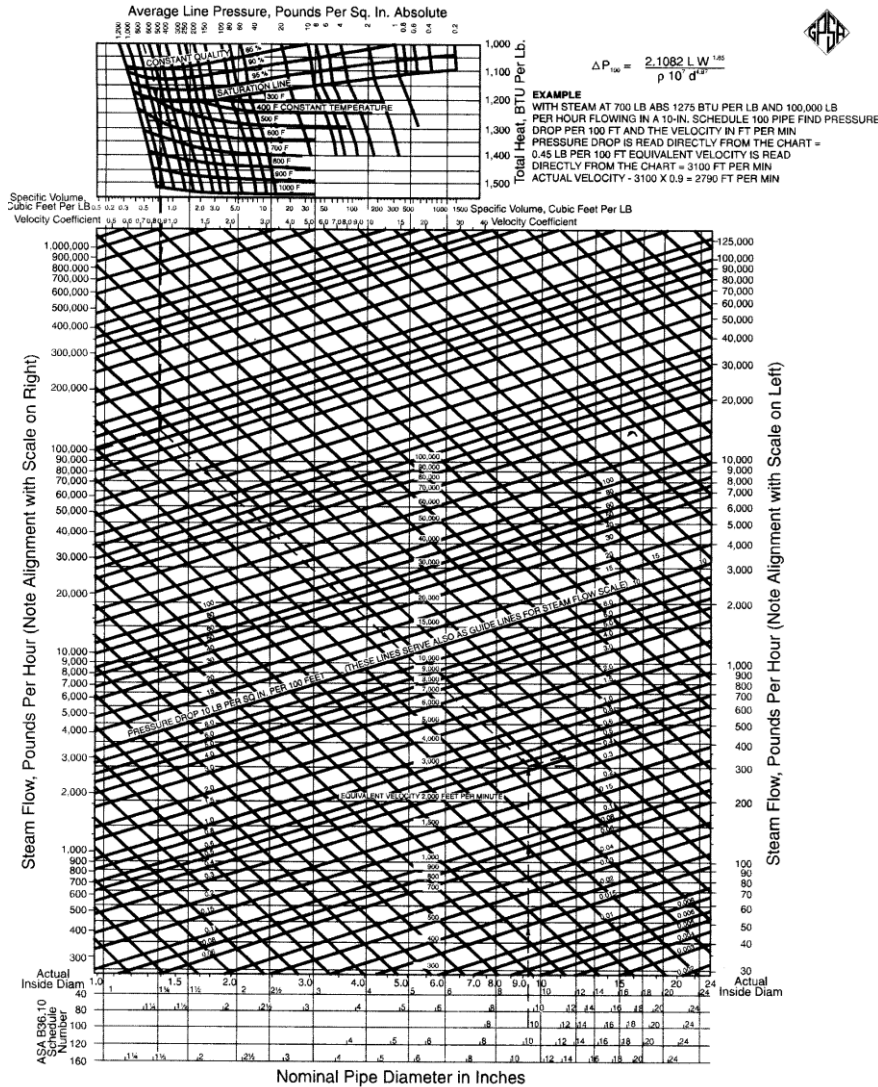
La figura 12 es una tabla que permite calcular rápidamente el comportamiento de varios diámetros de la manguera de combustión. La tabla también incluye la caída de presión estimada en 100 pies de una manguera de fuego de 2 ½ pulgadas de diámetro.

1.3 FLUJO EN DOS FASES

El flujo en dos fases presenta varios diseños y dificultades operacionales que no se presentan en el flujo en fase simple de líquido o vapor. La caída de presión friccional es mucho más difícil de calcular. Para tuberías a campo traviesa, el perfil del terreno es necesario para calcular la caída de presión por elevación. Software comercial está disponible para simular estas situaciones de flujo complejas en dos fases.

Aguas abajo del final de una tubería, es frecuentemente necesario separar las fases líquido y vapor en un separador. La presencia de líquidos pesados complica este proceso, y un receptor de pesados puede ser requerido.

Figura 11. Caída de presión en tubería de vapor por la formula de Fritzsche (GPSA Section 17, Pág. 15)



1.3.1 Determinación del régimen de flujo

Varios mapas empíricos de régimen de flujo han sido presentados, estos determinan los patrones de flujo líquido-vapor como una función de las propiedades del fluido y las tasas de flujo. Diagramas de estos patrones de flujo son mostrados en la figura 13. Un mapa comúnmente usado fue desarrollado por Gregory, Aziz, y Mandhane para flujo horizontal. Este mapa se muestra en la figura 14. Las coordenadas del mapa son:

$$V_{sL} = \text{velocidad superficial del líquido} = Q_L/A \quad \text{Ecuación 36}$$

$$V_{sg} = \text{velocidad superficial del gas} = Q_g/A \quad \text{Ecuación 37}$$

Mandhane propuso una propiedad del fluido corrección de las velocidades superficiales, pero concluyó que los efectos de la propiedad del fluido eran insignificantes comparados con los errores en el mapa empírico. El mapa reporta los regímenes de flujo: estratificado, ondulado, niebla anular, burbuja, pesado (baboso), y dispersado. Se debe tener cuidado en la interpretación de estos mapas de flujo como regímenes amarrados son fuertemente afectados por la inclinación de la tubería. En particular, los mapas de régimen de flujo horizontal no deben ser usados para flujo vertical y los mapas de régimen de flujo vertical no deben ser usados para flujo horizontal. El mapa Mandhane dado en la figura 14 fue desarrollado para líneas horizontales fluyendo aire y agua a presión cercana a la atmosférica. Inclinaciones en el rango de 0.1 – 1.0 grados pueden causar sustancial movimiento en el límite de régimen. Además, el ajuste del límite de régimen de flujo ha sido determinado según la presión del fluido, el diámetro de la tubería y la tensión superficial. El incremento en la densidad del gas causado por alta presión hace mover el límite entre pesado y niebla bajando las velocidades superficiales del gas, mientras un incremento del diámetro de la tubería actúa incrementando el régimen de flujo estratificado ondulado con un gasto del régimen de flujo pesado. Además los fluidos espumosos tienen una alta tensión superficial siendo observado para flujos en régimen de flujo dispersado uniforme aunque Mandhane quería haber predicho velocidades superficiales de líquido también bajo causas de flujo disperso. Un mapa de régimen de flujo generado por Taitel y Dukler contiene explícitamente los efectos de la inclinación y debería ser usado para tuberías inclinadas. Este último método también tiene explicado los efectos del diámetro de la tubería pero falta algún camino para contabilizar la tensión superficial.

Para flujo vertical, el régimen de flujo estratificado no puede existir porque esta no es la dirección preferida para que el líquido se sedimente. Un mapa de régimen de flujo empírico desarrollado por Aziz para flujo ascendente vertical es mostrado en la figura 15. Las coordenadas para este mapa de flujo son las mismas que las del mapa de Mandhane en la figura 14 excepto

que se usan correcciones en las propiedades del fluido. Las coordenadas usadas en el mapa vertical Aziz son:

$$N_x = V_{sg} X_A \quad \text{Ecuación 38}$$

$$N_y = V_{sL} Y_A \quad \text{Ecuación 39}$$

$$X_A = \left(\frac{\rho_g}{\rho_a} \right)^{0.333} Y_A \quad \text{Ecuación 40}$$

$$Y_A = \left(\frac{\rho_L \sigma_{wa}}{\rho_w \sigma} \right)^{0.25} \quad \text{Ecuación 41}$$

Para grandes inclinaciones de tuberías de 10 a 20 grados, los patrones de régimen de flujo se parecen a los de flujo vertical más que aquellos de flujo horizontal, y el mapa vertical Aziz debería ser usado. Para flujo vertical descendente, los patrones de flujo pueden ser más complicados. Un mapa de flujo vertical hacia abajo generalmente aceptado no está disponible.

Aunque el diseñador frecuentemente no es el que hace la elección, debe evitar el régimen de flujo lento en flujo horizontal y el régimen de flujo lento y espumoso en flujo vertical lo cual es deseado. El flujo lento introduce una rata de flujo y una presión intermitentes que pueden ser inconvenientes para los procesos de control. En algunos casos, el flujo lento puede ser evitado eligiendo un diámetro de tubería menor. Por supuesto, la caída de presión friccional puede ser incrementada por el uso de esta tubería pequeña. En flujo vertical hacia arriba, el sobredimensionamiento de la tubería puede resultar en un régimen de flujo de burbuja, y un amplio inventario de líquido. Este inventario de líquido puede causar excesiva caída de presión hidrostática.

Figura 12. Tabla de corrientes de Fuego Efectiva (GPSA Section 17, Pág. 16)

Smooth nozzles, size	¾"						7/8"						1"					
Pressure at hydrants, psi.	32	43	54	65	75	85	34	46	57	69	80	91	37	50	62	75	87	100
Pressure at nozzle, psi	30	40	50	60	70	80	30	40	50	60	70	80	30	40	50	60	70	80
Pres. lost in 100 ft. 2½ in. hose psi	2	3	4	5	5	6	4	6	7	9	10	11	7	10	12	15	17	20
Vertical height, ft.	48	60	67	72	76	79	49	62	71	77	81	85	51	64	73	79	85	89
Horizontal distance, ft	37	44	50	54	58	60	42	49	55	61	66	70	47	55	61	67	72	76
Gal discharge/ min.	90	104	116	127	137	147	123	142	159	174	188	201	161	186	208	228	246	263

Smooth nozzles, size	1½"						1¾"						1⅝"					
Pressure at hydrants, psi	42	56	70	84	98	112	49	65	81	97	113	129	58	77	95	116	135	154
Pressure at nozzle, psi	30	40	50	60	70	80	30	40	50	60	70	80	30	40	50	60	70	80
Pres. lost in 100 ft 2½ in hose psi	12	16	20	24	28	30	19	25	31	37	43	49	28	37	46	56	65	74
Vertical height, ft	52	65	75	83	88	92	53	67	77	85	91	95	55	69	79	87	92	97
Horizontal distance, ft	50	59	66	72	77	81	54	63	70	76	81	85	56	66	73	79	84	88
Gal discharge/min	206	238	266	291	314	336	256	296	331	363	392	419	315	363	406	445	480	514

Using 100 ft of 2½ in. ordinary best quality rubber lined hose between nozzle and hydrant or pump.

The vertical and horizontal distance in above table are "effective" streams. The "effective stream" is one that has not broken up into a spray and which will project three fourths of the water through a circle 10 in. in diameter, at the distance indicated.

The bulk of the stream and extreme drops will carry a greater distance, but the stream is spread out too much to penetrate a hot fire and reach the burning materials before evaporation. The vertical height "h" in feet, which the bulk of the stream will carry, may be computed

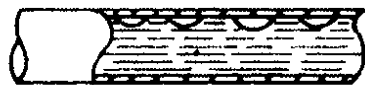
$$\text{by formula } h = 0.91 \frac{V^2}{2g}$$

The gallons/minute discharge in the above table check approximately with the formula: $V = C\sqrt{2gH} = \frac{0.321 \times \text{gpm}}{A}$

then $\text{gpm} = \frac{VA}{0.321}$ $V = \text{Velocity in feet per second}$ $g = \text{Acceleration due to gravity, } = 32.16 \text{ ft/sec}^2$
 $A = \text{Area of nozzle, in square inches}$ $C = \text{Coefficient for smooth nozzles} = 0.98$ $H = \text{Head in feet} = \text{pressure} \times 2.31$

Reference: Fire Protection Handbook, 14th Edition, 1976, National Fire Protection Association

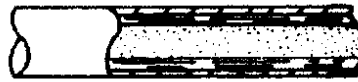
Figura 13. Regimenes de Flujo en Dos Fases (GPSA Section 17, Pág 16)



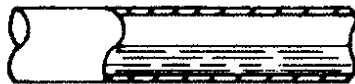
Bubble



Slug



Annular Mist



Stratified



Wave

Figura 14. Mapa de régimen de flujo horizontal de Mandhane (GPSA Section 17, pag 16).

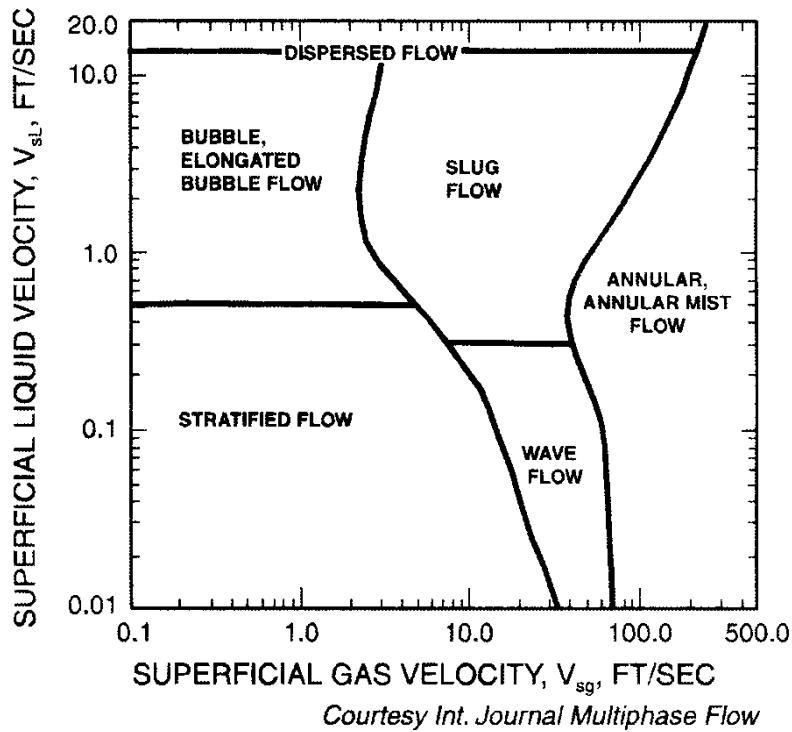
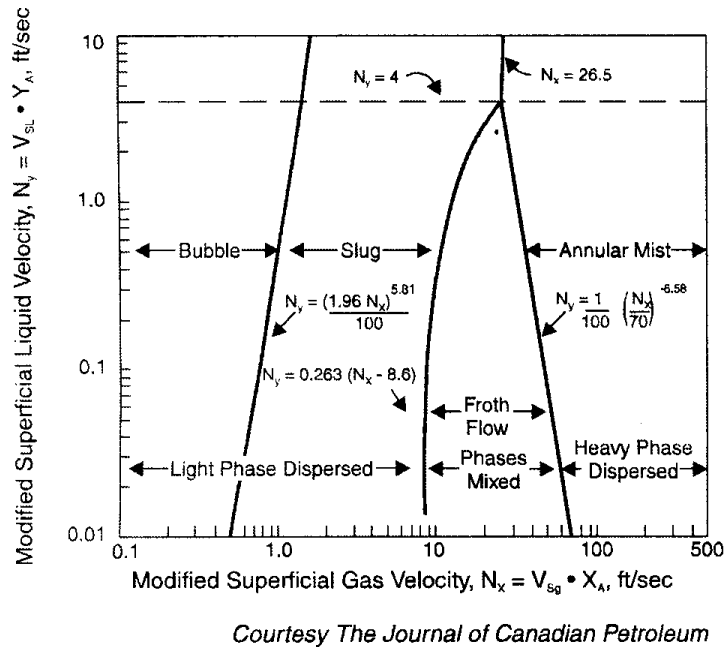


Figura 15. Mapa Aziz para Régimen de flujo vertical hacia arriba (GPSA Section 17, Pág. 17)



1.3.2 Cálculo de la Caída de Presión

El cálculo de la caída de presión de flujo en dos fases es mejor el cálculo en computador que el cálculo manual. Varias correlaciones para caída de presión en dos fases están disponibles para ambos flujos horizontal y vertical. Debido a la complejidad del flujo en dos fases, las incertidumbres asociadas con cálculos de caídas de presión son mucho mayores que las incertidumbres de cálculos de caídas de presión en fase simple. Como resultado, los errores en los cálculos de caídas de presión en dos fases en el orden de mas o menos veinte por ciento pueden normalmente ser anticipados, especialmente en circunstancias donde las velocidades del fluido son inusualmente altas o bajas, donde el terreno es rugoso, o donde las propiedades del fluido no se conocen adecuadamente. Además diferentes correlaciones para flujo en dos fases pueden dar diferentes valores de caídas de presión. A fin de evaluar estas diferencias, varias correlaciones deben ser usadas. Un método sugerido por la Asociación Americana del Gas puede servir como una base para el cálculo manual generado por Dukler y una correlación para la caída de presión por elevación de Flanigan.

1.3.2.1 Componente Friccional: Usando el método de cálculo de la caída de presión friccional de Dukler, la caída de presión friccional es dada por la ecuación:

$$\Delta P_f = \frac{f_n f_{pr} \rho_k V_m^2 L_m}{(0.14623)d} \quad \text{Ecuación 42}$$

Donde:

$$\rho_k = \frac{\rho_L \lambda^2}{H_{Ld}} + \frac{\rho_g (1-\lambda)^2}{(1-H_{Ld})} \quad \text{Ecuación 43}$$

Y

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_g} \quad \text{Ecuación 44}$$

El factor de fricción para fase simple, f_n , puede ser obtenido de la correlación:

$$f_n = 0.0056 + 0.5(\text{Re}_y)^{-0.32} \quad \text{Ecuación 45}$$

El número de Reynolds de la mezcla, Re_y , es calculado de acuerdo a la ecuación:

$$Re_y = \frac{(124.0)\rho_k V_m d}{\mu_n} \quad \text{Ecuación 46}$$

El cálculo de este número de Reynolds requiere determinar la velocidad de mezcla, V_m , y la viscosidad de mezcla, μ_n . Estas cantidades pueden ser determinadas de acuerdo a:

$$V_m = V_{sL} + V_{sg} \quad \text{Ecuación 47}$$

$$\mu_n = \mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \quad \text{Ecuación 48}$$

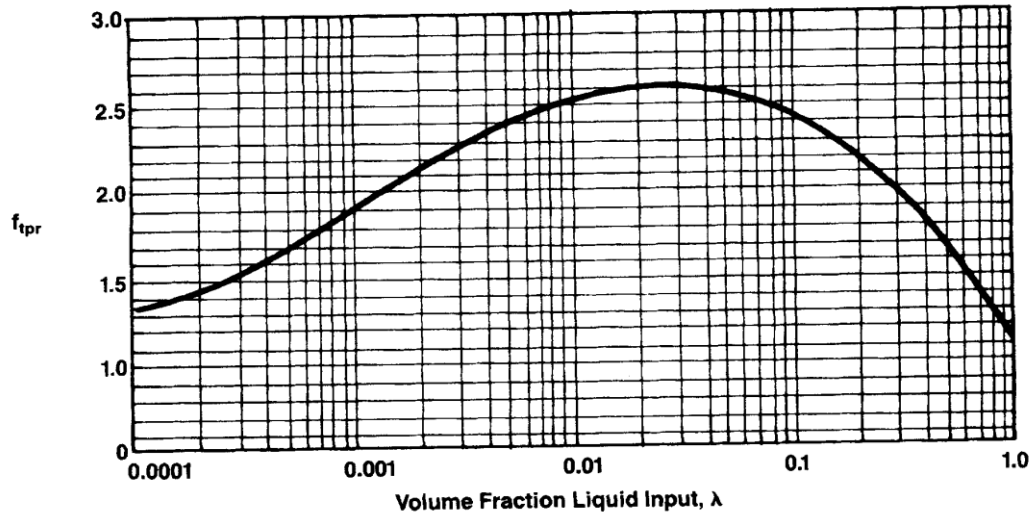
La relación del factor de fricción de dos fases, f_{pr} , representa una eficiencia friccional de dos fases y puede ser determinada por referencia a la figura 16 o por la ecuación:

$$f_{pr} = 1 + \left[\frac{y}{1.281 - 0.478y + 0.444y^2 - 0.094y^3 + 0.00843y^4} \right] \quad \text{Ecuación 49}$$

Donde $y = -\ln \left(\frac{H_{Ld}}{H} \right)$

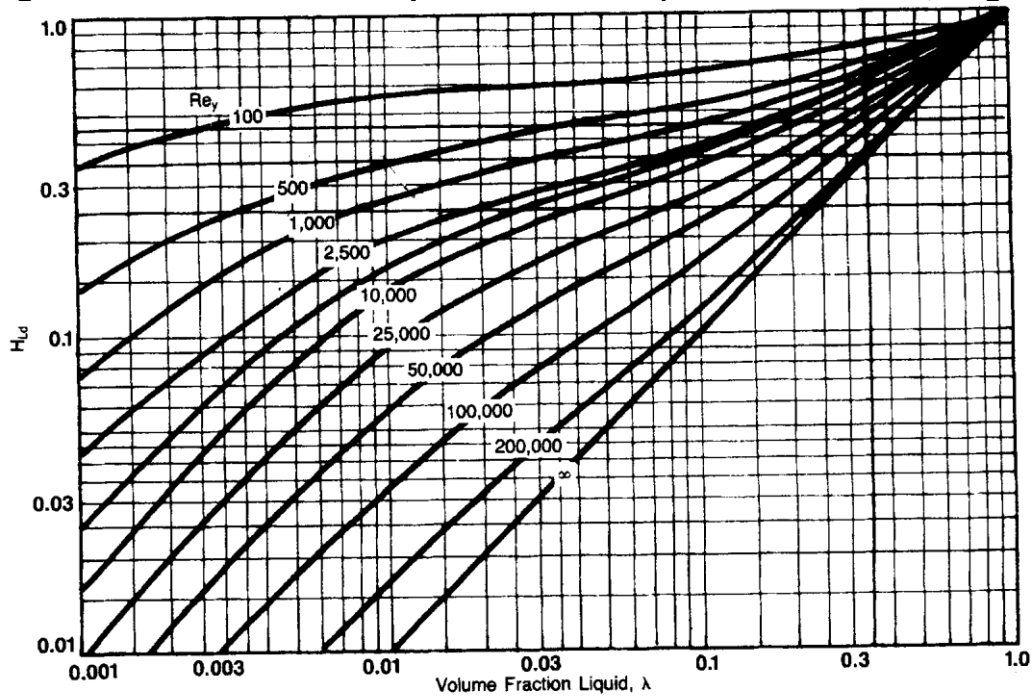
La cantidad restante es calculada en el modelo de Dukler y es un estimado del líquido contenido, H_{Ld} . Este contenido o reserva puede ser estimado usando la figura 17. Esta figura da el líquido contenido como una función de λ y Re_y . Desde Re_y es el mismo una función del líquido contenido, el calculo es en general, iterativo. Para más cálculos, sin embargo, la línea de Re_y puede ser usada para una primera estimación.

Figura 16. Relación del factor de fricción para dos fases (GPSA Section 17, Pág. 19)



Courtesy AIChE Journal

Figura 17. Correlación de líquido contenido (GPSA Section 17, Pág. 19)



1.3.2.2 Componente de elevación: la componente de elevación de la caída de presión puede ser encontrada usando el método Flanigan. En este método, la componente de elevación es calculada usando la ecuación:

$$\Delta P_e = \frac{\rho_L H_{Lf}}{144} \Sigma Z_e \quad \text{Ecuación 50}$$

Donde H_{Lf} es determinado de la figura 18 o calculado de acuerdo a la formula:

$$H_{Lf} = \frac{1}{1 + 0.3264(V_{sg})^{1.006}} \quad \text{Ecuación 51}$$

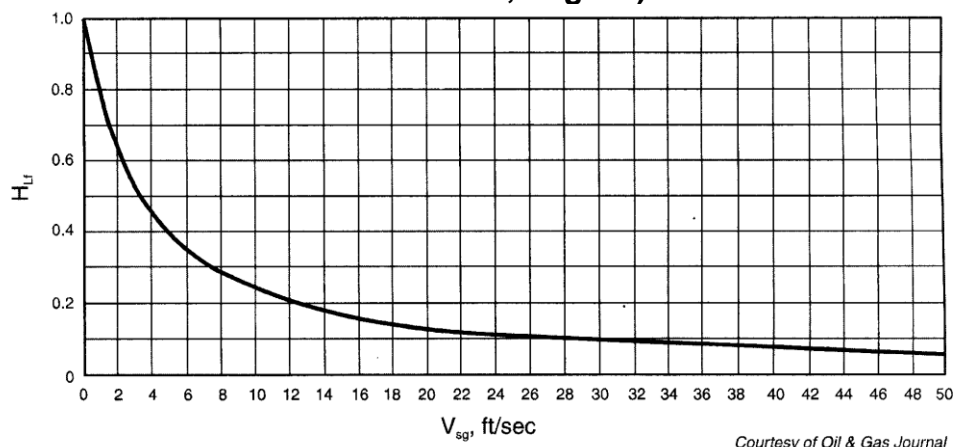
El término Z_e es la elevación vertical ascendente de una cuesta. Los ascensos son sumados. No están consideradas caídas de elevación. Esto es equivalente a ignorar alguna posible presión hidrostática recuperada en secciones de declive de la tubería y puede primar para un error considerable en el análisis de la caída de presión.

Una vez la componente friccional o caída de presión es encontrada usando el método Dukler, y la componente de elevación es encontrada usando el método Flanigan, la caída de presión total de las dos fases es encontrada sumando las componentes de fricción y de elevación.

$$\Delta P_t = \Delta P_e + \Delta P_f \quad \text{Ecuación 52}$$

Debido a que las propiedades del fluido y el líquido retenido pueden cambiar rápidamente en una línea en dos fases, la exactitud es mejorada si este procedimiento de cálculo AGA es ejecutado por segmentos. La necesidad de dividir los cálculos es una de las razones por la cual los cálculos en dos fases son más apropiados de hacer por computador.

Figura 18: Correlación de Flanigan para líquido contenido (GPSA Section 17, Pág. 20)



1.3.2.3 Líquido Contenido: la correlación de líquido contenido dada en la Figura 17 es ideada solamente para usar en el cálculo de la caída de presión por fricción de Dukler. La correlación de Eaton es más apropiada para determinar el líquido retenido en un cálculo de inventario de líquido. La correlación de líquido retenido de Eaton es mostrada en la Figura 19. En esta figura, la fracción retenida, H_{Le} , es graficada directamente como una función del grupo menos dimensional, N_E . Este grupo menos dimensional es de la forma:

$$N_e = \frac{1.84 N_{Lv}^{-0.575} \left(\frac{P_{avg}}{P_b} \right)^{0.05} N_L^{-0.1}}{N_{gv} N_d^{-0.0277}} \quad \text{Ecuación 53}$$

Donde

$$N_{Lv} = 1.938 V_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad \text{Ecuación 54}$$

$$N_{gv} = 1.938 V_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad \text{Ecuación 55}$$

$$N_d = 10.073 d \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.50} \quad \text{Ecuación 56}$$

$$N_L = 0.15726 \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} \quad \text{Ecuación 57}$$

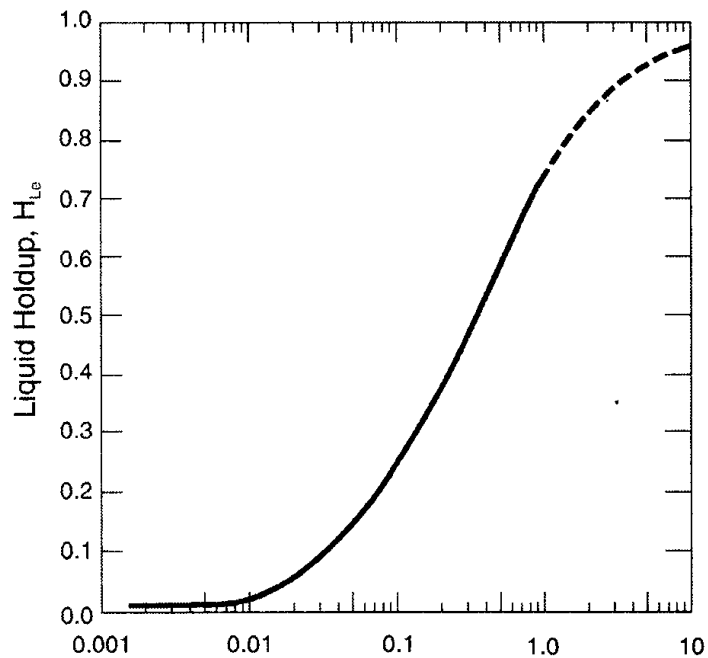
La correlación de Eaton ha sido encontrada razonablemente exacta por varios investigadores, particularmente para bajos flujos retenidos.

La fracción de líquido retenido, H_{Le} , es la fracción del área de flujo de la tubería ocupada por el líquido. Para calcular el inventario de líquido en la tubería, I_L , el volumen interno de la tubería es multiplicado por esta fracción retenida.

$$I_L = 8.80 H_{Le} d^2 L_m \quad \text{Ecuación 58}$$

Debido a que la fracción retenida puede cambiar a lo largo de la longitud de la tubería, un cálculo segmentado es más exacto.

Figura 19. Correlación de Eaton para líquido retenido (GPSA Section 17, Pág. 20)



$$N_E = \frac{1.84 (N_{LV})^{0.575} \left(\frac{P_{avg}}{P_b}\right)^{0.05} (N_L)^{0.1}}{N_{gv}(N_d)^{0.0277}}$$

Courtesy Journal Petroleum Technology

1.3.3 Líquido Pesado o lento

1.3.3.1 Propósito de los Separadores: El régimen de flujo lento es frecuentemente encontrado en tamaños de tuberías y ratas de flujo usadas en tuberías de proceso y transporte. Los líquidos lentos introducen un diseño adicional y una dificultad operacional como líquido y vapor deben generalmente ser separados aguas abajo al final de la línea de flujo de dos fases. El separador aguas abajo presta ambos servicios como dispositivo separador de líquido y vapor y como una vasija de oleaje para absorber las fluctuaciones de las ratas de flujo líquido causadas por pesados o lentos. En orden de tamaño el separador o receptor de pesados, la longitud de la entrada de pesados debe ser determinada. Los métodos de cálculo de la longitud de pesados no están bien desarrollados, y existe una gran incertidumbre en la determinación de la longitud de pesados.

1.3.3.2 Mecanismos de Generación de pesados: La longitud de los líquidos pesados es difícil de determinar en parte porque allí existen como

mínimo cuatro mecanismos identificados para generación de líquidos pesados. Los pesados se pueden formar como resultado de la formación de ondas en la interfase gas-líquido en un flujo estratificado. Cuando las ondas de líquido producen bastante puente en el diámetro interior de la tubería, el patrón de flujo estratificado se rompe abajo y un flujo pesado se forma.

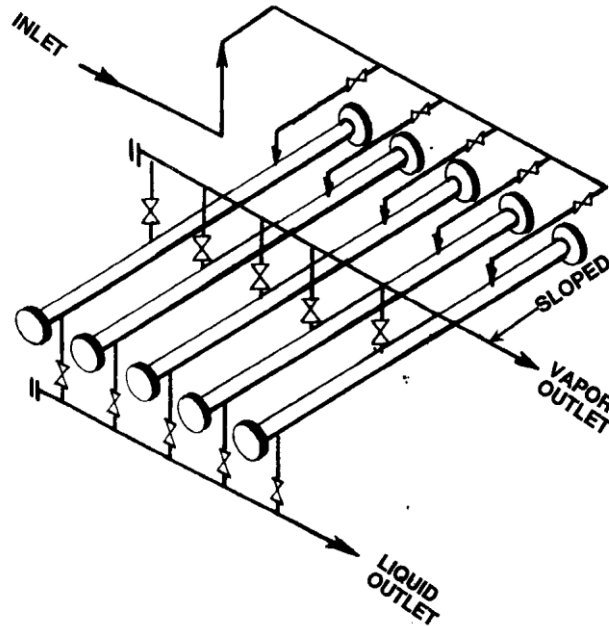
Los pesados pueden también formarse debido a los efectos del terreno. Líquidos reunidos por un pandeo en la línea de la tubería y obstáculos en el flujo de gas. La presión en esta obstrucción de gas aumenta hasta que golpea el líquido acumulado en la salida del pandeo como un pesado. Cambios en la rata de flujo de entrada en la tubería pueden también causar pesados. Cuando se incrementa la rata de flujo de entrada, el inventario de líquido en la tubería decrece, y el exceso de líquido forma un pesado o una serie de pesados. Finalmente el marraneo puede causar gran cantidad de líquidos pesados debido a que la entrada del inventario de líquido de la línea es barrido adelante del marrano. De los cuatro mecanismos descritos, el crecimiento de las ondas normalmente produce la reducción de pesados, seguido en la longitud del terreno genera pesados. Métodos para calcular las ondas que inducen pesados fueron descritos por Greskovich y Shrier, y por Brill. Un esquema preliminar para calcular el terreno que genera pesados fue reportado por Schmidt. Métodos analíticos para determinar la rata de flujo de entrada que genera pesados fueron dados por Cunliffe, y un método de análisis con marranos dinámicos fue dado por McDonald y Baker.

1.3.3.3 Recolector de Pesados: los recolectores de pesados son dispositivos aguas abajo, al final o en otros puntos intermedios de la tubería para absorber las fluctuaciones de líquido de las ratas de flujo de entrada que va hasta el nivel de fluctuación de líquido. Los recolectores de pesados pueden ser una vasija o contruidos con tubería. Todas las especificaciones de dimensiones discutidas en la Sección 7 para proveer tiempo de residencia para la separación de vapor y líquido también aplica a vasijas usadas como recolectores de pesados. Además, suficiente volumen debe ser proveído para nivel de fluctuación líquido. Particularmente para alta presión de servicio, vasijas separadoras pueden requerir el mismo espesor de pared.

Para evitar espesor de pared de vasijas, los recolectores de pesados son frecuentemente hechos de tubería. Longitudes de línea de tubería de decenas o centenares de pies de longitud son usadas como longitud, de esbeltos separadores horizontales. La tubería es generalmente inclinada de uno a diez grados y bancos de estas tuberías ligeramente inclinadas son frecuentemente agrupadas juntas. Los tipos de tuberías de recolectores de pesados son frecuentemente menos costosas que los recolectores de pesados de tipo vasija de la misma capacidad debido a la delgada pared requerida de menor diámetro de tubería. El agrupador natural de recolectores de pesados de múltiple tubería también hace posible agregar después

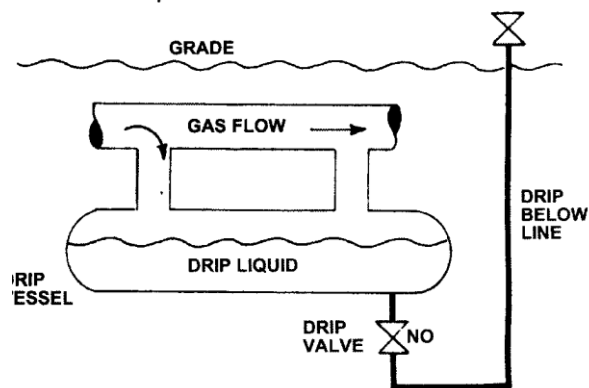
capacidad adicional colocando más tuberías en paralelo. Un esquema de un recolector de pesados de tubería múltiple (tipo arpa) aparece en la figura 20. Diferentes inclinaciones de tuberías y diferentes arreglos de múltiples son parecidos para diferentes diseñadores.

Figura 20. Recolector de Pesados de tubería múltiple (GPSA Section 17, Pág. 21)



Un ejemplo de una línea de recolección de condensados es mostrada en la figura 21. Una vasija de condensado es conectada a la tubería entrante y frecuentemente colocada debajo de esta. Una línea de flujo de la vasija de condensado es usada para llevar los líquidos afuera a un deposito o vasija de oleaje para ser acumulados en ellos.

Figura 21. Ejemplo de línea de condensados (GPSA Section 17, Pág. 21)



Marraneo: Las tuberías son marraneadas por varias razones. Si se presenta agua en la línea, esta debe ser removida periódicamente en orden para minimizar la corrosión. Esta agua acumulada en líneas de tubería pandeada y esos lugares bajos son particularmente susceptibles a la corrosión. Las tuberías son también marraneadas para mejorar el desempeño de la caída de presión de la tasa de flujo. Agua o hidrocarburos líquidos que se alojan en la tubería pandeada constituyen bloqueos parciales que incrementan la caída de presión. El marraneo puede remover esos líquidos y mejorar la eficiencia de la tubería. El marraneo también puede ser usado como un medio de limitar el tamaño del recolector de pesados requerido. Por marraneo a intervalos frecuentes, el inventario de líquido producido arriba en la tubería puede ser reducido, y el máximo tamaño de pesados puede ser limitado. El tamaño del recolector de pesados requerido aguas abajo debe tener en cuenta la frecuencia del marraneo.

El riesgo operacional está asociado con el marraneo. La cantidad de pesados arrastrados adelante del marraneo puede inundar inadecuadamente las facilidades aguas abajo. Los marranos pueden también ocasionalmente ser destruidos en la tubería y como resultado quedan desechos que pueden dañar aguas abajo accesorios o equipos. Igual de grave, el marraneo puede atascarse en la línea y requerir una costosa suspensión del trabajo para localizarlo y removerlo.

1.4 TUBERÍA E INFORMACIÓN DE BRIDAS

El Código de Tubería para Refinería de Petróleo (ANSI B31.3) es usado para determinar los límites de presión admisible para tubería interna de refinerías y otras facilidades de proceso. Revise la figura 22 para el método de cálculo.

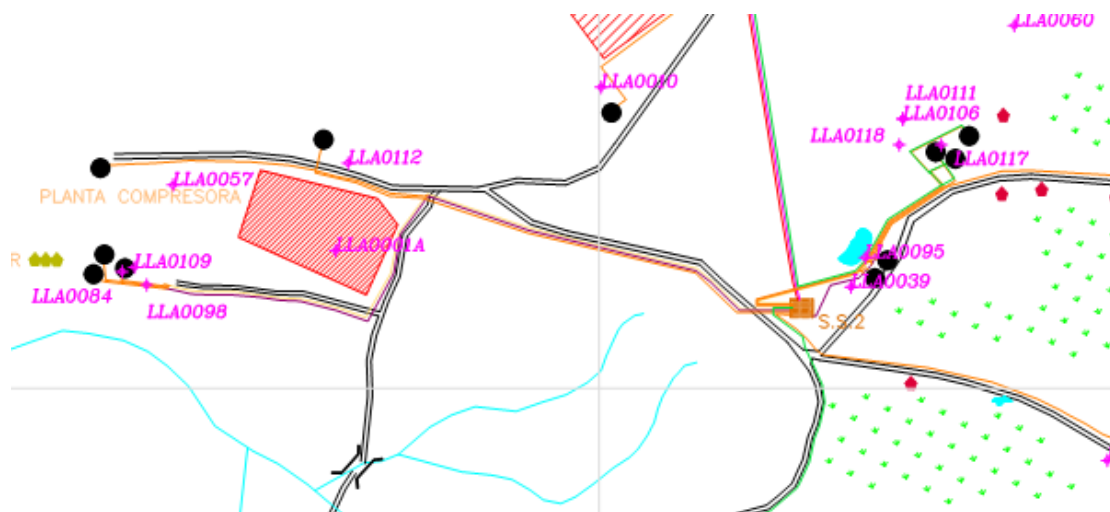
2. DISEÑO DE LA RED DE RECOLECCIÓN DE GAS DE ANULARES DE LOS POZOS

2.1 DESCRIPCIÓN DE LA RED

El área del campo Llanito Gala en la que se va a realizar el diseño de la red de anulares se observa en el mapa que se muestra en la Figura 23 y está conformada por los siguientes pozos: Llanito 39, 95, 111, 117, 118, 119 ubicado en el sector entre los pozos Llanito 39 y 95 y que no aparece en la figura y por ultimo el Llanito 127 que en la figura aparece como Llanito 106.

En la Figura se puede observar además el área señalada como SS2 que es una subestación Eléctrica y es el lugar donde se ha decidido ubicar el colector de las tuberías de gas de anular, para de ahí llevar el gas por medio de una tubería hasta la planta compresora. Las tuberías diseñadas llevaran la trayectoria que se ve en el mapa en línea naranja, ya que esta es la línea actual de las tuberías que transportan petróleo, agua y gas.

Figura 23. Mapa del área del campo donde se encuentran los pozos que forman parte de la red piloto de anulares.



2.1.1 Información de los pozos

La información obtenida de cada uno de los pozos se muestra de la tabla 1 a la 7, además la longitud de cada tramo de tubería desde cada pozo hasta el colector y los accesorios necesarios. Esta información ha sido obtenida del mapa de la figura 23, del recorrido que se realizó al trazado de la tubería

actual y de los instrumentos de medición de flujo, presión y temperatura de cada uno de los pozos en campo.

Tabla 1. Información del pozo llanito 39

LLANITO 39	
CARACTERISTICAS PRINCIPALES	CANTIDAD
Flujo anular en cabeza de pozo (en KPCD)	21,4695472
Presión anular en cabeza de pozo (en PSI)	57
Temperatura anular en cabeza de pozo (en Grados Celsius)	60
Longitud desde la cabeza del pozo hasta el colector (en pies)	836,6142
Accesorios	
Codo de 90	2
Codo de 115	1
Válvulas	2

Tabla 2. Información del pozo llanito 95

LLANITO 95	
CARACTERISTICAS PRINCIPALES	CANTIDAD
Flujo anular en cabeza de pozo (en KPCD)	8,630603915
Presión anular en cabeza de pozo (en PSI)	61
Temperatura anular en cabeza de pozo (en Grados Celsius)	110
Longitud desde la cabeza del pozo hasta el colector (en pies)	935,0394
Accesorios	
Codo de 90	2
Codo de 150	1
Codo de 115	1
Válvulas	2

Tabla 3. Información del pozo llanito 111

LLANITO 111	
CARACTERISTICAS PRINCIPALES	CANTIDAD
Flujo anular en cabeza de pozo (en KPCD)	6,618267875
Presión anular en cabeza de pozo (en PSI)	40
Temperatura anular en cabeza de pozo (en Grados Celsius)	50
Longitud desde la cabeza del pozo hasta el colector (en pies)	1952,1
Accesorios	
Codo 90	2
Codo 75	1
Codo 80	1
Codo 150	1
Codo 135	1
Codo 115	1
Válvulas	2

Tabla 4. Información del pozo llanito 117

LLANITO 117	
CARACTERISTICAS PRINCIPALES	CANTIDAD
Flujo anular en cabeza de pozo (en KPCD)	19,81136654
Presión anular en cabeza de pozo (en PSI)	40
Temperatura anular en cabeza de pozo (en Grados Celsius)	110
Longitud desde la cabeza del pozo hasta el colector (en pies)	1738,845
Accesorios	
Codo de 70	1
Codo de 80	1
Codo de 150	1
Codo de 135	1
Codo de 115	1
Codo de 90	1
Válvulas	2

Tabla 5. Información del pozo llanito 118

LLANITO 118	
CARACTERISTICAS PRINCIPALES	CANTIDAD
Flujo anular en cabeza de pozo (en KPCD)	55,425
Presión anular en cabeza de pozo (en PSI)	56
Temperatura anular en cabeza de pozo (en Grados Celsius)	60
Longitud desde la cabeza del pozo hasta el colector (en pies)	1804,462
Accesorios	
Codo de 80	1
Codo de 150	1
Codo de 135	1
Codo de 115	1
Codo de 90	1
Válvulas	2

Tabla 6. Información del pozo llanito 119

LLANITO 119	
CARACTERISTICAS PRINCIPALES	CANTIDAD
Flujo anular en cabeza de pozo (en KPCD)	16,56232577
Presión anular en cabeza de pozo (en PSI)	53
Temperatura anular en cabeza de pozo (en Grados Celsius)	50
Longitud desde la cabeza del pozo hasta el colector (en pies)	869,4226
Accesorios	
Codo de 120	1
Codo de 115	1
Codo de 90	1
Válvulas	2

Tabla 7. Información del pozo llanito 127

LLANITO 127	
CARACTERISTICAS PRINCIPALES	CANTIDAD
Flujo anular en cabeza de pozo (en KPCD)	47,02900508
Presión anular en cabeza de pozo (en PSI)	85
Temperatura anular en cabeza de pozo (en Grados Celsius)	80
Longitud desde la cabeza del pozo hasta el colector (en pies)	1919,291
Accesorios	
Codo de 110	1
Codo de 75	1
Codo de 80	1
Codo de 150	1
Codo de 135	1
Codo de 115	1
Codo de 90	1
Válvulas	2

2.1.2 Información de la tubería que va desde el colector hasta la estación compresora

En la tabla 8 se observa la información que se obtuvo de la tubería llevará el gas del colector hasta la estación compresora.

Tabla 8. Tubería Colector – Estación Compresora

COLECTOR A ESTACION COMPRESORA	
CARACTERISTICAS PRINCIPALES	CANTIDAD
Flujo Total de salida del colector (en KPCD)	175,5461164
Presión de llegada a la estación compresora (en PSI)	30
Temperatura de llegada a la estación compresora (en Grados Celsius)	
Longitud desde el colector hasta la estación compresora (en pies)	2575,459
Accesorios	
Codo de 140	1
Codo de 150	1
Codo de 170	1
Codo de 130	1
Válvulas	2

2.2 PROPIEDADES DEL FLUIDO

Las propiedades del fluido son muy importantes ya que de ellas depende el dimensionamiento de la red. Hasta el momento se conocen algunas propiedades termodinámicas del fluido en cabeza de pozo indicadas en el numeral anterior. Pero el diseño requiere del conocimiento de otras

propiedades como: gravedad específica, densidad, viscosidad, velocidad, factor de compresibilidad, etc. que se obtienen a partir de la composición del fluido.

2.2.1 Cromatografía del fluido

Para cada uno de los pozos se tomó una muestra de gas de anular que fue analizada en el laboratorio para obtener así la cromatografía (o la composición) de cada gas, la cual permite determinar las propiedades más importantes del gas, necesarias para diseñar cada tubería de la red. En la tabla 9 se observan las cromatografías obtenidas.

Tabla 9. Cromatografía de los pozos de la Red

COMPONENTE	POZO						
	Llanito 39	Llanito 95	Llanito 111	Llanito 117	Llanito 118	Llanito 119	Llanito 127
C1	90,988	93,651526	88,099395	91,486299	72,943115	93,000077	88,9948
C2	4,279	1,339087	3,485454	2,576482	0,843816	0,937534	2,904181
C3	0,455	0,08696	1,621319	0,315681	0,054619	0,065216	0,589936
IC4	0,738	0,142995	0,76755	0,292431	0,049298	0,103516	0,407394
NC4	0,149	0,03329	0,594215	0,056202	0,013927	0,014276	0,075773
IC5	0,162	0,048295	0,320258	0,0717	0,006754	0,022509	0,047325
NC5	0,064	0,019671	0,224419	0,0285	0	0,008141	0,013975
C6+	0,396	0,080642	0,527735	0,217739	0,013697	0,102103	0,01699
O2	0,007	0,049839	0,001601	0,013415	2,193747	0,009005	0,002652
N2	2,338	4,50618	4,107276	4,841612	23,764669	5,498932	6,830825
H2	0,000	0	0	0	0	0	0
CO	0,000	0	0	0	0	0	0
CO2	0,424	0,041515	0,250777	0,099939	0,11636	0,238691	0,115849
H2S	0,000	0	0	0	0	0	0
Total	100,000	100	99,999999	100	100	100	100
G ESPECIFICA	0,62119	0,58754167	0,650698476	0,604055029	0,672326399	0,590094103	0,612939589
Dens, Lbs/PC	0,04741	0	0,049660267	0,046100514	0	0,045035038	0
Peso Molecular	17,94816	16,9830718	18,79755123	17,45824806	19,44398423	17,05761187	17,71594773
GPM	0,59739	0,12435329	1,292273664	0,302886556	0,044587688	0,09327928	0,384470716

2.2.2 Tipo de flujo en cada pozo

Para determinar si el flujo es laminar o turbulento se debe calcular el Número de Reynolds a las condiciones de operación de cada gas. Para ello se deben determinar primero las propiedades de flujo de gas, gravedad específica, factor de compresibilidad, densidad, viscosidad y conocer la velocidad del fluido y el diámetro de la tubería como se observa en la ecuación 4 del numeral 1.1.3.

2.2.2.1 Factor de compresibilidad

El factor de compresibilidad es una función universal de la presión y temperatura reducida. El principio de los estados correspondientes se aplica a las mezclas si valores apropiados para las propiedades del punto crítico son usadas para la mezcla. Kay utilizó el concepto de valores pseudo-críticos para representar la presión y temperatura crítica de mezclas de hidrocarburos. Para obtener el factor de compresibilidad se utilizan las reglas de mezclas propuestas por Kay para calcular las propiedades pseudo-críticas de mezclas de hidrocarburos.

$$P_{PC} = \sum_i y_i P_{Ci} \quad \text{Ecuación 59}$$

$$T_{PC} = \sum_i y_i T_{Ci} \quad \text{Ecuación 60}$$

Donde:

P_{PC} = Presión pseudo-crítica, psia

T_{PC} = Temperatura pseudo-crítica, R

P_{Ci} = Presión crítica del componente i, psia

T_{Ci} = Temperatura crítica del componente i, R

y_i = Fracción molar del componente i en la mezcla gaseosa

Las ecuaciones 59 y 60 son conocidas como reglas de mezclas de Kay.

Los estados reducidos para mezclas gaseosas son conocidos como temperatura y presión pseudo-reducidas, y se expresan por las siguientes relaciones:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{PC}} \quad \text{Ecuación 61}$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{PC}} \quad \text{Ecuación 62}$$

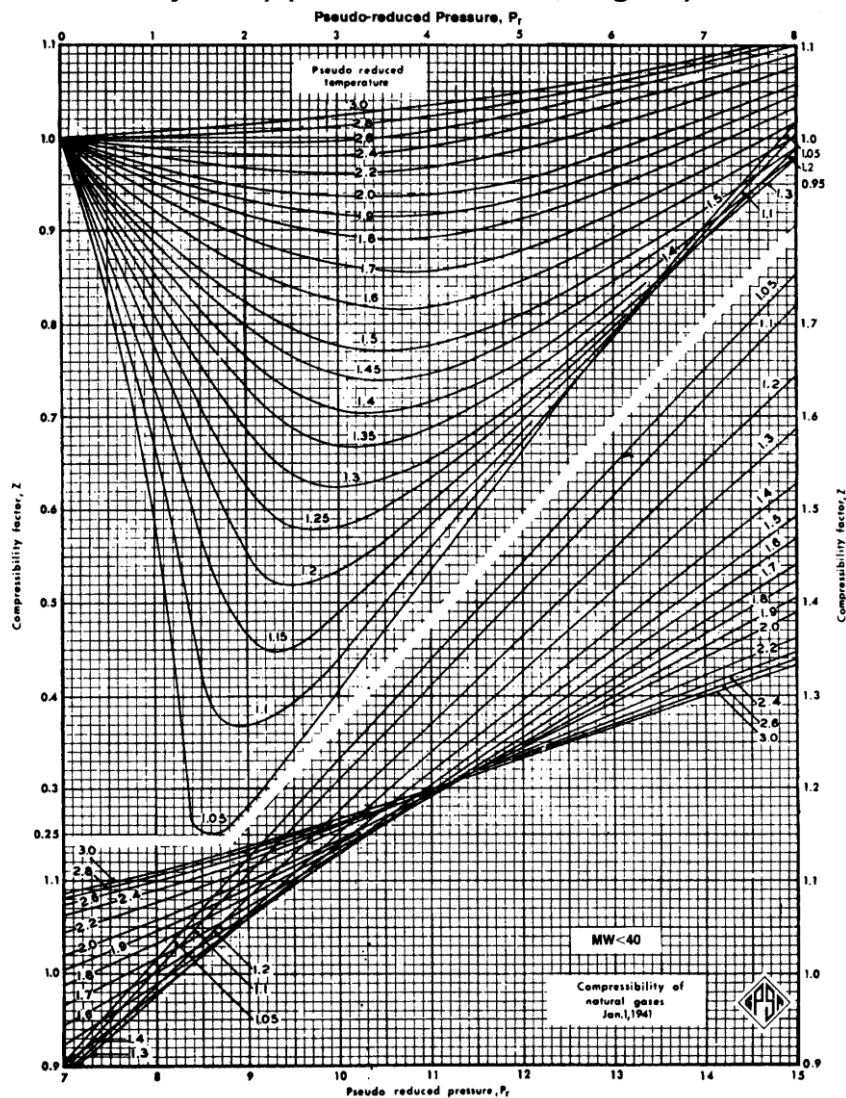
Donde

P_{pr} = Presión pseudo-reducida de la mezcla gaseosa.

T_{pr} = Temperatura pseudo-reducida de la mezcla gaseosa.

El factor de compresibilidad puede ser generalizado con suficiente exactitud para la mayoría de los propósitos de ingeniería introduciendo el concepto de presiones pseudo-reducidas y temperaturas pseudo-reducidas. La gráfica de factores de compresibilidad generalizados de Standing y Katz que se muestra en la figura 31, representa los factores de compresibilidad de gases dulces como una función de P_{pr} y T_{pr} . Esta gráfica es utilizada para gases dulces con pequeñas cantidades de no-hidrocarburos. Es una de las correlaciones más aceptadas en la industria del gas y petróleo.

Figura 24. Factores de compresibilidad para gases naturales. (Standing y Katz) (GPSA Section 23, Pág. 12)



2.2.2.2 Efectos de los componentes no-hidrocarburos sobre el factor Z

Como los gases naturales en estudio contienen otros materiales diferentes de los componentes hidrocarburos. Tales como N₂, CO₂ y H₂S. Se deben utilizar los métodos de Wichert-Aziz y Carr-Kobayaski-Burrows para corregir la presencia de no-hidrocarburos. Concentraciones de hasta 5% de estos componentes no-hidrocarburos no afectan seriamente la exactitud. Pero errores en los cálculos del factor de compresibilidad mayores al 10% pueden ocurrir en concentraciones más altas de componentes no-hidrocarburos en mezclas de gases.

Método de Wichert – Aziz.

Los gases naturales que contienen H₂S y/o CO₂ frecuentemente exhiben diferente comportamiento del factor de compresibilidad en comparación con los gases dulces. Wichert y Aziz desarrollaron un simple procedimiento de cálculo que tiene en cuenta estas diferencias. Este método permite usar la gráfica de Standing – Katz, figura 31, empleando un factor de ajuste a la temperatura pseudo-crítica, el cual es una función de la concentración de CO₂ y H₂S en el gas agrio. Este factor de corrección luego es usado para ajustar la presión y temperatura pseudo – crítica de acuerdo a las siguientes expresiones:

$$T'_{pc} = T_{pc} - \epsilon \quad \text{Ecuación 63}$$

$$P'_{pc} = \frac{P_{pc} \cdot T'_{pc}}{T_{pc} + B(1-B) \cdot \epsilon} \quad \text{Ecuación 64}$$

Donde:

T_{pc} = Temperatura pseudocrítica, R.

P_{pc} = Presión pseudocrítica, psia.

T'_{pc} = Temperatura pseudocrítica corregida.

P'_{pc} = Presión pseudocrítica corregida.

B = Fracción molar de H₂S en la mezcla de gases.

ϵ = Factor de ajuste de la temperatura pseudocrítica definido por la siguiente expresión:

$$\epsilon = 120 \left(A^{0.9} - A^{1.6} \right) + 15 \left(B^{0.5} - B^{4.0} \right) \quad \text{Ecuación 65}$$

Donde el coeficiente A es la suma de la fracción molar de H_2S y CO_2 en la mezcla gaseosa.

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

Ecuación 66

Los pasos de cálculo para incorporar el factor de ajuste ϵ en los cálculos del factor Z se aplican a continuación:

1. Cálculo de las propiedades pseudo-críticas de toda la mezcla gaseosa teniendo la composición del gas.
2. Calcular el factor de ajuste a partir de la ecuación 65.
3. Ajustar la P_{pc} y T_{pc} calculada en el paso 1 aplicando las ecuaciones 63 y 64.
4. Calcular las propiedades pseudo – reducidas a partir de las ecuaciones 61 y 62.
5. Leer el factor de compresibilidad a partir de la figura 31.

Tabla 10. Factor de Compresibilidad – Ilanito 39

LLANITO 39							
COMPONENTE	y_i	M_i	$y_i M_i$	P_{ci}	$y_i P_{ci}$	T_{ci}	$y_i T_{ci}$
C1	0,9098763	16,043	14,5971455	667	606,887492	343,01	312,09667
C2	0,04279482	30,07	1,28684024	707,8	30,2901736	549,74	23,5260243
C3	0,00454918	44,097	0,20060519	615	2,7977457	665,6	3,02793421
IC4	0,00737616	58,123	0,42872455	527,9	3,89387486	734,07	5,41461777
NC4	0,00148729	58,123	0,08644576	548,8	0,81622475	765,19	1,13805944
IC5	0,00162448	72,15	0,11720623	490,4	0,79664499	828,63	1,34609286
NC5	0,00063575	72,15	0,04586936	488,1	0,31030958	845,37	0,53744398
C6+	0,00396145	86,177	0,34138588	436,9	1,73075751	913,47	3,61866573
O2	0,00006935	31,9988	0,00221912	731,4	0,05072259	278,27	0,01929802
N2	0,02338402	28,0134	0,65506591	492,8	11,5236451	227,19	5,3126155
H2	0	2,0159	0	187,5	0	59,37	0
CO	0	28,01	0	506,8	0	239,16	0
CO2	0,00424119	44,01	0,18665477	1070	4,5380733	547,4	2,32162741
H2S	0	34,082	0	1300	0	672,07	0
Total	1,000	Ma=	17,9481625		663,635664		358,359049

B	A	ϵ	T_{pc} (R)	T_{pc}^* (R)	P_{pc} (psia)	P_{pc}^* (psia)
0	0,00424119	0,85966719	358,359049	357,499382	663,635664	662,0436691

P (psia)	P_{pc}^* (psia)	Ppr	T (R)	T_{pc}^* (R)	Tpr	Z
71,65	662,043669	0,10822549	599,67	357,499382	1,6774015	1

Tabla 11. Factor de Compresibilidad – Ilanito 95

LLANITO 95							
COMPONENTE	yi	Mi	yiMi	Pci	yiPci	Tci	yiTci
C1	0,93651526	16,043	15,0245143	667	624,655678	343,01	321,234099
C2	0,01339087	30,07	0,40266346	707,8	9,47805779	549,74	7,36149687
C3	0,0008696	44,097	0,03834675	615	0,534804	665,6	0,57880576
IC4	0,00142995	58,123	0,08311298	527,9	0,75487061	734,07	1,0496834
NC4	0,0003329	58,123	0,01934915	548,8	0,18269552	765,19	0,25473175
IC5	0,00048295	72,15	0,03484484	490,4	0,23683868	828,63	0,40018686
NC5	0,00019671	72,15	0,01419263	488,1	0,09601415	845,37	0,16629273
C6+	0,00080642	86,177	0,06949486	436,9	0,3523249	913,47	0,73664048
O2	0,00049839	31,9988	0,01594788	731,4	0,36452245	278,27	0,13868699
N2	0,0450618	28,0134	1,26233423	492,8	22,206455	227,19	10,2375903
H2	0	2,0159	0	187,5	0	59,37	0
CO	0	28,01	0	506,8	0	239,16	0
CO2	0,00041515	44,01	0,01827075	1070	0,4442105	547,4	0,22725311
H2S	0	34,082	0	1300	0	672,07	0
Total	1,000	Ma=	16,9830718		659,306472		342,385468

B	A	€	Tpc (R)	Tpc` (R)	Ppc (psia)	Ppc` (psia)
0	0,00041515	0,10806808	342,385468	342,2774	659,306472	659,0983733

P (psia)	Ppc` (psia)	Ppr	T (R)	Tpc` (R)	Tpr	Z
75,65	659,098373	0,11477801	689,67	342,2774	2,01494461	1

Tabla 12. Factor de Compresibilidad – Ilanito 111

LLANITO 111							
COMPONENTE	yi	Mi	yiMi	Pci	yiPci	Tci	yiTci
C1	0,88099395	16,043	14,1337859	667	587,622965	343,01	302,189735
C2	0,03485454	30,07	1,04807602	707,8	24,6700434	549,74	19,1609348
C3	0,01621319	44,097	0,71495304	615	9,97111185	665,6	10,7914993
IC4	0,0076755	58,123	0,44612309	527,9	4,05189645	734,07	5,63435429
NC4	0,00594215	58,123	0,34537558	548,8	3,26105192	765,19	4,54687376
IC5	0,00320258	72,15	0,23106615	490,4	1,57054523	828,63	2,65375387
NC5	0,00224419	72,15	0,16191831	488,1	1,09538914	845,37	1,8971709
C6+	0,00527735	86,177	0,45478619	436,9	2,30567422	913,47	4,8207009
O2	0,00001601	31,9988	0,0005123	731,4	0,01170971	278,27	0,0044551
N2	0,04107276	28,0134	1,15058765	492,8	20,2406561	227,19	9,33132034
H2	0	2,0159	0	187,5	0	59,37	0
CO	0	28,01	0	506,8	0	239,16	0
CO2	0,00250777	44,01	0,11036696	1070	2,6833139	547,4	1,3727533
H2S	0	34,082	0	1300	0	672,07	0
Total	1,000	Ma=	18,7975512		657,484357		362,403551

B	A	€	Tpc (R)	Tpc` (R)	Ppc (psia)	Ppc` (psia)
0	0,00250777	0,53941655	362,403551	361,864135	657,484357	656,5057295

P (psia)	Ppc` (psia)	Ppr	T (R)	Tpc` (R)	Tpr	Z
54,65	656,505729	0,08324375	581,67	361,864135	1,6074265	1

Tabla 13. Factor de Compresibilidad – Ilanito 117

LLANITO 117							
COMPONENTE	yi	Mi	yiMi	Pci	yiPci	Tci	yiTci
C1	0,91486299	16,043	14,6771469	667	610,213614	343,01	313,807154
C2	0,02576482	30,07	0,77474814	707,8	18,2363396	549,74	14,1639521
C3	0,00315681	44,097	0,13920585	615	1,94143815	665,6	2,10117274
IC4	0,00292431	58,123	0,16996967	527,9	1,54374325	734,07	2,14664824
NC4	0,00056202	58,123	0,03266629	548,8	0,30843658	765,19	0,43005208
IC5	0,000717	72,15	0,05173155	490,4	0,3516168	828,63	0,59412771
NC5	0,000285	72,15	0,02056275	488,1	0,1391085	845,37	0,24093045
C6+	0,00217739	86,177	0,18764094	436,9	0,95130169	913,47	1,98898044
O2	0,00013415	31,9988	0,00429264	731,4	0,09811731	278,27	0,03732992
N2	0,04841612	28,0134	1,35630014	492,8	23,8594639	227,19	10,9996583
H2	0	2,0159	0	187,5	0	59,37	0
CO	0	28,01	0	506,8	0	239,16	0
CO2	0,00099939	44,01	0,04398315	1070	1,0693473	547,4	0,54706609
H2S	0	34,082	0	1300	0	672,07	0
Total	1,000	Ma=	17,4582481		658,712527		347,057072

B	A	€	Tpc (R)	Tpc` (R)	Ppc (psia)	Ppc` (psia)
0	0,00099939	0,23740001	347,057072	346,819672	658,712527	658,2619434

P (psia)	Ppc` (psia)	Ppr	T (R)	Tpc` (R)	Tpr	Z
54,65	658,261943	0,08302166	689,67	346,819672	1,98855502	1

Tabla 14. Factor de Compresibilidad – Ilanito 118

LLANITO 118							
COMPONENTE	yi	Mi	yiMi	Pci	yiPci	Tci	yiTci
C1	0,72943115	16,043	11,7022639	667	486,530577	343,01	250,202179
C2	0,00843816	30,07	0,25373547	707,8	5,97252965	549,74	4,63879408
C3	0,00054619	44,097	0,02408534	615	0,33590685	665,6	0,36354406
IC4	0,00049298	58,123	0,02865348	527,9	0,26024414	734,07	0,36188183
NC4	0,00013927	58,123	0,00809479	548,8	0,07643138	765,19	0,10656801
IC5	0,00006754	72,15	0,00487301	490,4	0,03312162	828,63	0,05596567
NC5	0	72,15	0	488,1	0	845,37	0
C6+	0,00013697	86,177	0,01180366	436,9	0,05984219	913,47	0,12511799
O2	0,02193747	31,9988	0,70197272	731,4	16,0450656	278,27	6,10453978
N2	0,23764669	28,0134	6,65729179	492,8	117,112289	227,19	53,9909515
H2	0	2,0159	0	187,5	0	59,37	0
CO	0	28,01	0	506,8	0	239,16	0
CO2	0,0011636	44,01	0,05121004	1070	1,245052	547,4	0,63695464
H2S	0	34,082	0	1300	0	672,07	0
Total	1,000	Ma=	19,4439842		627,671059		316,586496

B	A	€	Tpc (R)	Tpc` (R)	Ppc (psia)	Ppc` (psia)
0	0,0011636	0,27198931	316,586496	316,314507	627,671059	627,1318075

P (psia)	Ppc` (psia)	Ppr	T (R)	Tpc` (R)	Tpr	Z
70,65	627,131808	0,11265574	599,67	316,314507	1,89580303	1

Tabla 15. Factor de Compresibilidad – Ilanito 119

LLANITO 119							
COMPONENTE	yi	Mi	yiMi	Pci	yiPci	Tci	yiTci
C1	0,93000077	16,043	14,9200024	667	620,310514	343,01	318,999564
C2	0,00937534	30,07	0,28191647	707,8	6,63586565	549,74	5,15399941
C3	0,00065216	44,097	0,0287583	615	0,4010784	665,6	0,4340777
IC4	0,00103516	58,123	0,0601666	527,9	0,54646096	734,07	0,7598799
NC4	0,00014276	58,123	0,00829764	548,8	0,07834669	765,19	0,10923852
IC5	0,00022509	72,15	0,01624024	490,4	0,11038414	828,63	0,18651633
NC5	0,00008141	72,15	0,00587373	488,1	0,03973622	845,37	0,06882157
C6+	0,00102103	86,177	0,0879893	436,9	0,44608801	913,47	0,93268027
O2	0,00009005	31,9988	0,00288149	731,4	0,06586257	278,27	0,02505821
N2	0,05498932	28,0134	1,54043782	492,8	27,0987369	227,19	12,4930236
H2	0	2,0159	0	187,5	0	59,37	0
CO	0	28,01	0	506,8	0	239,16	0
CO2	0,00238691	44,01	0,10504791	1070	2,5539937	547,4	1,30659453
H2S	0	34,082	0	1300	0	672,07	0
Total	1,000	Ma=	17,0576119		658,287067		340,469454

B	A	€	Tpc (R)	Tpc` (R)	Ppc (psia)	Ppc` (psia)
0	0,00238691	0,51623124	340,469454	339,953223	658,287067	657,2889498

P (psia)	Ppc` (psia)	Ppr	T (R)	Tpc` (R)	Tpr	Z
67,65	657,28895	0,10292277	581,67	339,953223	1,71102952	1

Tabla 16. Factor de Compresibilidad – Ilanito 127

LLANITO 127							
COMPONENTE	yi	Mi	yiMi	Pci	yiPci	Tci	yiTci
C1	0,889948	16,043	14,2774358	667	593,595316	343,01	305,261063
C2	0,02904181	30,07	0,87328723	707,8	20,5557931	549,74	15,9654446
C3	0,00589936	44,097	0,26014408	615	3,6281064	665,6	3,92661402
IC4	0,00407394	58,123	0,23678961	527,9	2,15063293	734,07	2,99055714
NC4	0,00075773	58,123	0,04404154	548,8	0,41584222	765,19	0,57980742
IC5	0,00047325	72,15	0,03414499	490,4	0,2320818	828,63	0,39214915
NC5	0,00013975	72,15	0,01008296	488,1	0,06821198	845,37	0,11814046
C6+	0,0001699	86,177	0,01464147	436,9	0,07422931	913,47	0,15519855
O2	0,00002652	31,9988	0,00084861	731,4	0,01939673	278,27	0,00737972
N2	0,06830825	28,0134	1,91354633	492,8	33,6623056	227,19	15,5189513
H2	0	2,0159	0	187,5	0	59,37	0
CO	0	28,01	0	506,8	0	239,16	0
CO2	0,00115849	44,01	0,05098514	1070	1,2395843	547,4	0,63415743
H2S	0	34,082	0	1300	0	672,07	0
Total	1,000	Ma=	17,7159477		655,6415		345,549463

B	A	€	Tpc (R)	Tpc` (R)	Ppc (psia)	Ppc` (psia)
0	0,00115849	0,27092149	345,549463	345,278542	655,6415	655,1274571

P (psia)	Ppc` (psia)	Ppr	T (R)	Tpc` (R)	Tpr	Z
99,65	655,127457	0,15210781	635,67	345,278542	1,84103535	1

Como podemos observar el valor del factor de compresibilidad Z no es diferente de 1 en ningún pozo debido a que el método anterior no tiene en cuenta el efecto del N₂ en el gas. Por ello se probó con el método siguiente.

Método de Carr – Kobayashi – Burrows.

Carr – Kobayashi y Burrows propusieron un procedimiento simplificado para ajustar las propiedades pseudo – críticas de gases naturales cuando están presentes los componentes no hidrocarburos. El método puede ser usado cuando no se conoce la composición del gas. El procedimiento es el siguiente.

1. Conociendo la gravedad específica del gas natural, calcular la presión y temperatura pseudo – crítica aplicando las ecuaciones siguientes.

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2 \quad \text{Ecuación 67}$$

$$P_{pc} = 667 + 15.0\gamma_g - 37.5\gamma_g^2 \quad \text{Ecuación 68}$$

2. Ajustar las propiedades pseudo – críticas estimadas empleando las siguientes expresiones:

$$T'_{pc} = T_{pc} - 80Y_{CO_2} + 130Y_{H_2S} - 250Y_{N_2} \quad \text{Ecuación 69}$$

$$P'_{pc} = P_{pc} - 440Y_{CO_2} + 600Y_{H_2S} - 170Y_{N_2} \quad \text{Ecuación 70}$$

Donde:

T'_{pc} = temperatura pseudo – crítica ajustada, R

T_{pc} = temperatura pseudo – crítica no ajustada, R.

Y_{CO_2} = fracción molar de CO₂

Y_{H_2S} = fracción molar de H₂S

Y_{N_2} = fracción molar de N₂

P'_{pc} = Presión pseudo- crítica ajustada, psia.

P_{pc} = Presión pseudo – crítica no ajustada, psia.

3. Usar la presión y temperatura pseudo – crítica ajustada para calcular las propiedades pseudo – reducidas.

4. Calcular el factor Z a partir de la figura 31.

2.2.2.3 Gravedad específica

Esta es una de las propiedades más fáciles de calcular cuando se conoce la composición del gas, ya que se obtiene simplemente dividiendo el peso molecular aparente de la mezcla sobre el peso molecular del aire, como se explicó en la ecuación 3 y se mostrará en los cálculos siguientes.

Tabla 17. Factores de Compresibilidad para los pozos – Método Carr – Kobayashi – Burrows.

Pozo	Ma	Maire	Gravedad específica	Tpc	Ppc
Llanito 39	17,9481625	28,9625	0,6197035	364,603231	661,894337
Llanito 95	16,9830718	28,9625	0,58638142	354,275922	662,901602
Llanito 111	18,7975512	28,9625	0,64903069	373,669462	660,938929
Llanito 117	17,4582481	28,9625	0,60278802	359,364189	662,416068
Llanito 118	19,4439842	28,9625	0,67135034	380,55497	660,168582
Llanito 119	17,0576119	28,9625	0,58895509	355,074554	662,826773
Llanito 127	17,7159477	28,9625	0,61168572	362,120867	662,144307

YCO2	YH2S	YN2	Tpc'	Ppc'
0,00424119	0	0,02338402	358,41793	656,05293
0,00041515	0	0,0450618	342,97726	655,05843
0,00250777	0	0,04107276	363,200651	652,853141
0,00099939	0	0,04841612	347,180208	653,745596
0,0011636	0	0,23764669	321,050209	619,256661
0,00238691	0	0,05498932	341,136271	652,428348
0,00115849	0	0,06830825	344,951125	650,022169

P	T	Tpr	Ppr	Z
71,65	599,67	1,67310268	0,10921375	1
75,65	689,67	2,01083302	0,11548588	1
54,65	581,67	1,60151145	0,08370948	1
54,65	689,67	1,98648997	0,08359521	1
70,65	599,67	1,86783868	0,1140884	1
67,65	581,67	1,70509573	0,10368955	1
99,65	635,67	1,8427828	0,15330246	1

Debido a que los valores de las presiones pseudo-reducidas son muy pequeños en la figura 31 se obtiene un valor de Z de 1.

Para obtener un valor un poco diferente se puede utilizar el método de papay.

Método de Papay

Papay propuso la siguiente ecuación simplificada para calcular el factor de compresibilidad.

$$Z = 1 - \frac{P_{pr}}{T_{pr}} \left[0.36748758 - 0.04188423 \left(\frac{P_{pr}}{T_{pr}} \right) \right] \quad \text{Ecuación 71}$$

Tabla 18. Factores de Compresibilidad para los pozos – Método de Papay.

Pozo	Tpr	Ppr	Zpapay
Llanito 39	1,67310268	0,10921375	0,97619028
Llanito 95	2,01083302	0,11548588	0,97903266
Llanito 111	1,60151145	0,08370948	0,9809062
Llanito 117	1,98648997	0,08359521	0,98460961
Llanito 118	1,86783868	0,1140884	0,97770996
Llanito 119	1,70509573	0,10368955	0,97780739
Llanito 127	1,8427828	0,15330246	0,9697183

2.2.2.4 Cálculo de la densidad del fluido en cada pozo (ρ)

El cálculo de la densidad para cada gas de anular se realiza aplicando la ecuación siguiente (obtenida de la ecuación 2.45 del modulo de propiedades fisicoquímicas y termodinámicas del gas natural).

$$\rho_g = \frac{PM_a}{ZRT} \quad \text{Ecuación 72}$$

Donde:

ρ_g = densidad del gas en lb/ft³

P = presión del gas en psia

M_a = peso molecular aparente del gas

Z = factor de compresibilidad

R = constante universal del gas que, para las unidades anteriores, tiene un valor de 10.732 psia.ft / lb-mol R

T = temperatura del gas en grados Rankine (R).

Si se utiliza como factor de compresibilidad 1 se obtienen las siguientes densidades del gas para cada uno de los pozos.

Tabla 19. Densidad de los gases con $Z = 1$

Pozo	Ma (lb/lbmol)	P (psia)	T (R)	R(psia*ft3/lb molR)	Z	ρ (lb/ft ³)
Llanito 39	17,9481625	71,65	599,67	10,732	1	0,19982195
Llanito 95	16,9830718	75,65	689,67	10,732	1	0,1735814
Llanito 111	18,7975512	54,65	581,67	10,732	1	0,16456373
Llanito 117	17,4582481	54,65	689,67	10,732	1	0,12890472
Llanito 118	19,4439842	70,65	599,67	10,732	1	0,21345407
Llanito 119	17,0576119	67,65	581,67	10,732	1	0,18485393
Llanito 127	17,7159477	99,65	635,67	10,732	1	0,25877917

Y si se utilizan los factores de compresibilidad obtenidos por el método de Papay se obtienen las densidades que se muestran en la tabla 20 para cada pozo.

Tabla 20. Densidad de los gases con Z de Papay

Pozo	Ma (lb/lbmol)	P (psia)	T (R)	R(psia*ft3/lb molR)	Zpapay	ρ (lb/ft ³)
Llanito 39	17,9481625	71,65	599,67	10,732	0,97619028	0,2046957
Llanito 95	16,9830718	75,65	689,67	10,732	0,97903266	0,17729888
Llanito 111	18,7975512	54,65	581,67	10,732	0,9809062	0,16776704
Llanito 117	17,4582481	54,65	689,67	10,732	0,98460961	0,13091963
Llanito 118	19,4439842	70,65	599,67	10,732	0,97770996	0,21832044
Llanito 119	17,0576119	67,65	581,67	10,732	0,97780739	0,18904943
Llanito 127	17,7159477	99,65	635,67	10,732	0,9697183	0,26686015

Como se puede observar la variación de la densidad es muy pequeña cuando se utiliza el valor de Z obtenido por el método de Papay.

2.2.2.5 Cálculo de la viscosidad del fluido en cada pozo (μ)

Método de Carr – Kobayashi – Burrows

Carr – Kobayashi – Burrows desarrollaron correlaciones gráficas para estimar la viscosidad de gases naturales como una función de la temperatura, presión y gravedad del gas. El procedimiento para aplicar las correlaciones propuestas se resume en los siguientes pasos:

1. Calcular la presión pseudo – crítica, temperatura pseudo – crítica, y peso molecular aparente a partir de la gravedad específica o composición del gas natural. Las correcciones a estas propiedades pseudo-críticas por la presencia de gases no hidrocarburos (CO₂, N₂, H₂S) deben efectuarse si estos gases están presentes en concentraciones mayores del 5% en mol.

2. Obtener la viscosidad del gas natural a una atmosfera y a la temperatura de interes a partir de la Figura 25. Esta viscosidad, denotada por μ_1 , debe corregirse por la presencia de componentes no hidrocarburos usando los insertos de la figura 32. Las fracciones no-hidrocarburos tienden a incrementar la viscosidad de la fase gaseosa. El efecto de los componentes no-hidrocarburos sobre la viscosidad del gas natural puede expresarse matemáticamente por la siguiente relación:

$$\mu_1 = \mu_{1 \text{ sin corregir}} + \Delta\mu_{N_2} + \Delta\mu_{CO_2} + \Delta\mu_{H_2S} \quad \text{Ecuación 73}$$

Donde:

μ_1 = Viscosidad del gas corregida a una atmosfera de presión y temperatura del yacimiento, cp.

$\Delta\mu_{N_2}$ = Corrección de la viscosidad debido a presencia de N₂.

$\Delta\mu_{CO_2}$ = Corrección de la viscosidad debido a presencia de CO₂.

$\Delta\mu_{H_2S}$ = Corrección de la viscosidad debido a presencia de H₂S.

$\mu_{1 \text{ sin corregir}}$ = Viscosidad del gas sin corregir, cp.

1. Calcular la presión y temperatura pseudo-reducida.
2. A partir de la presión y temperatura pseudo-reducida obtener la razón de viscosidad $\mu_g / \mu_{1 \text{ sin corregir}}$ de la figura 26. El término μ_g representa la viscosidad del gas a las condiciones requeridas.
3. La viscosidad del gas, μ_g , a la presión y temperatura de interés es calculada multiplicando la viscosidad a una atmosfera y a la temperatura del sistema, μ_1 , por la razón de viscosidad.

Figura 25. Correlación de Viscosidad del gas a una atmósfera (GPSA Section 23, Pág. 31)

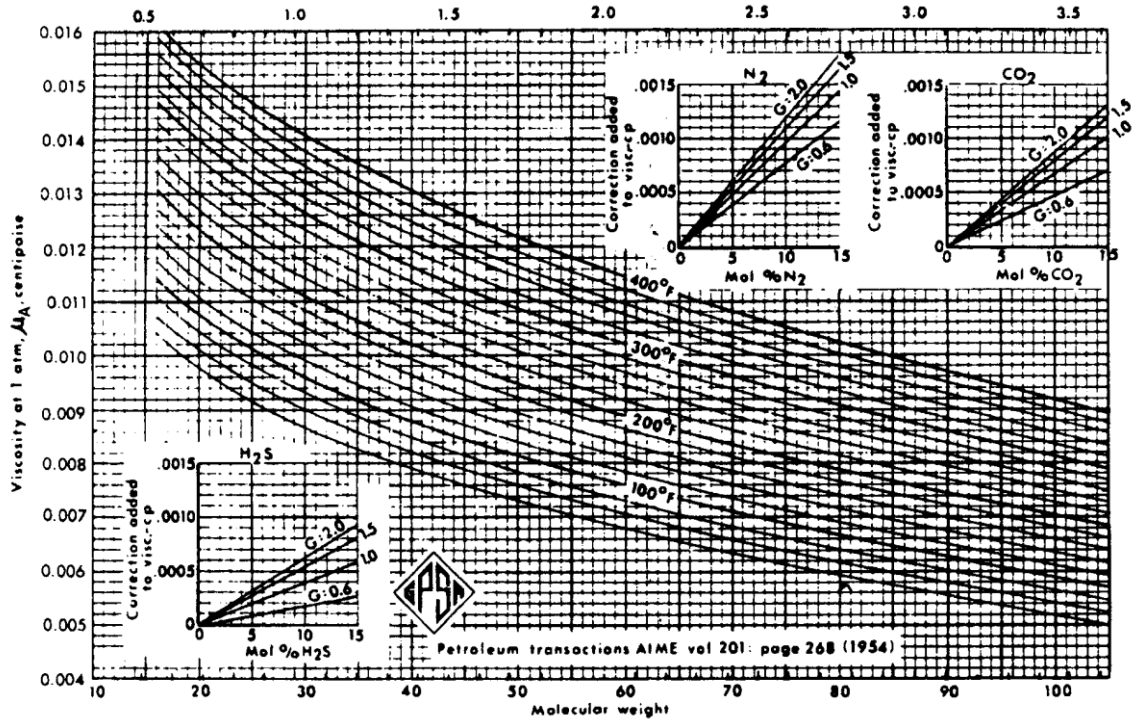
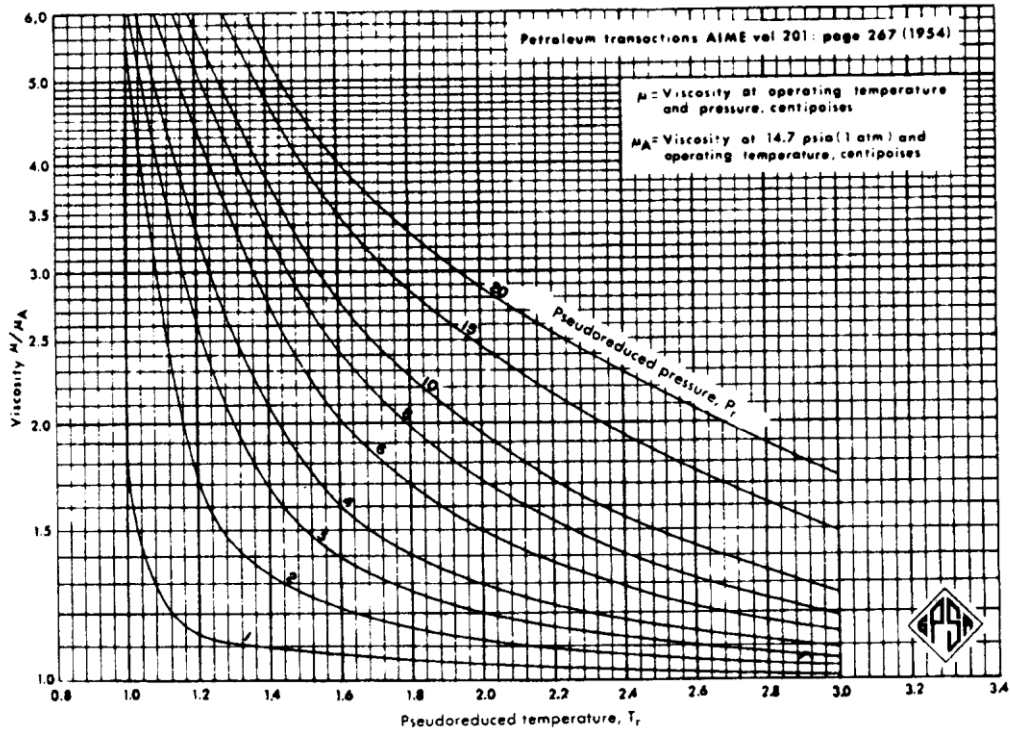


Figura 26. Razón de Viscosidad vs. La Temperatura Pseudo-reducida (GPSA Section 23, Pág. 33)



En la tabla 17 podemos observar los valores de las presiones y temperaturas pseudo-reducidas obtenidos al calcular el factor de compresibilidad y que se utilizarán en este procedimiento.

Estimando la viscosidad del gas a 1 atmosfera y a las temperaturas de cada uno de los anulares de los pozos y teniendo en cuenta los pesos moleculares, a partir de la figura 25 obtenemos la tabla siguiente.

Tabla 21. Viscosidad a 1 atm y a la temperatura del anular.

Pozo	Ma (lb/lbmol)	T (F)	Viscosidad μ (cp)
Llanito 39	17,9481625	140	0,0118
Llanito 95	16,9830718	230	0,0135
Llanito 111	18,7975512	122	0,0112
Llanito 117	17,4582481	230	0,0132
Llanito 118	19,4439842	140	0,0115
Llanito 119	17,0576119	122	0,0116
Llanito 127	17,7159477	176	0,0124

Empleando los insertos de la figura 25 se estiman $(\mu)_{N_2}$, $(\mu)_{CO_2}$, ya que ninguno de los fluidos de los pozos contiene H_2S no será necesario calcular $(\mu)_{H_2S}$. Para esto se debe entrar en la gráfica con las fracciones molares de estos componentes y con la gravedad específica del gas.

Luego con los valores obtenidos se calcula la viscosidad del gas corregida a la presión atmosférica y temperatura del sistema aplicando la ecuación 73.

Tabla 22. Viscosidad de los gases corregida

Pozo	Gravedad específica	YCO2	YN2	$(\Delta\mu)CO_2$	$(\Delta\mu)N_2$	Viscosidad μ (cp)	Viscosidad μ_1 (cp)
Llanito 39	0,6197035	0,00424119	0,02338402	0,00005	0,00023	0,0118	0,01208
Llanito 95	0,58638142	0,00041515	0,0450618	0,000001	0,00032	0,0135	0,013821
Llanito 111	0,64903069	0,00250777	0,04107276	0,00002	0,00033	0,0112	0,01155
Llanito 117	0,60278802	0,00099939	0,04841612	0,000001	0,00039	0,0132	0,013591
Llanito 118	0,67135034	0,0011636	0,23764669	0,00001	0,00175	0,0115	0,01326
Llanito 119	0,58895509	0,00238691	0,05498932	0,00002	0,0004	0,0116	0,01202
Llanito 127	0,61168572	0,00115849	0,06830825	0,00001	0,00052	0,0124	0,01293

Con los valores de presión y temperaturas pseudo reducidas calculados en la tabla 17 se estima la razón de viscosidad a partir de la figura 26. y Por ultimo se obtuvo la viscosidad del gas natural en (cp) a sus condiciones de presión y temperatura multiplicando la razón de la viscosidad (μ_g/μ_1) por la viscosidad del gas corregida (μ_1).

Tabla 23. Viscosidad de los gases de anular en cp

Pozo	Tpr	Ppr	($\mu\text{g}/\mu\text{l}$)	Viscosidad μl (cp)	Viscosidad del gas μg
Llanito 39	1,67310268	0,10921375	1,01	0,01208	0,0122008
Llanito 95	2,01083302	0,11548588	1,011	0,013821	0,01397303
Llanito 111	1,60151145	0,08370948	1,008	0,01155	0,0116424
Llanito 117	1,98648997	0,08359521	1,008	0,013591	0,01369973
Llanito 118	1,86783868	0,1140884	1,011	0,01326	0,01340586
Llanito 119	1,70509573	0,10368955	1,01	0,01202	0,0121402
Llanito 127	1,8427828	0,15330246	1,015	0,01293	0,01312395

2.2.2.6 Estimación del diámetro de la tubería

Para determinar el número de Reynolds se debe estimar el diámetro de la tubería que aún no se ha calculado. Basado en la experiencia de los diseñadores se estima que las tuberías de anulares deberán tener un diámetro cercano a las 2". Además el tramo de tubería que va desde el colector hasta la estación compresora se estima que tendrá un diámetro de 4" Luego se deberá recalcular el número de Reynolds con los resultados del diseño.

2.2.2.7 Estimación de la velocidad de flujo

Ya habiendo estimado los diámetros de las tuberías se calculan las velocidades del flujo de gas en cada tubería, debido a que se conocen los flujos de gas en cada anular, aplicando la ecuación:

$$Q = V * A$$

Ecuación 74

Donde:

Q = Flujo de gas de anular en ft^3/seg .

V = Velocidad del gas en ft/seg .

A = Área transversal de la tubería en ft^2 ($A = \pi D^2/4$)

Tabla 24. Velocidad del gas.

Pozo	Flujo (ft ³ /seg)	Diametro (ft)	Area (ft ²)	Velocidad (ft/seg)
Llanito 39	0,24849013	0,16666667	0,02181667	11,3899219
Llanito 95	0,09989125	0,16666667	0,02181667	4,57866688
Llanito 111	0,07660032	0,16666667	0,02181667	3,51109195
Llanito 117	0,22929822	0,16666667	0,02181667	10,5102318
Llanito 118	0,64149306	0,16666667	0,02181667	29,403807
Llanito 119	0,19169359	0,16666667	0,02181667	8,78656617
Llanito 127	0,54431719	0,16666667	0,02181667	24,9496037
Estación Compresora	2,03178375	0,33333333	0,08726667	23,2824724

2.2.2.8 Cálculo del número de Reynolds

El cálculo del número de Reynolds permite determinar si el flujo es laminar o turbulento, para seleccionar las ecuaciones que se utilizarán en el diseño de las tuberías. El número de Reynolds se calcula utilizando la ecuación 4.

Donde:

- D = Diámetro interno de la tubería en pies (ft)
- V = Velocidad del fluido (ft/sec)
- ρ = Densidad del fluido (lb/ft³)
- μ = Viscosidad del fluido (lbm/ft*sec)

Aplicando la ecuación 4 se obtienen los números de Reynolds siguientes.

Tabla 25. Números de Reynolds para los flujos de anular.

Pozo	Diametro (ft)	Velocidad (ft/seg)	ρ (lb/ft ³)	Viscosidad del gas μ_e	Re
Llanito 39	0,16666667	11,3899219	0,2046957	8,1989E-06	47393,7022
Llanito 95	0,16666667	4,57866688	0,17729888	9,3899E-06	14409,0021
Llanito 111	0,16666667	3,51109195	0,16776704	7,8237E-06	12548,3261
Llanito 117	0,16666667	10,5102318	0,13091963	9,2062E-06	24910,6227
Llanito 118	0,16666667	29,403807	0,21832044	9,0087E-06	118763,438
Llanito 119	0,16666667	8,78656617	0,18904943	8,1582E-06	33935,0272
Llanito 127	0,16666667	24,9496037	0,26686015	8,8193E-06	125823,651

Como podemos concluir de la tabla anterior todos los flujos de gas de anular de los pozos se pueden considerar turbulentos ya que sus números de Reynolds son mayores de 4000.

2.3 DISEÑO DE LAS TUBERÍAS DESDE LOS POZOS HASTA EL COLECTOR.

Ya habiendo calculado las propiedades más importantes de los flujos de gas se procede a realizar el dimensionamiento de las tuberías utilizando las ecuaciones de flujo más efectivas para las condiciones de operación de los gases de anular.

2.3.1 Ecuaciones de flujo.

Teniendo en cuenta que los flujos de gas de anular son todos turbulentos y que para las condiciones de operación de estos se recomiendan las ecuaciones de Panhandle B, Oliphant y AGA para flujo completamente turbulento. Estas ecuaciones de flujo se encuentran en los numerales 1.2.1.2 y 1.2.1.5 ecuaciones 19 y 28.

2.3.2 Gravedad específica del fluido

La Gravedades específicas de los gases de anular ya se calcularon en el numeral 2.2.3.3. y se pueden observar en la tabla 17.

2.3.3 Factor de compresibilidad

El factor de compresibilidad aunque ya se calculó anteriormente. Se volverá a calcular como se explica en el numeral 1.1.6. ya que estas formulas están asociadas a las ecuaciones de flujo seleccionadas.

2.3.4 Cálculo de los diámetros de las tuberías

Para obtener los diámetros de las tuberías que van desde los anulares hasta el colector se utilizan las ecuaciones de Panhandle B, Oliphant y AGA.

Al utilizar estas ecuaciones, se toman los siguientes valores constantes.

T_b = Temperatura base absoluta (520 °R).

P_b = Presión base absoluta (14.73 psia)

E = Factor de eficiencia de la tubería (0.91)

Y los demás valores serán variables según las condiciones del gas de anular de cada pozo.

Tabla 27. Resultados de diámetros (en pulgadas) y presiones (en psia)

39					
Diámetros d (in)			Presión P2 (psia)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
0,76237924	0,855	0,8572	68	63,5	63,6
95					
Diámetros d (in)			Presión P2 (psia)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
0,53912867	0,571	0,583	73,14	70,5	70,31
111					
Diámetros d (in)			Presión P2 (psia)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
0,64724091	0,6163	0,6269	51,41	47,95	47,75
117					
Diámetros d (in)			Presión P2 (psia)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
0,97937391	0,89395	0,89382	50,34	45,458	45,8
118					
Diámetros d (in)			Presión P2 (psia)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
1,31935255	1,27262	1,253	63,64	54,96	57,15
119					
Diámetros d (in)			Presión P2 (psia)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
0,69594704	0,78375	0,788	57,41	43,56	42,6
127					
Diámetros d (in)			Presión P2 (psia)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
1,16417394	1,0872	1,0766	93,463	86,124	87,95

Además se calculan los espesores requeridos para cada tubería teniendo en cuenta el siguiente procedimiento.

2.3.4.1 Espesor de tuberías

El espesor de las tuberías se calcula con la ecuación siguiente.

$$P_{diseño} = \frac{2 * S * t}{D_o} * F * L * J * T \quad \text{Ecuación 75}$$

Donde:

$P_{diseño}$ = es la presión de diseño correspondiente en las ecuaciones a P_{avg} .

S = Mínimo esfuerzo en psia. = 40000 psia (para tubería SCH 40)

t = Espesor de la tubería en pulgadas.

D_o = Diámetro externo en pulgadas.

F = Factor de diseño = 0.8

L = Factor de localización = 0.9 para clase 2

J = Factor de Unión = 1 para tubería sin costura, soldadura electrica y arco soldado sumergido.

T = Factor de temperatura = 1 para temperaturas menores a 250 °F

En la tabla 28 se observan los valores de los espesores de tuberías requeridas.

Tabla 28. Espesores mínimos de tuberías.

Espesor de la Tubería(39)		Espesor de la Tubería (95)	
(Pdis*Do)	77,8410462	(Pdis*Do)	64,5554634
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00135141	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00112075
Espesor de la Tubería (111)		Espesor de la Tubería (117)	
(Pdis*Do)	52,3087336	(Pdis*Do)	65,5104616
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00090814	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00113733
Espesor de la Tubería (118)		Espesor de la Tubería (119)	
(Pdis*Do)	111,391606	(Pdis*Do)	59,7818544
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00193388	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00103788
Espesor de la Tubería (127)			
(Pdis*Do)	143,723369		
(2*S*F*L*J*T)	57600		
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,0024952		

Comparando estos espesores con los que se muestran en la tabla 29 se observa que la tubería va a resistir las presiones de operación.

Tabla 29. Espesores de tuberías de SCH 40

Diámetro nominal de la tubería (in)	Tuberías de Acero al Carbon		
	Espesor Nominal de pared en pulgadas		
	Diámetro Exterior	SCH 40	Diámetro interior
3/4	1,05	0,133	0,784
1	1,315	0,133	1,049
1 1/2	1,9	0,145	1,61
2	2,375	0,154	2,067
3	3,5	0,216	3,068
4	4,5	0,237	4,026
6	6,625	0,28	6,065

2.3.5 Normalización de las tuberías

Como en los cálculos anteriores se obtienen diámetros de tuberías diferentes para cada uno de los pozos, se busca normalizar o estandarizar las tuberías con los diámetros comerciales y además aplicar las sugerencias de ECOPETROL S.A. donde se utiliza tubería mínimo de 2" de diámetro. Además de normalizar los diámetros se recalculan las presiones de salida de los tubos y sus espesores requeridos según las presiones de operación, como se observa en las tablas 30, 31 y 32.

Tabla 30. Diámetros de tuberías requeridos

LLANITO 111			LLANITO 127		
Diámetros d (in)			Diámetros d (in)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
0,52293861	0,715	0,72	0,83132878	1,15	1,135
LLANITO 118			LLANITO 117		
Diámetros d (in)			Diámetros d (in)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
0,88347468	1,352	1,327	0,67977084	1,086	1,076
LLANITO 95			LLANITO 119		
Diámetros d (in)			Diámetros d (in)		
Panhandle B	Oliphant	AGA	Panhandle B	Oliphant	AGA
0,3827286	0,615	0,624	0,48304918	0,83	0,832
LLANITO 39					
Diámetros d (in)					
Panhandle B	Oliphant	AGA			
0,47367421	0,905	0,9065			

Tabla 31. Presiones de salida de los tubos

LLANITO111			
Presión P2 (psia) (3/4" y 2")			
Diametro	Panhandle B	Oliphant	AGA
3/4"	54,01	53,35	53,3
2"	54,645	54,6403	54,6415
LLANITO 127			
Presión P2 (psia)			
Diametro	Panhandle B	Oliphant	AGA
1 1/2"	98,23	96,62	97,01
2"	99,24	98,8	98,95
LLANITO 118			
Presión P2 (psia)			
Diametro	Panhandle B	Oliphant	AGA
1 1/2"	69,735	68,71	68,96
2"	70,385	70,1	70,2

LLANITO 117			
Presión P2 (psia)			
Diámetro	Panhandle B	Oliphant	AGA
1 1/2"	54,585	54,518	54,535
2"	54,631	54,615	54,62
LLANITO 95			
Presión P2 (psia)			
Diámetro	Panhandle B	Oliphant	AGA
3/4"	75,04	74,4	74,35
2"	75,645	75,64	75,642
LLANITO 119			
Presión P2 (psia)			
Diámetros	Panhandle B	Oliphant	AGA
1"	67,317	66,96	66,99
2"	67,6385	67,6275	67,63
LLANITO 39			
Presión P2 (psia)			
Diámetro	Panhandle B	Oliphant	AGA
1"	71,29	70,89	70,92
2"	71,638	71,626	71,629

Tabla 32. Espesores requeridos para las tuberías

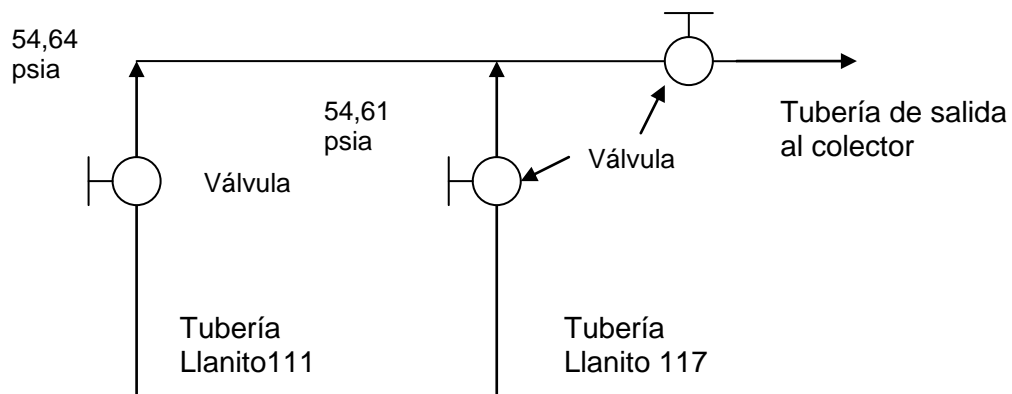
LLANITO 111		LLANITO 111	
Espesor de la Tubería (3/4")		Espesor de la Tubería(2")	
(Pdis*Do)	54,7994463	(Pdis*Do)	123,951129
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00095138	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00215193
LLANITO 127		LLANITO 127	
Espesor de la Tubería (1 1/2")		Espesor de la Tubería (2")	
(Pdis*Do)	147,137523	(Pdis*Do)	183,921904
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00255447	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00319309
LLANITO 118		LLANITO 118	
Espesor de la Tubería (1 1/2")		Espesor de la Tubería (2")	
(Pdis*Do)	115,445848	(Pdis*Do)	144,30731
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00200427	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00250534
LLANITO 117		LLANITO 117	
Espesor de la Tubería (1 1/2")		Espesor de la Tubería (2")	
(Pdis*Do)	99,1609028	(Pdis*Do)	123,951129
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00172154	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00215193

LLANITO 95		LLANITO 95	
Espesor de la Tubería (3/4")		Espesor de la Tubería (2")	
(Pdis*Do)	66,7266341	(Pdis*Do)	150,929291
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00115845	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,0026203
LLANITO 119		LLANITO 119	
Espesor de la Tubería (1")		Espesor de la Tubería (2")	
(Pdis*Do)	77,7301208	(Pdis*Do)	140,3871
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00134948	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00243728
LLANITO 39		LLANITO 39	
Espesor de la Tubería (1")		Espesor de la Tubería (2")	
(Pdis*Do)	80,6292485	(Pdis*Do)	145,623167
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00139981	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00252818

2.3.6. Cluster 1

Como algunos pozos se encuentran distribuidos en la misma área se organizan cluster de tuberías con el fin de reducir el número de tuberías y los costos del proyecto. Es así como aprovechando que los pozos Llanito 111 y 117 tienen la misma presión de salida en un punto del área se diseña el cluster 1 con estos dos pozos. Como se observa en el esquema de la figura 27.

Figura 27. Cluster de los pozos Llanito 111 y 117.



2.3.6.1 Tubería del cluster 1 - colector

Para el cálculo de la tubería del cluster 1 al colector se utiliza la información siguiente.

Tabla 33. Información de tubería del cluster 1 – colector

CLUSTER - COLECTOR (111-117)	
DATOS	
VALORES CONSTANTES	
Tb (R)	520
Pb (psia)	14,73
E	0,91
VARIABLES	
Q (PCD)	92764,0891
P1 (psia)	54,615
P2 (psia)	49,65
S	0,62590935
Lm (millas)	0,30306958
Tavg (R)	546,17
Zavg	0,98967337

Aplicando las ecuaciones de flujo se calcula el diámetro requerido para esta tubería.

Tabla 34. Diámetro de tubería cluster 1 – colector

CLUSTER 1 - COLECTOR		
Diámetros d (in)		
Panhandle B	Oliphant	AGA
1,2	1,23	1,21

Con el diámetro estandarizado se calcula la presión de salida P2 de la tubería al llegar al colector.

Tabla 35. Presión de llegada al colector

CLUSTER 1 - COLECTOR			
Presión P2 (psia)			
Diámetro	Panhandle B	Oliphant	AGA
1 1/2"	54,585	54,518	54,535
2"	54,631	54	54,05

Además se calcula el espesor que debe tener la tubería para soportar la presión de operación, como se observa debido a las bajas presiones de los anulares los espesores son muy inferiores a los de las tuberías de acero al carbón.

Tabla 36. Espesores requeridos por la tubería cluster 1 – colector.

CLUSTER 1 - COLECTOR		CLUSTER 1- COLECTOR	
Esesor de la Tubería (1 1/2")		Esesor de la Tubería (2")	
(Pdis*Do)	99,126619	(Pdis*Do)	123,908274
(2*S*F*L*J*T)	57600	(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00172095	(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00215119

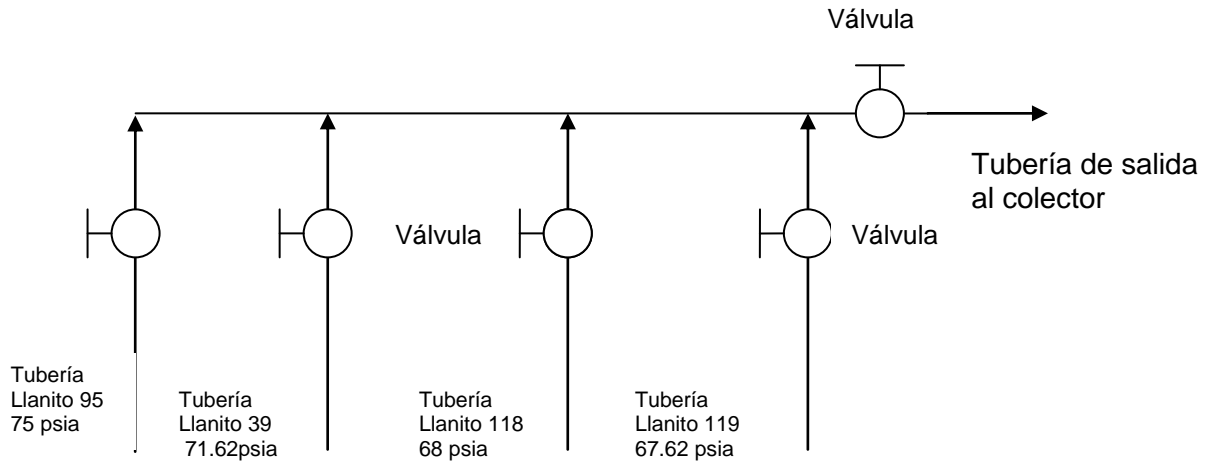
2.3.7 Cluster 2

El cluster 2 está conformado por los pozos 95, 39, 118 y 119, debido a que sus presiones son similares lo que permite reunirlos y pasar de 4 tuberías a una sola de salida a una presión de 67.62 psia. El gas del pozo llanito 118 como no se encuentra en el área del cluster 2 presenta una disminución en su presión y que no es inconveniente para su inclusión en este. Está reducción en su presión se puede observar en la tabla 37.

Tabla 37. Reducción de presión del pozo llanito 118.

LLANITO 118			
Presión P2 (psia)			
Diametro	Panhandle B	Oliphant	AGA
1 1/2"	66	60,7	62
2"	69,35	68	68,4

Figura 28. Cluster 2 - pozos llanito 95, 39, 118 y 119.



2.3.7.1 Tubería cluster 2 – colector

Para el cálculo de esta tubería se utiliza la información siguiente.

Tabla 38. Datos de cálculo – Tubería Cluster 2 – Colector

CLUSTER 2 - COLECTOR	
DATOS	
VALORES CONSTANTES	
Tb (R)	520
Pb (psia)	14,73
E	0,91
VARIABLES	
Q (PCD)	464174,849
P1 (psia)	67,6275
P2 (psia)	49,65
S	0,61659759
Lm (millas)	0,14734799
Tavg (R)	555,67
Zavg	0,98831846

Aplicando las ecuaciones de flujo se obtienen los diámetros de tubería, espesores y estandarizando a tubería de 2" se obtiene la presión de llegada al colector (ver tablas 39, 40 y 41).

Tabla 39. Diámetro tubería Cluster 2 – Colector.

CLUSTER 2 - COLECTOR			
Diámetros d (in)			
Panhandle B	Oliphant	AGA	
1,48760282	1,76	1,71	

Tabla 40. Espesor requerido tubería Cluster 2 – Colector

CLUSTER 2 - COLECTOR	
Espesor de la Tubería (2")	
(Pdis*Do)	140,357859
(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00243677

Tabla 41. Presión de llegada al colector.

CLUSTER 2 - COLECTOR			
Presión P2 (psia)			
Diámetro	Panhandle B	Oliphant	AGA
2"	64,5	60,9	62

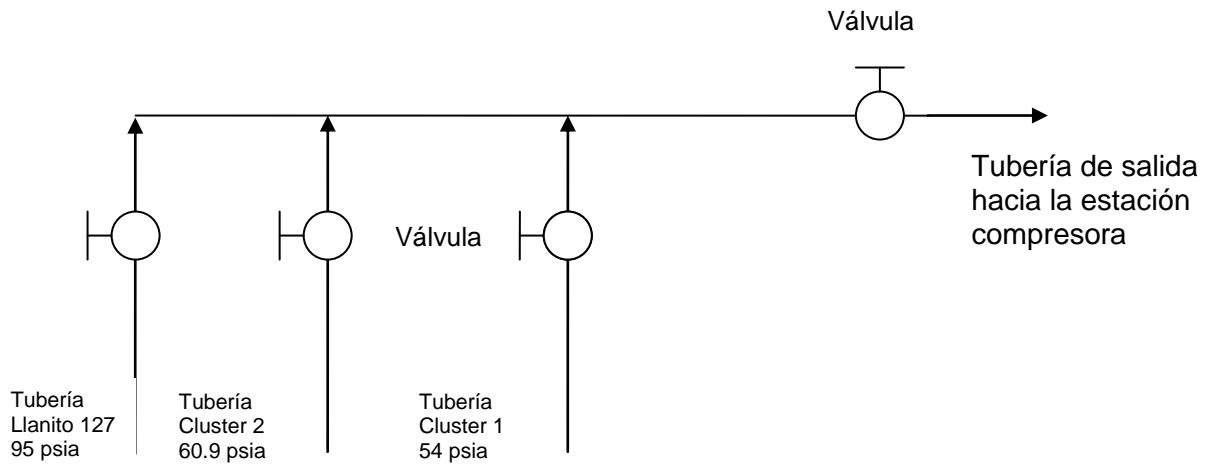
2.4. DISEÑO DEL COLECTOR

El colector recibe los flujos de los Cluster 1 y 2 y del pozo 127. Para el pozo 127 se debe regular la presión ya que está llega muy alta (95 psia) al colector (Ver Tabla 42).

Tabla 42. Presión del flujo del pozo 127 al llegar al colector.

LLANITO 127 - COLECTOR			
Presión P2 (psia)			
Diametro	Panhandle B	Oliphant	AGA
1 1/2"	91,8	82	84,5
2"	97,5	95	95,8

Figura 29. Colector Final



2.5 DISEÑO DE LA TUBERÍA DE SALIDA DEL COLECTOR HASTA LA PLANTA COMPRESORA.

El diseño de esta tubería se realiza aplicando las ecuaciones de flujo y teniendo en cuenta la siguiente información.

Figura 30. Tubería Colector – Estación Compresora

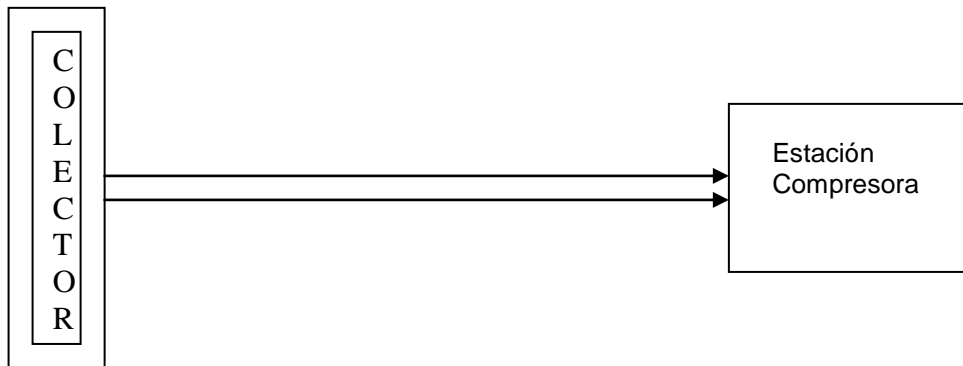


Tabla 43. Información para el cálculo de tubería colector- Estación compresora

COLECTOR - ESTACION COMPRESORA	
DATOS	
VALORES CONSTANTES	
Tb (R)	520
Pb (psia)	14,73
E	0,91
VARIABLES	
Q (PCD)	857921,723
P1 (psia)	54
P2 (psia)	49,65
S	0,6185564
Lm (millas)	0,48891277
Tavg (R)	558,67
Zavg	0,98973537

Aplicando las ecuaciones de flujo se obtiene el diámetro, espesor y presión de llegada a la estación compresora (ver tablas 44, 45 y 46).

Tabla 44. Diámetro tubería Colector – Estación compresora

COLECTOR - COMPRESORA		
Diámetros d (in)		
Panhandle B	Oliphant	AGA
3,30239431	3,054	2,91

Tabla 45. Espesor requerido tubería Colector – Estación Compresora

COLECTOR - COMPRESORA	
Espesor de la Tubería (4")	
(Pdis*Do)	233,349421
(2*S*F*L*J*T)	57600
(Pdis*Do)/(2*S*F*L*J*T)	0,00405121

Tabla 46. Presión de llegada a la Estación Compresora

COLECTOR - COMPRESORA			
Presión P2 (psia)			
Diametro	Panhandle B	Oliphant	AGA
4"	52,43	50,5	51,6

Para esta tubería se requiere un diámetro de 4", un espesor inferior al de la tubería comercial y se llega con una presión de 50,5 psia a la Estación Compresora.

3. RELACIÓN COSTO/BENEFICIO

Para calcular la relación costo/beneficio de este proyecto, se determinan primero los costos en los que se incurre en cada etapa del proyecto, estos costos son:

1. Diseño del proyecto.
2. Ejecución del proyecto.

3.1 COSTOS DE DISEÑO

Estos son los costos de realizar este estudio, que fueron estimados en el plan de proyecto como se muestran a continuación.

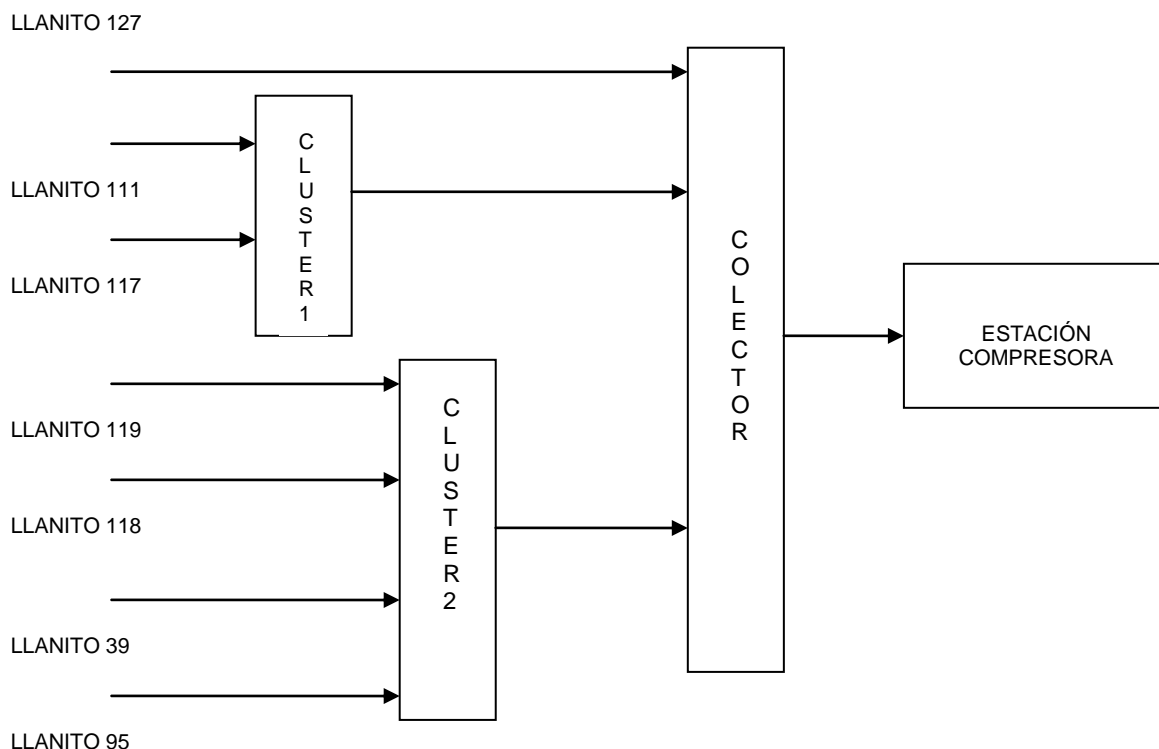
Tabla 47. Costos de Diseño

ACTIVIDADES	COSTO (Pesos)	
	VALOR U	VALOR T
Salario director	3.000.000	18.500.000
Salario personal	2.500.000	
Recopilación de información básica :	1.500.000	
Recopilación de información específica:	2.000.000	
Diseño de la Red de Gasoductos	5.000.000	
Simulación del diseño	3.000.000	
Análisis económico del proyecto (relación costo / beneficio)	1.000.000	
Elaboración documento de entrega	300.000	
Sustentación.	200.000	

3.2 COSTOS DE EJECUCIÓN

Estos incluyen los costos de construcción de cada una de las líneas y puntos de recolección del gas que conforman la red piloto diseñada. Estos costos se han calculado conociendo las características físicas de la Red diseñada la cual se muestra en la figura siguiente.

Figura 31. Esquema de la red Piloto



3.2.1. Costos de la sección 1

La sección 1 está comprendida por las dos redes de tubería que van desde los pozos llanito 111 y 117 hasta el cluster 1 y por el cluster 1. Para esta y todas las demás secciones se calculan los costos de materiales y los de mano de obra o instalación como se observan en las tablas 48, 49 y 50.

Tabla 48. Costos del tramo llanito 111 – cluster 1

TRAMO LLANITO 111 - CLUSTER 1			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	110	4563,67	502003,7
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codos 90	3	3415	10245
Válvulas	2	466317	932634
Valor Total Materiales			1444882,7
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	110	55000	6050000
Valor Total Construcción			7494882,7

Tabla 49. Costos del Tramo llanito 117 – Cluster 1

TRAMO LLANITO 117 - CLUSTER 1			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	50	4563,67	228183,5
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codos 90	1	3415	3415
Válvulas	2	466317	932634
Valor Total Materiales			1164232,5
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	50	55000	2750000
Valor Total Construcción			3914232,5

Tabla 50. Costo del Cluster 1 y costo total de la sección 1

CLUSTER 1			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	8	4563,67	36509,36
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codos 90	4	3415	13660
Válvulas	3	466317	1398951
Valor Total Materiales			1449120,36
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	8	55000	440000
Valor Total Construcción			1889120,36
VALOR TOTAL SECCIÓN 1			13298235,6

3.2.2 Costos de la sección 2

La sección 2 está conformada por las tuberías que van desde los pozos llanito 39, 95, 118 y 119 hasta el cluster 2 y por el cluster 2. Para esta sección se calcularon los costos de igual forma que para la sección 1 y el diámetro de las tuberías es de 2". Los costos se observan en las siguientes tablas.

Tabla 51. Costos del tramo llanito 39 – cluster 2.

TRAMO LLANITO 39 - CLUSTER 2			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	20	4563,67	91273,4
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codo 90	1	3415	3415
Válvulas	2	466317	932634
Valor Total Materiales			1027322,4
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	20	55000	1100000
Valor Total Construcción			2127322,4

Tabla 52. Costos del tramo Llanito 95 – cluster 2.

TRAMO LLANITO 95 - CLUSTER 2			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	50	4563,67	228183,5
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codo 90	1	3415	3415
Codo 130	1	3251	3251
Válvulas	2	466317	932634
Valor Total Materiales			1167483,5
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	50	55000	2750000
Valor Total Construcción			3917483,5

Tabla 53. Costos del tramo Llanito 118 – cluster 2.

TRAMO LLANITO 118 - CLUSTER 2			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	320	4563,67	1460374,4

Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codo 90	1	3415	3415
Codo 140	1	3251	3251
Codo 150	1	3251	3251
Válvulas	2	466317	932634
Valor Total Materiales			2402925,4

MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	320	55000	17600000

Valor Total Construcción	20002925,4
--------------------------	------------

Tabla 54. Costos del tramo Llanito 119 – Cluster 2.

TRAMO LLANITO 119 - CLUSTER 2			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	35	4563,67	159728,45

Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codo 90	1	3415	3415
Codo 120	1	3251	3251
Válvulas	2	466317	932634
Valor Total Materiales			1099028,45

MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	35	55000	1925000

Valor Total Construcción	3024028,45
--------------------------	------------

Tabla 55. Costos del cluster 2 y costo total de la sección 2

CLUSTER 2			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	16	4563,67	73018,72
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codos 90	8	3415	27320
Válvulas	5	466317	2331585
Valor Total Materiales			2431923,72
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	16	55000	880000
Valor Total Construcción			3311923,72
VALOR TOTAL SECCION 2			32383683,5

3.2.3 Costos de la sección 3

La sección 3 está conformada por las tuberías que van desde los cluster 1 y 2 y el pozo 127 hasta el colector e incluye además el costo del colector.

Tabla 56. Costos del tramo cluster 1 – colector.

TRAMO CLUSTER 1 - COLECTOR			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	485	4563,67	2213379,95
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codo 90	2	3415	6830
Codo 110	1	3415	3415
Codo 130	1	3251	3251
Codo 150	1	3251	3251
Válvulas	2	466317	932634
Valor Total Materiales			3162760,95
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	485	55000	26675000
Valor Total Construcción			29837761

Tabla 57. Costos del tramo cluster 2 – colector.

TRAMO CLUSTER 2 - COLECTOR			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	235	4563,67	1072462,45
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codo 90	1	3415	3415
Codo 110	1	3415	3415
Válvulas	2	466317	932634
Valor Total Materiales			2011926,45
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	235	55000	12925000
Valor Total Construcción			14936926,5

Tabla 58. Costos del tramo Llanito 127 – Colector.

TRAMO LLANITO 127 - COLECTOR			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	590	4563,67	2692565,3
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codo 90	5	3415	17075
Codo 110	1	3415	3415
Codo 140	1	3251	3251
Codo 150	1	3251	3251
Válvulas	2	466317	932634
Valor Total Materiales			3652191,3
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	590	55000	32450000
Valor Total Construcción			36102191,3

Tabla 59. Costos del colector y costo total de la sección 3.

COLECTOR			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 2"	12	4563,67	54764,04
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codos 90	6	3415	20490
Válvulas	4	466317	1865268
Valor Total Materiales			1940522,04
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	12	55000	660000
Valor Total Construcción			2600522,04
VALOR TOTAL SECCIÓN 3			83477400,7

3.2.4 Costo del tramo colector – estación compresora

Los valores de los costos de este tramo se incrementan un poco debido a que corresponde a una tubería de 4" y de mayor longitud como se observa en la tabla 60.

Tabla 60. Costos del tramo colector – estación compresora.

TRAMO COLECTOR - COMPRESORA			
MATERIALES			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor total
Tubería 4"	785	10055,51	7893575,35
Descripción	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Codo 130	2	19915	39830
Codo 150	1	19915	19915
Codo 170	1	19915	19915
Válvulas	2	985259	1970518
Valor Total Materiales			9943753,35
MANO DE OBRA			
Descripción	Longitud (m)	Valor Unitario	Valor Total
Instalación	785	100000	78500000
Valor Total Construcción			88443753,4

3.2.5. Costo total del proyecto

El costo total del proyecto incluye, el costo del diseño, el costo de la construcción de las secciones 1, 2 y 3 y el costo del tramo final que lleva el gas del colector hasta la estación compresora.

Tabla 61. Costo Total del Proyecto.

COSTO TOTAL DEL PROYECTO	
COSTO TOTAL DEL DISEÑO	18500000
COSTO TOTAL SECCION 1	13298235,6
COSTO TOTAL SECCION 2	32383683,5
COSTO TOTAL SECCIÓN 3	83477400,7
COSTO TOTAL COLECTOR-COMPRESORA	88443753,4
COSTO TOTAL DEL PROYECTO	236103073

Como se observa el costo total del proyecto es de **\$236`103.073**.

3.3 BENEFICIOS DEL PROYECTO

Los beneficios que recibirá la empresa por el desarrollo del proyecto son muy superiores a los costos en los que incurrirá. Estos beneficios se pueden clasificar en: económicos, medio ambiente, seguridad y de desarrollo.

3.3.1 Beneficios económicos

Los beneficios económicos del proyecto están representados en los ingresos que recibirá el campo Llanito-Gala por las ventas tanto del gas de anular como del incremento de crudo que se obtendrá en cada pozo. Para calcular estos ingresos se determinó que cada pozo tendrá un incremento de 10 barriles por día, lo que para los 7 pozos de la red implicaría un incremento de 2100 barriles/mes. Cada barril tiene un margen de utilidad de U\$40, con un precio del dólar actual de \$1837, se obtiene un costo por barril de \$73480. Además se tiene en cuenta una declinación del 1% mensual en la producción de crudo. Teniendo en cuenta estas variables se obtienen los ingresos anuales acumulados por la venta del crudo que se muestran en la tabla 62.

Para el gas natural se cuenta con un margen de utilidad de U\$3/KPC para una producción de 857.9217231 (KPCD) y 25737.6517 (KPC/MES), con una declinación del 1% mensual, se obtienen los ingresos totales acumulados en el primer año (ver tabla 63).

Los ingresos Totales acumulados para el primer año, obtenidos de la venta del incremento del crudo y del gas de anular se observan en la tabla 64 y superan a los costos incurridos en el proyecto. Con solo el primer mes de operación de la red de gases de anular se cubre la inversión realizada en el proyecto. En el primer año los ingresos debidos al proyecto son de \$3364`691.556.

Tabla 62. Ingresos Acumulados durante el primer año por la venta de Crudo.

INGRESOS POR CRUDO						
MES	CANTIDAD DE BARRILES/MES			PRECIO DEL BARRIL	INGRESOS POR MES	INGRESOS ACUMULADOS
1	2100		2100	73480	154308000	154308000
2	2100	0,99	2079	73480	152764920	307072920
3	2079	0,99	2058,21	73480	151237271	458310190,8
4	2058,21	0,99	2037,6279	73480	149724898	608035088,9
5	2037,6279	0,99	2017,25162	73480	148227649	756262738
6	2017,25162	0,99	1997,0791	73480	146745373	903008110,6
7	1997,0791	0,99	1977,10831	73480	145277919	1048286030
8	1977,10831	0,99	1957,33723	73480	143825140	1192111169
9	1957,33723	0,99	1937,76386	73480	142386888	1334498058
10	1937,76386	0,99	1918,38622	73480	140963019	1475461077
11	1918,38622	0,99	1899,20236	73480	139553389	1615014466
12	1899,20236	0,99	1880,21033	73480	138157855	1753172322

Tabla 63. Ingresos acumulados durante el primer año por la venta de gas de anular.

INGRESOS POR GAS						
MES	CANTIDAD DE (KPC) POR MES			PRECIO DEL (KPC)	INGRESOS POR MES	INGRESOS ACUMULADOS
1	25737,6517		25737,6517	5511	141840198	141840198,5
2	25737,6517	0,99	25480,2752	5511	140421796	282261994,9
3	25480,2752	0,99	25225,4724	5511	139017579	421279573,5
4	25225,4724	0,99	24973,2177	5511	137627403	558906976,2
5	24973,2177	0,99	24723,4855	5511	136251129	695158104,9
6	24723,4855	0,99	24476,2507	5511	134888617	830046722,3
7	24476,2507	0,99	24231,4882	5511	133539731	963586453,5
8	24231,4882	0,99	23989,1733	5511	132204334	1095790787
9	23989,1733	0,99	23749,2815	5511	130882291	1226673078
10	23749,2815	0,99	23511,7887	5511	129573468	1356246546
11	23511,7887	0,99	23276,6708	5511	128277733	1484524279
12	23276,6708	0,99	23043,9041	5511	126994956	1611519234

Tabla 64. Ingresos Totales acumulados en el primer año.

MES	INGRESOS TOTALES
1	296148198
2	589334915
3	879589764
4	1166942065
5	1451420843
6	1733054833
7	2011872483
8	2287901957
9	2561171136
10	2831707623
11	3099538745
12	3364691556

3.3.2 Beneficios al medio ambiente.

Con este proyecto se elimina la posibilidad de tener que liberar el gas hacia la atmosfera lo que ocasiona gran contaminación al medio ambiente.

3.3.3. Beneficios a la seguridad

La eliminación de atmósferas saturadas de gas reduce el riesgo de explosiones generadas por chispas o calor en el momento en que operarios realicen una labor en cualquier pozo.

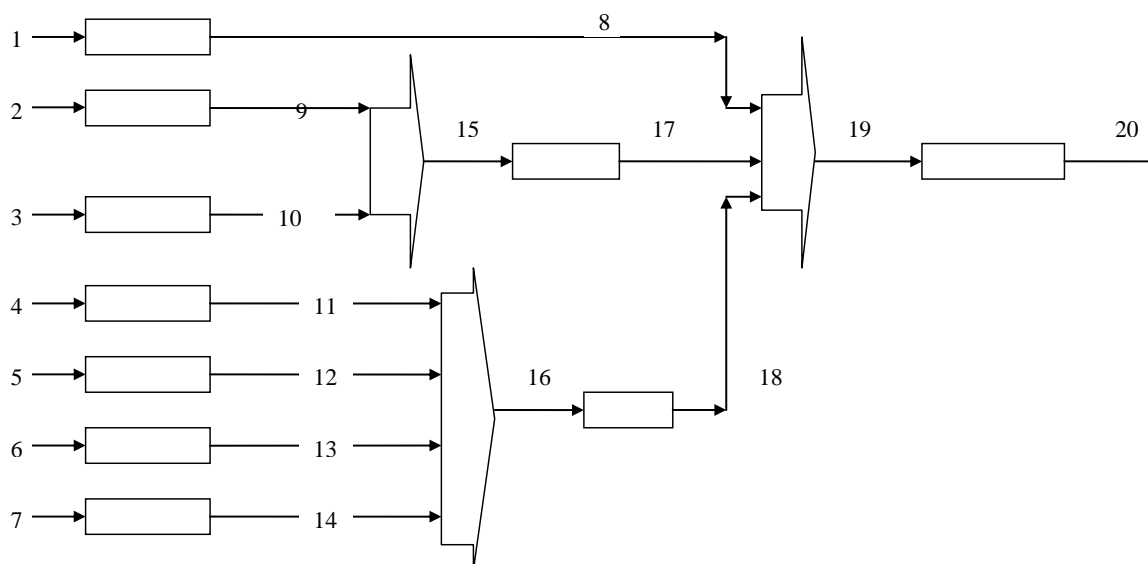
3.3.4 Beneficios de desarrollo

Este proyecto genera la posibilidad para ECOPETROL de Impulsar otros proyectos, como la ampliación de la refinería de Barrancabermeja, ya que tanto el crudo como el gas serán vendidos a la Refinería para que esta cubra sus necesidades futuras de Hidrocarburos.

4. SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE GAS

El proceso de simulación de la red piloto de recolección de gas que se ha diseñado, permite ajustar el diseño realizado y optimizar aun más el funcionamiento de la red, para esto se utiliza el software HYSYS en el cual se hace el modelo de la red y se analizan los valores de presiones, temperaturas y diámetros, comparados con los obtenidos en el diseño anterior.

Figura 32. Esquema del sistema de recolección utilizado en el proceso de simulación.



En este esquema los números de 1 a 7 corresponden a los 7 pozos organizados de la siguiente forma 127, 111, 117, 119, 118, 39 y 95 respectivamente. Como se observa el cluster 1 está conformado por los pozos Llanito 111 y 117 y el cluster 2 por los pozos Llanito 119, 118, 39 y 95. El colector final recibe los flujos de los cluster 1 y 2 y del pozo Llanito 127. Con el esquema anterior y los valores de las variables presión, temperatura, composición, etc. utilizados en el diseño, se realizó la simulación de la red y los resultados obtenidos se observan en la tabla siguiente para cada uno de los 20 puntos mostrados en el esquema de la figura 32.

Tabla 65. Resultados obtenidos de la simulación en HYSYS

PUNTO 1		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
90	99,65	33,59
PUNTO 2		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
90	54,65	2,562
PUNTO 3		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
90	54,65	7,7
PUNTO 4		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
90	67,65	7,992
PUNTO 5		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
90	70,65	27,98
PUNTO 6		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
90	71,65	10,93
PUNTO 7		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
90	75,65	4,663
PUNTO 8		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
88	69,6	33,59
PUNTO 9		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
94,36	54,6	2,562
PUNTO 10		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
91,46	54,6	7,7

PUNTO 11		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
91,04	67,59	7,992
PUNTO 12		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
92,13	67,95	27,98
PUNTO 13		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
90,47	71,61	10,93
PUNTO 14		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
92,17	75,61	4,663
PUNTO 15		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
92,21	54,6	10,26
PUNTO 16		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
91,46	67,59	51,57
PUNTO 17		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
94,69	53,82	10,26
PUNTO 18		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
91,91	61,2	51,57
PUNTO 19		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
90,26	53,82	95,42
PUNTO 20		
T (F)	P (Psia)	Flujo Molar (lbmol/hr)
92,08	51,01	95,42

Como se puede observar con la simulación se obtienen los mismos resultados del diseño realizado con las ecuaciones de flujo. La simulación está adjunta a este documento en un CD.

5. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES

5.1 RECOMENDACIONES

1. Los diámetros de tubería hacen referencia a diámetros nominales y sus diámetros externos e internos corresponden a aquellos indicados en los códigos ASME B36.10 para tuberías de acero carbono y ASME B36.19 para tuberías de acero inoxidable.
2. La preparación de los extremos de la tubería para soldar a tope, debe ser conforme al ASME B16.25.
3. La tubería de acero al carbono debe ser del tipo sin costura.
4. Las bridas ASME Rating 150 a 1500 de tamaño hasta 24", deben cumplir con el código ASME B16.5.
5. Las bridas "welding neck" deben ser usadas adyacentes a accesorios "butt-weld". Las bridas "socket weld" deben ser usadas adyacentes a accesorios "socket weld".
6. Las bridas deben ser de cuello soldable "welding neck" forjadas, sin embargo, se aceptan bridas de cuello deslizante "slip-on" forjadas y bridas de cuello largo "Long welding neck" forjadas o fundidas centrífugamente.
7. Las bridas "slip-on" se pueden usar sólo cuando las siguientes condiciones se cumplan: material acero al carbono, ASME Rating 150, corrosión permisible debe ser menor de 1/8", temperatura de diseño máxima 700°F (370°C), servicio no cíclico y servicio no erosivo
8. Todas las bridas deben ser identificadas y marcadas de acuerdo con el código MSS SP-25. Las bridas deben tener un sólo material de identificación de acuerdo con el ASTM aplicable (ejemplo: 304L, 316L) y no una marcación dual (ejemplo: F304 / 304L ó F316 / 316L).
9. Los empaques espiro-metálicos y los empaques corrugados doblemente enchaquetados deben cumplir con el ASME B16.20. Los empaques no metálicos deben cumplir con el ASME B16.21.
10. Los empaques deben ser dimensionalmente adaptables para ser usados de acuerdo con el rating de presión para las bridas ASME B16.5 y ASME B16.47, según corresponda. La temperatura de diseño de los empaques debe ser la misma temperatura de diseño de las bridas.

11. Los accesorios de soldadura a tope deben cumplir con el código ASME B16.9.
12. La preparación de los extremos para ser soldados a tope debe cumplir con el código ASME B16.25.
13. Todos los accesorios deben ser marcados de acuerdo con la norma MSS SP-25.
14. Las uniones roscadas deben cumplir con el código ASME B1.20.1.
15. Los accesorios forjados, de cuello para enchufar y soldar "socket Weld" y roscados deben cumplir con el código ASME B16.11.
16. Los accesorios socket Weld se permiten para tubería con un diámetro menor o igual a 2". Para diámetros mayores a 2" los accesorios deben ser soldados a tope con bisel.
17. Las derivaciones, tees y olets (weldolets, sockolets forjados, etc.), son accesorios aceptables y su uso dependerá de lo indicado en la tabla de derivaciones (Branch Connections) de la respectiva clase de tubería o de la aprobación de ECOPETROL S.A.
18. Los codos deben ser de radio largo a menos que se especifique algo diferente. Codos de radio corto pueden ser usados solamente si el espacio disponible no permite el uso de codos de radio largo.

5.2 CONCLUSIONES

1. Este proyecto genera grandes beneficios de tipo económico, ambiental, de seguridad y desarrollo para Ecopetrol S.A. por lo cual está completamente justificada su ejecución.
2. Se debe tener cuidado con las presiones de las tuberías, en especial en los cluster y colectores, para evitar contrapresiones en las líneas.
3. Como las condiciones de funcionamiento de la red son a baja presión los factores de compresibilidad de los fluidos tienden a estar muy cerca de la unidad.
4. Por seguridad de la tubería se recomienda trabajar con tubería mínimo de 2", aunque los diámetros requeridos sean menores. Trabajar con

diámetros mayores a los requeridos permite reducir la caída de presión y así poder asegurar que la presión del fluido sea suficiente para llevarlo hasta la estación compresora.

5. La simulación de la red permite hacerle ajustes, corregir errores de diseño y optimizar los parámetros de funcionamiento.

BIBLIOGRAFIA

1. GPSA, Fluid Flow and Piping. Section 17, Págs. 1- 27, 2.004.
2. GPSA, Physical Properties. Sección 23, Págs. 27-33, 2.004.
3. PEREZ ANGULO, Julio Cesar. Propiedades Fisicoquímicas y termodinámicas del Gas Natural. UIS. Bucaramanga. Octubre 2.007.
4. RUIZ RODRIGUEZ, Álvaro. Diseño, Construcción de Gasoductos y redes de Distribución – Diseño, Operación y mantenimiento de gasoductos. UIS. Bucaramanga. Septiembre 2.009.
5. DELVASTO, Gustavo Adolfo. Diseño, Construcción de Gasoductos y redes de Distribución – Diseño, Operación y mantenimiento de redes de distribución de Gas. UIS. Bucaramanga. Enero 2.010.
6. MARTÍNEZ, Marcias. Cálculo de tuberías y redes de Gas. Maracaibo – Venezuela.
7. ASANTE, Ben. Gas Pipeline Design and Distribution Networks. The University of Calgary. Alberta – Canadá. April 13 – 1998.
8. PEÑA VELASQUEZ, Hermes. Diseño y operación de unidades de tratamiento y procesamiento de Gas – Diseño asistido por computador. UIS. Bucaramanga. Agosto de 2.008.
9. ICONTEC, Instituto de Normas Técnicas Colombianas.
10. CAMARGO, Faustino. Diseño, Construcción de Gasoductos y redes de Distribución – Diseño, Operación y mantenimiento de gasoductos. UIS 2.009.
11. CRANE. Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías. McGraw – Hill. México.