

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO



“DISEÑO Y EVALUACIÓN DE UN SISTEMA INTEGRAL DE MANEJO DE GAS DEL YACIMIENTO AL USUARIO FINAL”

TUTOR ACADÉMICO: Ing. Edgar Parra Perozo

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de
Venezuela para optar al Título
de Ingeniero de Petróleo
Por Br. Romero P. Carlos.

Caracas, 2007

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO



**“DISEÑO Y EVALUACIÓN DE UN SISTEMA INTEGRAL DE MANEJO
DE GAS DEL YACIMIENTO AL USUARIO FINAL”**

TUTOR ACADÉMICO: Ing. Edgar Parra Perozo

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de
Venezuela para optar al Título
de Ingeniero de Petróleo
Por Br. Romero P. Carlos

Caracas, 2007

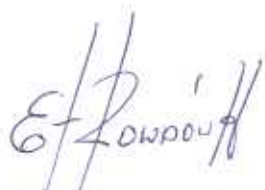
Caracas, Febrero de 2007

CONSTANCIA DE APROBACIÓN

Los abajo firmantes, miembros del jurado designados por el Consejo de Escuela de Ingeniería de Petróleo, Para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Carlos Romero P., titulado:

“DISEÑO Y EVALUACIÓN DE UN SISTEMA INTEGRAL DE MANEJO DE GAS DEL YACIMIENTO AL USUARIO FINAL”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudio conducente al Título de Ingeniero de Petróleo, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO



Prof. Enrique Rondón

Jurado



Prof. Sandro Gasbarri

Jurado



Prof. Edgar Parra

Jurado

DEDICATORIA

A Dios... Señor porque solo tú sabes cuanto he tenido que luchar para superar los obstáculos que se me han presentado en la vida. A ti te debo todo lo que soy, contigo siempre sin ti nada.

“El espíritu de DIOS esta delante de mi, haciendo fácil, seguro y triunfante mi camino estoy con toda fé y confianza porque estoy protegido por la divina presencia gracias PADRE que me has oído y gracias por esta nueva vida que me has dado”.

AGRADECIMIENTOS

- A Dios que es mi guía y fortaleza, gracias por darme la oportunidad de seguir viviendo. Día a día me esforzare para ser digno de esta oportunidad que hace años me distes. Gracias
- A la Universidad Central de Venezuela. por permitirme el orgullo de ser UCEVISTA. Muchas gracias a todos mis profesores y compañeros.
- A mi tutor académico Edgar Parra por su paciencia e invaluable colaboración, de verdad muchísimas gracias y disculpe lo malo.
- A despacho central PDVSA GAS la Campiña, especialmente Lic. Daisi Márquez, Ing Vladimir. y PDVSA GAS La Urbina gracias por su colaboración.
- A mis buenos amigos Ing Edwin Reyes y Jesús. Gracias fue un arduo trabajo.
- A mis padres Miriam Pérez y Carlos Romero. Por darme la vida y siempre estar brindándome su apoyo y confianza en todos los momentos que los he necesitado dios me los cuide y les de larga vida y salud.
- A mi abuela querida Hilda Velásquez. Que siempre se ha preocupado por mi y siempre me dio buenos consejos te quiero mucho mami.
- A mi bella esposa, Yuliani Martínez que siempre ha estado a mi lado apoyándome y ayudándome incondicionalmente, eres pieza fundamental de este logro, sin ti no habría sido posible gracias mi amor. TE AMO.
- A mi hijo Jean Carlos José que es lo más bello que me dio la vida, gracias por darme los días más felices y hermosos de mí vida. TE AMO.
- A mis hermanos Yeni, Omar, Claudia, Mónica, mis bellas sobrinitas Juliet y Yanesca mis angelitos.
- A mi compadre Alex Sierra que siempre ha estado hombro a hombro en la lucha.
- A mi amiga Julia Acosta que de una u otra manera colaboró en los momentos importantes que la necesité gracias suegra.
- A mis amigos Ing. Helder Cedeño, Ing Víctor Piccas e Ing Abel Dos Ramos futuros colegas gracias por su colaboración.
- A mi mismo por la perseverancia y determinación. De aquí en adelante lo que dios quiera.

Romero P., Carlos.

**“DISEÑO Y EVALUACIÓN DE UN SISTEMA INTEGRAL DE MANEJO
DE GAS YACIMIENTO A USUARIO FINAL”**

Tutor Académico: Ing. Edgar Parra. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de Petróleo. Año 2007, 212 p.

Palabras Claves: Metano, Flujo de Gases, Sistemas de Distribución, Nodos y Gasoductos.

Resumen. Debido a los altos costos que representan el diseño y ejecución de un proyecto de un sistema de distribución y entrega de gas metano, se hace necesaria la utilización de herramientas que permitan la simulación desde el punto de vista virtual. De esta forma, evaluar variables como: presión y flujo de gas a la entrega de cada cliente, antes de realizar gastos en equipos y personal que se pudieran estar subestimando o sobreestimando, y que esto pudiera traer como consecuencia riesgos que acarrearán pérdidas económicas y/o pérdidas humanas. En base a ello, este trabajo estuvo orientado al diseño y evaluación de un algoritmo que permita simular un sistema de distribución de gas en condiciones de estado estable. En el diseño del algoritmo se utilizó la ecuación de Weymouth para modelar el flujo en la tubería, que en este sistema se considera el flujo de gas pobre (metano) ya que muchos gases contienen entre 90% y 95% de este gas. El modelo consta de dos elementos básicos Nodos y Elementos Conectados a Nodos (ECN), los que se relacionaron mediante la ecuación de continuidad. Cada nodo representa el punto donde una tubería termina donde dos o más elementos del sistema de distribución se unen o como los puntos donde se inyecta gas al sistema o por el contrario punto, donde se entrega gas al cliente, ya sean de índole industrial, comercial o doméstico.

Para relacionar tanto los nodos como elementos conectados, se empleó la ecuación de continuidad en cada nodo. Esto generó un sistema de ecuaciones no lineales, que se resolvió por el método iterativo de Newton Raphson.

Finamente, como resultado este trabajo dispone de una herramienta aplicable para la solución a problemas de la industria del gas, además de todo un horizonte de aspectos a investigar que contribuyan con el desarrollo de un simulador, donde se considere la mayor cantidad de parámetros en el flujo de gas por tuberías.

INDICE GENERAL

	Pág.
INTRODUCCIÓN	1
CAPITULO I	3
I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
I.1 Definición del Problema.....	3
I.2 Justificación de la Investigación.....	5
I.3 Formulación del Problema.....	6
I.4 Objetivos.....	6
I.4.1 Objetivo General.....	6
I.4.2 Objetivos Específicos.....	6
CAPÍTULO II	8
2 MARCO TEÓRICO	8
2.1 Industria del Gas en Venezuela.....	8
2.2 Clasificación de los Yacimientos de Gas.....	12
2.2.1 Yacimientos de Gas Seco.....	13
2.2.2 Yacimientos de Gas Húmedo.....	14
2.2.3 Yacimiento de Gas Condensado	14
2.3 Recursos de Gas Natural.....	16
2.4 Ventajas y Usos del Gas Natural.....	19
2.5 Tipos de Consumidores de Gas Natural.....	20
2.6 Propiedades de los Gases Naturales.....	22
2.6.1 Poder Calorífico del Gas.....	23
2.6.2 Propiedades Físicas de los Gases Naturales.....	23
2.6.3 Peso Molecular Aparente de una Mezcla de Gases.....	24
2.6.4 Densidad de un gas Ideal.....	25
2.6.5 Gravedad Específica de un Gas.....	26
2.6.6 Calor Específico y Constante Isentrópica.....	28
2.6.7 Viscosidad de un Gas Natural.....	29
2.6.7.1 Determinación de la Viscosidad de un Gas Natural.....	33
2.6.8. Factor de Compresibilidad de un Gas Natural.....	35

2.6.8.1 Estimación del Factor de Compresibilidad de un Gas Natural.....	38
2.6.8.1.1 Método de Kay / Standing.....	38
2.6.8.1.2 Método de la Gravedad Específica.....	40
2.6.8.1.3 Método gráfico de Standing y Katz.....	42
2.6.8.1.4 Correlación de Wichert y Aziz.....	43
2.6.8.1.5 Ajustes de las curvas de Standing y Katz.....	46
2.6.8.1.5.1 Ajuste de Brill y Beggs.....	46
2.6.8.1.5.2 Correlaciones de Gopal.....	47
2.7 Manejo de Gas Natural.....	49
2.7.1 Gas en el Yacimiento.....	49
2.7.2 Flujo de Gas del Fondo del Pozo a la superficie.....	50
2.7.3 Recolección de Gas.....	50
2.7.4 Proceso de Separación.....	53
2.7.5 Proceso de Medición.....	54
2.7.6 Proceso de Tratamiento.....	54
2.7.7 Proceso de extracción de Líquidos.....	54
2.7.8 Transporte y Entrega de Gas.....	55
2.8 Fundamentos Termodinámicos que Gobiernan el Flujo en Sistemas de Transporte y Distribución de Gas Natural.....	57
2.8.1 Sistemas Cerrados y Abiertos.....	58
2.8.2 Ley Cero de la Termodinámica.....	60
2.8.3 Primera ley de la Termodinámica.....	61
2.8.4 Entalpía.....	65
2.8.5 Segunda ley de la termodinámica.....	67
2.8.6 Entropía.....	69
2.8.7 Relaciones <i>Tds</i>	73
2.9 Características del flujo.....	75
2.10 Número de Reynolds.....	75
2.11 Rugosidad de Tuberías.....	78
2.12 Factor de Fricción.....	79

2.13 Flujo Laminar	82
2.14 Flujo Turbulento.....	84
2.15 Flujo de Gas en Tuberías Estado Estable (Estado Continuo).....	86
2.16 Ecuación de Weymouth.....	100
2.16.1 Deducción de la Ecuación de Weymouth.....	100
2.17 Ecuación de Panhandle A.....	109
2.18 Ecuación de Panhandle B.....	111
2.19. Presión promedio en tuberías de gas.....	112
2.19 Temperatura Promedio.....	115
2.20 Eficiencia en Líneas de Tuberías.....	116
2.21 Equipos y Accesorios de los Sistemas de Transmisión y Distribución del Gas Natural.....	117
2.21.1 Sistemas de Transmisión de Gas.....	117
2.21.2 Estaciones de sistemas de transmisión de Gas.....	117
2.21.3 Estación de Inicio	117
2.21.4 Estaciones Intermedias.....	117
2.21.5 Estaciones de Interconexión	118
2.21.6 Estaciones Terminales.....	118
2.21.7 Estaciones de Regulación Primaria (ERP).....	118
2.21.8 Sistemas de Distribución de Gas.....	119
2.21.9 Estaciones de un Sistema de Distribución de gas.....	119
2.21.10 Estaciones de Medición para Clientes Industriales.....	120
2.22 Modelo de Sistema de Distribución.....	120
2.22.1 Procedimiento para la Construcción y Afinamiento de un Modelo de Sistema de Distribución de Gas.....	121
2.22.2 Construcción de un Modelo de Sistema de Recolección.....	123
CAPITULO III.....	125
3 MARCO METODOLÒGICO.....	125
3.1 Tipo de Investigación.....	125
3.2 Nivel de la Investigación.....	125

3.3 Metodología Desarrollada.....	125
3.3.1 Revisión Bibliográfica.....	126
3.3.2 Análisis de software.....	126
3.3.3 Desarrollo del Modelo (S.I.M.G).....	127
3.3.3.1 Algoritmo de solución (S.I.M.G).....	130
3.3.3.2 Convergencia de la Simulación (S.I.M.G).....	134
3.3.3.3 Aplicaciones del simulador S.I.M.G.....	135
3.3.3.4 Beneficios que Proporciona el Simulador S.I.M.G.....	135
3.3.3.5 Elementos de la Simulación.....	135
3.3.3.6 Soluciones Técnicas.....	136
3.3.4 Realización de un cálculo tipo.....	137
3.3.5 Desarrollo del programa “S.I.M.G”.....	150
3.3.5.1 Bases del Programa “S.I.M.G”.....	151
3.3.5.2 Ventana de Variables Iniciales.....	152
3.3.5.3 Ventana de Elementos.....	153
3.3.5.4 Ventana de Nodos.....	154
3.3.5.5 Ventana de Mantenimiento de Conexiones.....	156
3.3.5.6 Visualización de Incógnitas.....	157
3.3.5.7 Visualización Literal de Funciones.....	159
3.3.5.8 Visualización de Funciones.....	161
3.3.5.9 Visualización de las Derivadas.....	162
3.3.5.10 Solución del Sistema Lineal.....	163
3.3.6 Evaluación del Simulador S.I.M.G.....	166
CAPITULO IV.....	167
4 ANÁLISIS Y RESULTADO.....	167
4.1 Datos de la Red de Distribución I.....	167
4.2 Evaluación N° 1.....	169
4.3 Evaluación N° 2.....	170
4.4 Resultados de la evaluación N° 1, red de distribución I.....	172
4.5 Resultados de la evaluación N° 2, red de distribución I.....	174

CONCLUSIONES.....	175
RECOMENDACIONES.....	176
APÉNDICE.....	177
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	184
ANEXOS.....	187

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1: Expansión Sistemas de Transmisión...	9
Figura 2: Infraestructura del proyecto ICO.....	11
Figura 3: Producción de gas Oriente-Occidente.....	11
Figura 4: Diagrama de fase del gas seco con línea isotérmica, presión 1-2.....	14
Figura 5: Reservas probadas de gas a nivel mundial.....	17
Figura 6: Reservas Probadas	18
Figura 7: Reservas por Descubrir.....	18
Figura 8: Consumo de Gas por tipo de Comercio.....	21
Figura 9: Viscosidad como función de la presión reducida, temperatura reducida y gravedad específica.....	32
Figura 10: Presión y Temperatura pseudocríticas en Función de la Gravedad Específica.....	41
Figura 11: Factor de Compresibilidad para gases Naturales. (Standing y Katz)	45
Figura 12: Sistema de recolección axial.....	51
Figura 13: Sistema de recolección radial.....	51
Figura 14: Sistema de entrega al pozo central.....	52
Figura 15: Sistema de entrega línea truncal ⁹	52
Figura. 16: Esquema típico de producción y procesamiento del gas.....	56
Figura 17: Sistema, Alrededores y Frontera.....	58
Figura 18: Sistema Cerrado.....	59
Figura 19: Sistema Abierto.....	60
Figura 20: Fenómeno de Estrangulador.....	65
Figura 21: Irreversibilidad asociada a flujo de gas en tuberías.....	69
Figura 22: Ciclo compuesto por un proceso reversible y uno irreversible.....	71
Figura 23: Rugosidad relativa.....	78

Figura 24: Gráfico de Moody.....	79
Figura 25: Formación del flujo turbulento.....	86
Figura 26: Línea de tubería.....	87
Figura 27: Cambio de propiedades con la posición pero no con el tiempo.....	93
Figura 28: Determinación de presión promedio.....	112
Figura 29: Lazos y Ramales en Red de Distribución.....	127
Figura 30: Flujo de Gas entra o sale del Sistema de Distribución.....	128
Figura 31: Presiones de referencia para cada nodo.....	128
Figura 32: Gasoductos de diferentes diámetros conectados a nodo.....	129
Figura 33: Red de distribución y entrega de gas a clientes.....	130
Figura 34: Red de distribución cerrada o enlazada.....	131
Figura 35: Esquema de malla calculo tipo.....	137
Figura. 36: Ventana principal.....	152
Figura 37: Ventana de valores iniciales.....	153
Figura. 38: Ventana de elementos.....	154
Figura 39: Mantenimiento de nodos.....	155
Figura. 40: Listado general de nodos.....	156
Figura 41: Ventana de mantenimiento de conexiones.....	157
Figura 42: Visualización de incógnitas.....	158
Figura 43: Listado general de incógnitas.....	159
Figura 44: Visualización Literal de Funciones.....	160
Figura 45: Análisis de flujo.....	161
Figura 46: Visualización de funciones.....	162
Figura 47: Visualización de las derivadas.....	163
Figura 48: Gauss Jordan matriz inferior.....	164
Figura 49: Gauss Jordan matriz superior.....	165
Figura 50: Gauss Jordan matriz identidad.....	165
Figura 51: Esquema de Red de Distribución I.....	172
Figura 52: Propiedades físicas de los componentes puros de los gases naturales.....	187
Figura 53: Valores iniciales de las incógnitas.....	190

Figura 54: Calculo de presiones.....	190
Figura 55: Ecuación de continuidad en balance iteración 6.....	191
Figura 56: Constantes para todo el sistema.....	192
Figura 57: Valores iniciales de la presión y los flujos en los nodos.....	192
Figura 58: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 1-2.....	193
Figura 59: Valores de presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 1-2.....	193
Figura 60: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 1-8.....	194
Figura 61: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 1-8.....	194
Figura 62: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 2-3.....	195
Figura 63: Valores de presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 2-3.....	195
Figura 64: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 2-3.....	196
Figura 65: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 3-4.....	196
Figura 66: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 3-7.....	197
Figura 67: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 3-7.....	197
Figura 68: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 4-5.....	198
Figura 69: Valores de presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 4-5.....	198
Figura 70: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 6-5.....	199
Figura 71: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 6-5.....	199
Figura72: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 7-6.....	200
Figura 73: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 7-6.....	200
Figura 74: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 8-	

7.....	201
Figura 75: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 8-7.....	201
Figura 76: Ecuaciones de continuidad.....	202
Figura 77: Valor de las incógnitas en la iteración 8.....	202
Figura 78: Ecuación de continuidad en balance iteración 8.....	203
Figura 79: Diagrama de Flujo del método de Stoner.....	204
Figura 80: Datos de entrada (S.W.S).....	211
Figura 81: Esquema red de Distribución I.....	212

LISTA DE TABLAS

Pág.

Tabla N° 1: Composición % de Mezclas Provenientes de Yacimientos de Gas....	15
Tabla N° 2: Usos del Gas Metano.....	19
Tabla N° 3: Correlaciones de Gopal para la carta de Standing y Katz.....	48
TABLA N° 4: Tipos de Régimen de flujo según Número de Reynolds.....	77
Tabla N° 5 Eficiencia para algunos tipos de tubería.....	116
Tabla N° 6: Datos de entrada.....	138
Tabla N° 7: Tabla de incógnitas en los nodos.....	138
Tabla N° 8: Tabla de conexiones.....	139
Tabla N° 9: Datos de la línea y gas.....	139
Tabla N° 10: Presiones y temperaturas críticas y pseudosreducidas.....	140
Tabla N° 11: Variables de Brill y Beggs.....	142
Tabla N° 12: Flujos en cada línea de tubería.....	144
Tabla N° 13: Datos Generales de Entrada Red I.....	167
Tabla N° 14: Datos de Generales de Nodos Red I.....	168
Tabla N° 15: Datos Generales de Conexiones Unidades (SWS) Red I.....	168
Tabla N° 16: Datos de Conexiones en Unidades (S.I.M.G) Red I.....	169
Tabla N° 17: Requerimientos de Presiones y Flujo de Entrada a la Red N° 1...	170
Tabla N° 18: Requerimientos de Flujo en las Conexiones Evaluación N° 1.....	170
Tabla N° 19: Requerimientos de Flujos y Presión en la Entrada Red N° 1.....	171
Tabla N° 20: Requerimiento de Flujo en las Conexiones Evaluación N° 2.....	171
Tabla N° 21: Resultados de las Presiones Calculadas Red N° 1.....	172
Tabla 22: Resultados del Caudal Calculado Red N° 1.....	173
Tabla 23: Resultados del Caudal Calculado en las Conexiones Red I.....	173
Tabla 24: Resultados de los flujos calculados en la red N° 1.....	174
Tabla 25: Resultado de la presión en la entrada red N° 1.....	174
Tabla 26: Resultados del Caudal Calculado en las Conexiones Red I.....	174

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1: Expansión Sistemas de Transmisión...	9
Figura 2: Infraestructura del proyecto ICO.....	11
Figura 3: Producción de gas Oriente-Occidente.....	11
Figura 4: Diagrama de fase del gas seco con línea isotérmica, presión 1-2.....	14
Figura 5: Reservas probadas de gas a nivel mundial.....	17
Figura 6: Reservas Probadas	18
Figura 7: Reservas por Descubrir.....	18
Figura 8: Consumo de Gas por tipo de Comercio.....	21
Figura 9: Viscosidad como función de la presión reducida, temperatura reducida y gravedad específica.....	32
Figura 10: Presión y Temperatura pseudocríticas en Función de la Gravedad Específica.....	41
Figura 11: Factor de Compresibilidad para gases Naturales. (Standing y Katz)	45
Figura 12: Sistema de recolección axial.....	51
Figura 13: Sistema de recolección radial.....	51
Figura 14: Sistema de entrega al pozo central.....	52
Figura 15: Sistema de entrega línea truncal ⁹	52
Figura. 16: Esquema típico de producción y procesamiento del gas.....	56
Figura 17: Sistema, Alrededores y Frontera.....	58
Figura 18: Sistema Cerrado.....	59
Figura 19: Sistema Abierto.....	60
Figura 20: Fenómeno de Estrangulador.....	65
Figura 21: Irreversibilidad asociada a flujo de gas en tuberías.....	69
Figura 22: Ciclo compuesto por un proceso reversible y uno irreversible.....	71
Figura 23: Rugosidad relativa.....	78
Figura 24: Gráfico de Moody.....	79

Figura 25: Formación del flujo turbulento.....	86
Figura 26: Línea de tubería.....	87
Figura 27: Cambio de propiedades con la posición pero no con el tiempo.....	93
Figura 28: Determinación de presión promedio.....	112
Figura 29: Lazos y Ramales en Red de Distribución.....	127
Figura 30: Flujo de Gas entra o sale del Sistema de Distribución.....	128
Figura 31: Presiones de referencia para cada nodo.....	128
Figura 32: Gasoductos de diferentes diámetros conectados a nodo.....	129
Figura 33: Red de distribución y entrega de gas a clientes.....	130
Figura 34: Red de distribución cerrada o enlazada.....	131
Figura 35: Esquema de malla calculo tipo.....	137
Figura. 36: Ventana principal.....	152
Figura 37: Ventana de valores iniciales.....	152
Figura. 38: Ventana de elementos.....	153
Figura 39: Mantenimiento de nodos.....	155
Figura. 40: Listado general de nodos.....	156
Figura 41: Ventana de mantenimiento de conexiones.....	157
Figura 42: Visualización de incógnitas.....	158
Figura 43: Listado general de incógnitas.....	159
Figura 44: Visualización Literal de Funciones.....	160
Figura 45: Análisis de flujo.....	161
Figura 46: Visualización de funciones.....	162
Figura 47: Visualización de las derivadas.....	163
Figura 48: Gauss Jordan matriz inferior.....	164
Figura 49: Gauss Jordan matriz superior.....	165
Figura 50: Gauss Jordan matriz identidad.....	165
Figura 51: Esquema de Red de Distribución I.....	172
Figura 52: Propiedades físicas de los componentes puros de los gases naturales.....	187
Figura 53: Valores iniciales de las incógnitas.....	190

Figura 54: Calculo de presiones.....	190
Figura 55: Ecuación de continuidad en balance iteración 6.....	191
Figura 56: Constantes para todo el sistema.....	192
Figura 57: Valores iniciales de la presión y los flujos en los nodos.....	192
Figura 58: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 1-2.....	193
Figura 59: Valores de presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 1-2.....	193
Figura 60: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 1-8.....	194
Figura 61: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 1-8.....	194
Figura 62: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 2-3.....	195
Figura 63: Valores de presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 2-3.....	195
Figura 64: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 2-3.....	196
Figura 65: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 3-4.....	196
Figura 66: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 3-7.....	197
Figura 67: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 3-7.....	197
Figura 68: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 4-5.....	198
Figura 69: Valores de presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 4-5.....	198
Figura 70: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 6-5.....	199
Figura 71: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 6-5.....	199
Figura72: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 7-6.....	200

Figura 73: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 7-6.....	200
Figura 74: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 8-7.....	201
Figura 75: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 8-7.....	201
Figura 76: Ecuaciones de continuidad.....	202
Figura 77: Valor de las incógnitas en la iteración 8.....	202
Figura 78: Ecuación de continuidad en balance iteración 8.....	203
Figura 79: Diagrama de Flujo del método de Stoner.....	204
Figura 80: Datos de entrada (S.W.S).....	211
Figura 81: Esquema red de Distribución I.....	212

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla N° 1: Composición % de Mezclas Provenientes de Yacimientos de Gas....	15
Tabla N° 2: Usos del Gas Metano.....	19
Tabla N° 3: Correlaciones de Gopal para la carta de Standing y Katz.....	48
TABLA N° 4: Tipos de Régimen de flujo según Número de Reynolds.....	77
Tabla N° 5 Eficiencia para algunos tipos de tubería.....	116
Tabla N° 6: Datos de entrada.....	138
Tabla N° 7: Tabla de incógnitas en los nodos.....	138
Tabla N° 8: Tabla de conexiones.....	139
Tabla N° 9: Datos de la línea y gas.....	139
Tabla N° 10: Presiones y temperaturas críticas y pseudoreducidas.....	140
Tabla N° 11: Variables de Brill y Beggs.....	142
Tabla N° 12: Flujos en cada línea de tubería.....	144
Tabla N° 13: Datos Generales de Entrada Red I.....	167
Tabla N° 14: Datos Generales de Nodos Red I.....	168
Tabla N° 15: Datos Generales de Conexiones Unidades (SWS) Red I.....	168
Tabla N° 16: Datos de Conexiones en Unidades (S.I.M.G) Red I.....	169
Tabla N° 17: Requerimientos de Presiones y Flujo de Entrada a la Red N° 1...	170
Tabla N° 18: Requerimientos de Flujo en las Conexiones Evaluación N° 1.....	170
Tabla N° 19: Requerimientos de Flujos y Presión en la Entrada Red N° 1.....	171
Tabla N° 20: Requerimiento de Flujo en las Conexiones Evaluación N° 2.....	171
Tabla N° 21: Resultados de las Presiones Calculadas Red N° 1.....	172
Tabla 22: Resultados del Caudal Calculado Red N° 1.....	173
Tabla 23: Resultados del Caudal Calculado en las Conexiones Red I.....	173
Tabla 24: Resultados de los flujos calculados en la red N° 1.....	174
Tabla 25: Resultado de la presión en la entrada red N° 1.....	174
Tabla 26: Resultados del Caudal Calculado en las Conexiones Red I.....	174

INTRODUCCIÓN

Los descubrimientos de yacimientos de gas seco, gas húmedo y gas condensado y la separación de gas natural asociado con el petróleo, en los yacimientos petrolíferos, obligaron a la búsqueda de nuevas técnicas y tecnologías específicas referidas a exploración, perforación y producción de los yacimientos. Por otro lado, es también necesario el mejoramiento e implantación de tecnologías adecuadas y eficientes en cuanto al manejo, tratamiento, acondicionamiento, transporte y distribución del gas producido para finalmente comercializarlo. Sin embargo, todas las operaciones concernientes a la comercialización del gas se traducen en una serie de consideraciones que representan grandes costos.

Entre esta gran variedad de consideraciones es importante señalar:

- Instalaciones para recolección, compresión, separación tratamiento, acondicionamiento, medición y despacho del gas. Plantas y terminales.
- Transmisión del gas: gasoducto principal, troncales y derivación con sus instalaciones auxiliares requeridas.

Es importante resaltar, que el gas natural separado del petróleo y el gas libre son tratados y acondicionados para obtener gas seco de ciertas especificaciones, el cual es enviado por gasoductos y red de distribución a ciudades y centros industriales donde se utiliza como combustible.

Muchos de los sistemas de distribución de gas requieren durante su diseño muchas simulaciones, mediante el uso de modelos matemáticos programados bajo diferentes lenguajes de computación. La finalidad de esto, es evitar riesgos de personal, equipos y tiempo que redundan en costos.

INTRODUCCIÓN

Muchas de estas herramientas se basan en modelos sencillos, que en los inicios del diseño nos proporcionan datos y que en la medida que se desarrolla el diseño del proyecto, puede ser afinado, utilizando técnicas y programas de mayor exactitud.

Los modelos matemáticos, es una de las herramientas más importantes usadas para ayudar en estudios de diseño y operación de los sistemas de distribución. En la práctica los sistemas de distribución de gas natural, operan siguiendo régimen de flujo bajo condiciones inestable, y aunque mucho esfuerzo ha sido y continúan siendo gastados en modelos matemáticos inestables, múltiples problemas de diseño pueden y serán resueltos modelando estado estable. Es, de esta manera, deseable extender las capacidades del modelo de estado estable para simular estos sistemas complejos en su totalidad.

Los modelos pueden ser usados para simular un sistema integrado compuesto de todos los elementos encontrados en un sistema de gas; entre estos elementos podemos señalar tuberías, compresores, válvulas de control, campos de producción entre otros que pudieran ser incluidos en el sistema.

Un objetivo importante de este trabajo, es diseñar un modelo que simule las condiciones de operación de los sistemas de recolección y entrega de gas, asumiendo condiciones de estado estable para de esta manera, poder estudiar las variables, parámetros y consideraciones relevantes a tomar en cuenta para garantizar un sistema de entrega de gas desde Yacimiento a usuario final de una manera eficiente, en el marco de las consideraciones comerciales y técnicas establecidas.

CAPÍTULO I

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 Definición Del Problema

La producción total de gas en Venezuela está en el orden de los 6.300 millones de pies cúbicos diarios (MMPCD), y parte de él se utiliza en reinyección para mantener el factor de recobro de los yacimientos, el resto va al mercado interno y consumos propios de la industria petrolera.

El gas metano, que se consume en el Mercado Interno Venezolano proviene fundamentalmente de la zona de Anaco, en el estado Anzoátegui, donde se extrae aproximadamente 1.700 MMPCD de producto. Las diferentes empresas, que operan bajo la figura de asociaciones y licencias en el oriente venezolano, suministran cerca de 300 MMPCD, mientras que en la zona occidental del país se produce alrededor de 300 MMPCD de gas asociado en su mayoría.

El consumo de gas del mercado interno (2.200 MMPCD) se concentra en cinco grandes sectores: Electricidad, Petroquímica, Siderurgia, Mejoramiento de crudo (inyección de gas para disminuir el peso de la columna de crudo en los pozos, también para mantener la energía del yacimiento) y Refinación que representan el 77%. Este aspecto, implica una infraestructura de transporte de gas metano que consta de aproximadamente 5.000 Km de gasoductos y ramales. Cuatro sistemas de Transmisión: Anaco-Puerto-Ordaz, Anaco-Puerto La Cruz, Anaco-Barquisimeto y Ulé-Amuay.

Debido a los diferentes usos que se le dan al gas natural, ya sea en procesos industriales, como quehaceres domésticos, la comercialización de éste requiere de especial atención a ciertos factores que conforman la estructura de un sistema de entrega de gas (sistema de distribución de gas) desde el yacimiento hasta el usuario final. Entre estos aspectos, se pueden mencionar: la recolección, tratamiento, acondicionamiento, compresión a la presión requerida y por último la transmisión por el gasoducto. Cada uno de estos aspectos requiere de un profundo estudio y análisis, lo cual requiere de la aplicación de diferentes tecnologías para tener resultados eficientes en cuanto al manejo y entrega del gas.

Entre los aspectos mencionados, podemos citar la entrega de gas, que consiste en transportar diariamente un determinado volumen de gas, de un punto a otro. Es importante señalar que entre estos puntos son muchas las variantes que se pueden presentar; un ejemplo: la geografía que implica la trayectoria a seguir entre las estaciones de separación, recolección y los puntos de entrega, en toda esta trayectoria la longitud, el diámetro, la capacidad y la presión son algunos de los muchos parámetros a determinar.

El negocio del gas es muy complejo y requiere de muchas operaciones que son simuladas mediante modelos matemáticos, programados bajo diferentes lenguajes comerciales de computación, con la finalidad de diseñar proyectos óptimos desde el punto de vista técnico y seguridad de todo el sistema.

En la actualidad existen muchos modelos comerciales diseñados por empresas especializadas en el área de hidrocarburos, modelos que están fundamentados en diferentes teorías y desarrollados bajo múltiples métodos, pero siempre con la finalidad de dar resultados lo más cercanos a las condiciones de operación reales.

Esto obliga a investigar y desarrollar un sistema de distribución de gas, que permita determinar algunos parámetros necesarios e indispensables para evaluar y

garantizar de ser posible, la entrega de gas en cuanto al caudal y la presión requerida por el cliente.

1.2 Justificación de La Investigación

En la actualidad son muchos los software comerciales que se emplean en la industria del gas con la finalidad de simular muchas de las operaciones relacionadas a esta actividad, estos programas son fundamentados en diferentes modelos y emplean además variados métodos de solución.

Los simuladores representan una gran herramienta para los ingenieros de petróleo ya que estos ahorran una gran cantidad de tiempo, anteriormente eran muchos los cálculos que se realizaban de forma manual, pero con la introducción de la computadora y la evolución de sofisticados lenguajes de computación muchos de los proyectos referente a diversas etapas de la industria petrolera se desarrollan eficientemente y con excelentes resultados, minimizando los riesgos que se corren en el desarrollo y ejecución de estos. .

Con este Trabajo Especial de Grado se propone desarrollar una herramienta que permita la evaluación de sistemas de distribución de gas en operación.

También permite mostrar los diferentes aspectos que se deben tener en cuenta en el diseño de estos sistemas. Para la evaluación de esta herramienta nos referiremos a un sistema de distribución de gas natural en operación, con el propósito de mostrar al lector la complejidad que implica el desarrollo de los simuladores que se emplean en la industria del gas.

1.3 Formulación del Problema

Conocida la producción de gas natural (metano CH₄) de una región determinada la Infraestructura de transporte o red de distribución de gas y los clientes, ya sean clientes industriales, domésticos o comerciales a los cuales se les debe entregar un volumen de gas por día a una presión especificada se requiere evaluar esta entrega, mediante el diseño de un modelo de flujo de gas por tubería en condiciones de estado estable utilizando la Ecuación de Weymouth, simulado en un programa computarizado.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo General

Evaluar a partir del análisis de un modelo de flujo de gas por tubería, bajo condiciones de estado estable, y el diseño de un sistema computarizado que permita verificar si, el caudal de gas producido, se transporta y se entrega al usuario final bajo especificaciones de contrato establecidas (Q y P).

1.4.2 Objetivos Específicos

1. Explicar los fundamentos que gobiernan el flujo en condiciones de estado estable en un sistema de distribución de gas natural.
2. Establecer los principales parámetros a considerar en los gasoductos que constituyen un sistema de distribución de gas.
3. Modelar las condiciones de estado estable y gasoductos de un sistema de distribución de gas metano en un lenguaje de programación.

4. Verificar mediante la ecuación de Weymouth, la relación que existe entre las propiedades del gas, las propiedades de tuberías y las condiciones del flujo en estado estable.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Industria del Gas en Venezuela

El Plan Estratégico de Petróleos de Venezuela, S.A. (PDVSA) 2006-2012, enmarcado en el Plan Siembra Petrolera 2005-2030, promueve la aceleración de los diferentes proyectos de exploración y producción de gas en tierra firme y costa afuera, tomando en cuenta, además de las necesidades del mercado interno, la creación del Cono Energético, que incluye el suministro de gas a los países de Latinoamérica, el Caribe y la Cuenca Atlántica¹⁹.

PDVSA prevé aumentar la producción de gas de 6 mil 300 millones a 11 mil 500 millones de pies cúbicos estándar diarios (MMPCSD) para el 2012. Con miras a lograr este objetivo, se estima que la producción en el Estado Zulia, en el occidente venezolano, pasará de 1.100 a 1.400 MMPCSD; Yucal Placer, en el centro del país, de 100 a 300 MMPCSD; Anaco de 1 mil 700 millones a 2 mil 794 millones de pies cúbicos diarios. Además, se espera incorporar la producción del Proyecto Mariscal Sucre, el cual comprende actividades por el orden de los 1.200 MMPCSD y Plataforma Deltana con unos 1.000 MMPCSD.

El incremento de los volúmenes de producción permitirá el fortalecimiento energético del país. A través del proyecto de gas interconexión Oriente-Occidente (ICO), que se espera esté concluido en su FASE II en el año 2007, mientras que los proyectos como el gasoducto Barbacoa-Margarita, ampliación de los sistemas de transporte Norte-Llanero, y sistema de gasoducto Costa Afuera-Tierra, deberán concluir durante el 2012.

Los principales proyectos en transmisión de gas que se requieren para suplir el crecimiento en la demanda del mercado interno, se muestran en la Figura 1 en color rojo.

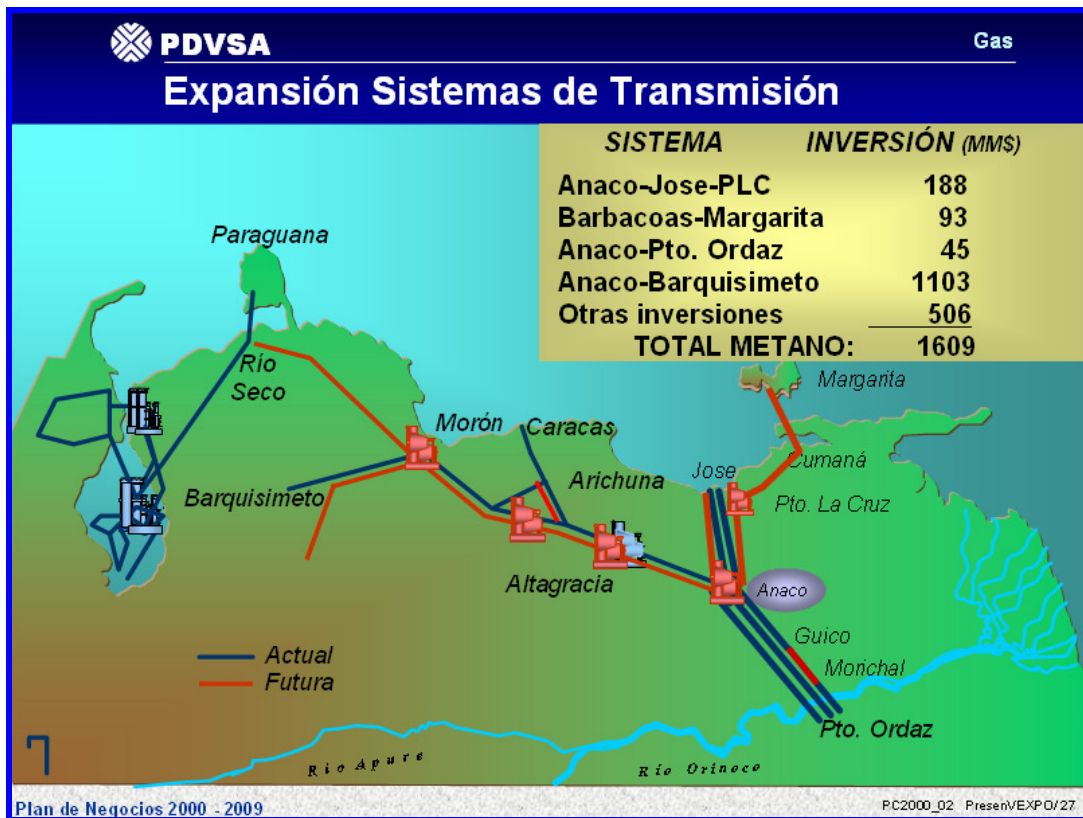


Figura 1: Expansión Sistemas de Transmisión¹⁹.

La ampliación del sistema Anaco-Jose-Puerto la Cruz cuya inversión está en el orden de los 188 millones de dólares, atenderá el crecimiento del sector petroquímico de Jose, así como el requerimiento de las asociaciones de mejoramiento de crudo.

El gasoducto Barbacoa-Margarita conceptualizado principalmente para llevar gas a la planta eléctrica Luisa Cáceres de Arismendi, ubicada en la Isla de Margarita y dotar de gas el resto de la zona circundante, se ejecutaría con una inversión de 93 millones de dólares. La ampliación del sistema Anaco-Puerto Ordaz, con una inversión de 45 millones, atenderá el crecimiento del sector siderúrgico ubicado en el Estado Bolívar. Por último, la ampliación del sistema Anaco-Barquisimeto, con una inversión total de 1103 millones de dólares, el cual podrá satisfacer el importante crecimiento de la zona industrial de la región Centro-Oriente principalmente del Sector Eléctrico. Dicha inversión incluye las expansiones necesarias para la interconexión de los sistemas de transmisión de Oriente y Occidente la que implica una inversión aproximada a 505 millones de dólares.

Si a la transmisión mencionada, se le agrega lo requerido en distribución y mantenimiento mayor, el negocio de gas metano alcanzará los mil seiscientos millones de dólares en inversiones. El alcance de este proyecto (ICO) implica la siguiente infraestructura:

- La longitud de la tubería es de 300 km. de 30" y 36" de diámetro desde Morón a Río Seco.
- Tres Plantas Compresoras localizadas en Altagracia, Los Morros y Morón en la Figura 2, se puede apreciar la ubicación de estas plantas y además algunas longitudes y diámetros de nuevos gasoductos.

La producción estimada para los próximos 20 años en el Oriente y Occidente se expresa en la Figura 3.



Figura 2: Infraestructura del proyecto ICO

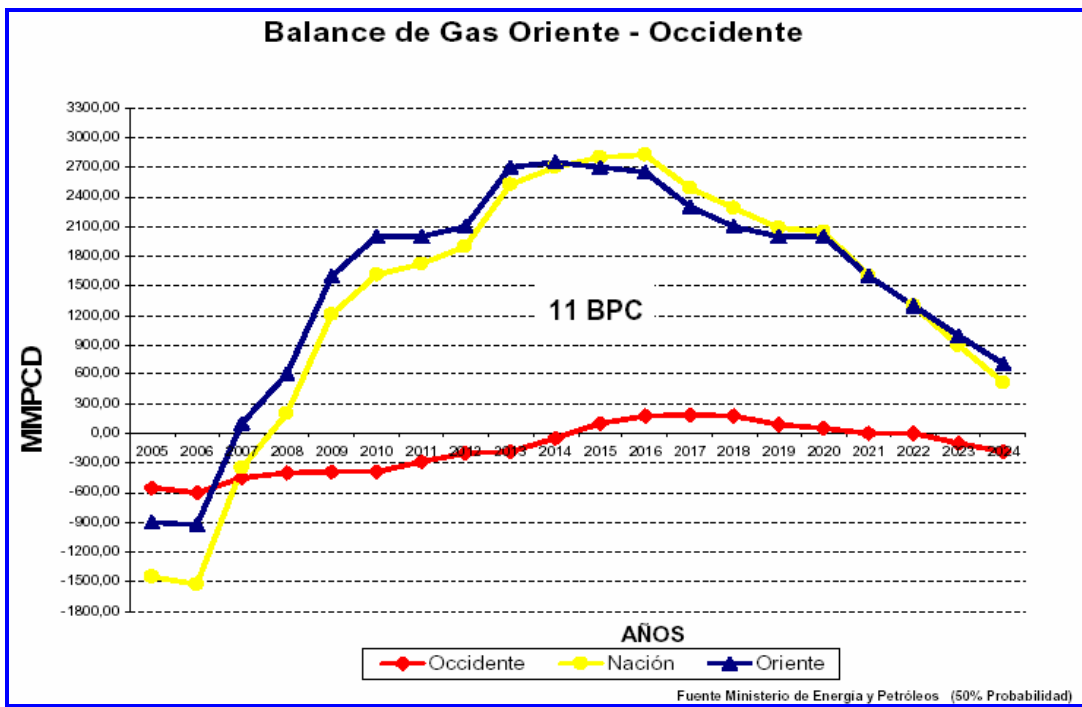
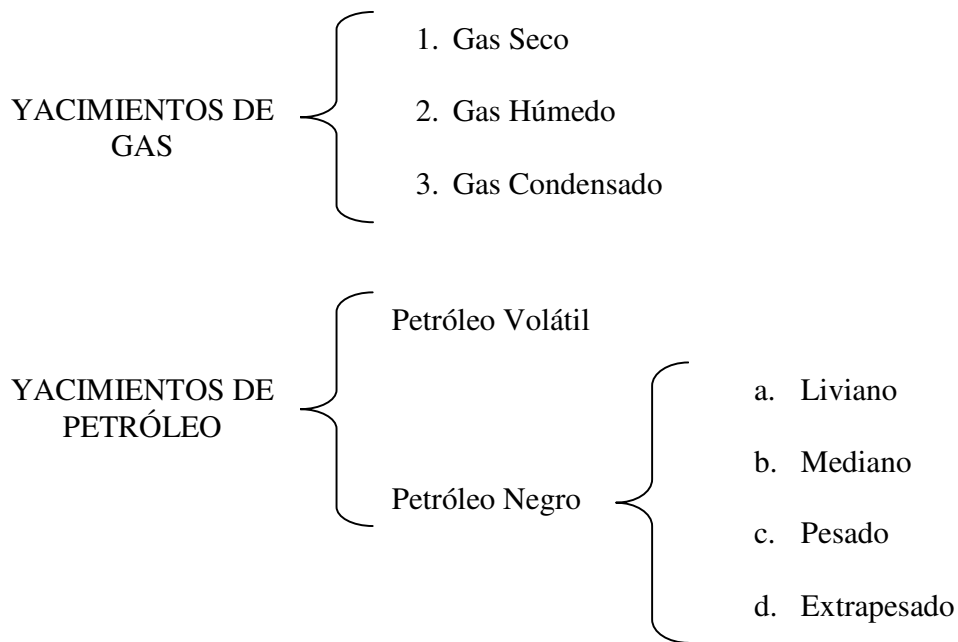


Figura 3: Producción de gas Oriente-Occidente.

2.2 Clasificación de los Yacimientos de Gas¹⁵

Dependiendo del estado en que se encuentre inicialmente la mezcla de hidrocarburos en el yacimiento, en forma general, los yacimientos se pueden clasificar según el siguiente esquema:



Debido a que en este trabajo se quiere evaluar la entrega de gas natural, especialmente gas seco (metano CH₄), se realizarán las definiciones y consideraciones concernientes a los yacimientos de gas.

2.2.1 Yacimientos de Gas Seco^{4,19}

El gas seco se puede definir como hidrocarburos en estado gaseoso compuestos casi exclusivamente por metano (generalmente más del 90%) y componentes más pesados. Puede provenir directamente de yacimientos de gas, caso en el cual se denomina también GAS NO ASOCIADO, es decir hidrocarburos gaseosos que ocurren como gas libre en el yacimiento.

Debido al alto contenido de componentes volátiles del gas seco, La condensación del líquido sólo se alcanza a temperaturas por debajo de 0 °F como se observa en el diagrama de fase (Figura 4.). Desde el punto de vista técnico, un diagrama de fase permite clasificar los yacimientos de acuerdo con la localización de la temperatura y presión inicial de este con respecto a la región de dos fases (gas y petróleo).

Para un yacimiento de gas seco la temperatura es mayor a la temperatura cricodentérmica, esto quiere decir que es mayor a la máxima temperatura en la curva envolvente de la región de dos fases en el diagrama de composición presión temperatura. Teóricamente este tipo de yacimientos no entra en la región de dos fases aun estando en condiciones de presión y temperatura de superficie, sin embargo, la diferencia entre un gas seco y un gas húmedo es arbitraria y generalmente un sistema de hidrocarburo que produzca con una relación gas líquido mayor de 100000 PCN/BN se considera seco. Del gas seco se puede extraer cierta cantidad de líquido por medio de procesos criogénicos (enfriamiento).

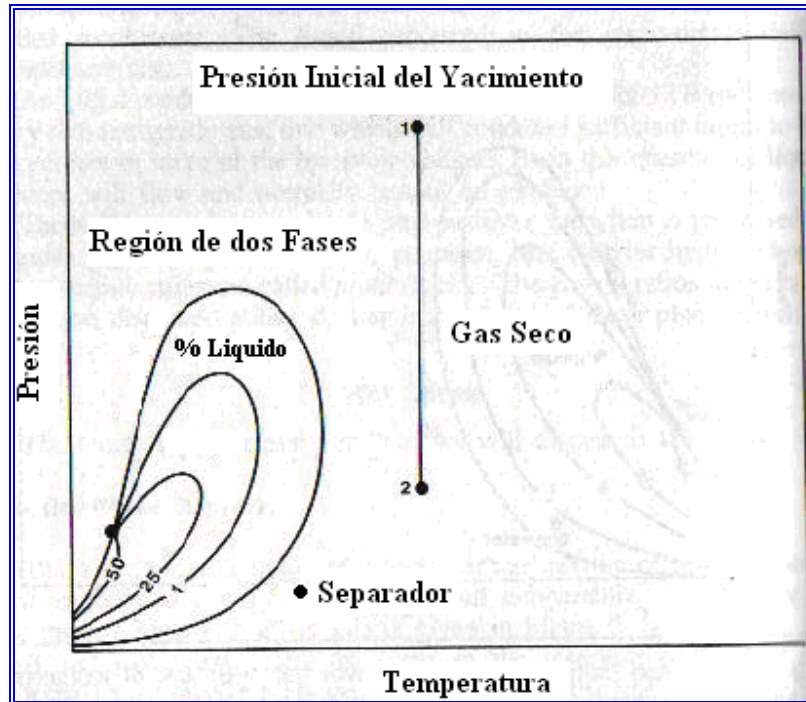


Figura 4: Diagrama de fase del gas seco con línea isotérmica, presión 1-2¹⁵

2.2.2 Yacimientos de Gas Húmedo¹⁵

Los gases húmedos se caracterizan por un mayor contenido de componentes intermedios y pesados si los comparamos con el gas seco. El término “Húmedo” proviene del hecho que a las condiciones de separación en superficie la mezcla cae en la región de dos fases generando relaciones gas-líquido mayor que 15000 PCN/BN.

2.2.3 Yacimiento de Gas Condensado¹⁹

La composición de la mezcla de hidrocarburos de un yacimiento de gas condensado predomina el metano mayor del 60% como en el caso de los yacimientos de gas Seco y húmedo, aunque la cantidad relativa de hidrocarburos pesados es considerablemente mayor. Un gas condensado es un gas con líquido disuelto.

En la siguiente tabla (Tabla N°1) se muestra la composición de estos hidrocarburos.

Tabla N° 1: Composición % de Mezclas Provenientes de Yacimientos de Gas¹⁹

Componente	Gas Seco	Gas Húmedo	Gas Condensado
C_1	96.0	90.0	75.0
C_2	2.0	3.0	7.0
C_3	1.0	2.0	4.5
$iC_4 - nC_4$	0.5	2.0	3.0
$iC_5 - nC_5$	0.5	1.0	2.0
C_6	-	0.5	2.5
$C_7 +$	-	1.5	6.0

La mezcla de hidrocarburos a las condiciones iniciales de presión y temperatura se encuentra en fase gaseosa o en el punto de rocío. Este punto representa el estado en equilibrio de un sistema compuesto de petróleo y gas en la cual el gas ocupa prácticamente todo el sistema, excepto en una cantidad infinitesimal de petróleo. La temperatura de estos yacimientos se encuentra entre la temperatura crítica y la cricondentérmica de la mezcla. Un gas condensado presenta condensación retrógrada isotérmica en un rango de temperatura (200°F- 400°F) y presiones (3000-8000 lpc).

2.3 Recursos de Gas Natural.⁵

En la industria petrolera las posibilidades de hallazgo, descubrimientos ciertos y la continuidad de la producción comercial se denominan: Reservas Petrolíferas. La práctica y la experiencia aconsejan que las reservas se clasifiquen de acuerdo al grado de certeza de los datos que avalan su existencia. Según esto se pueden clasificar en dos categorías:

➤ **Reservas Probadas:** Son la cantidad de Hidrocarburos, que desde el punto de vista geológico y de yacimiento, indican con una certeza del 90% su producción en el futuro y son cuantificadas en base a los resultados de las perforaciones de los pozos.

➤ **Reservas Potenciales:** Son reservas adicionales de hidrocarburos sobre las que se presume existencia, en base a evidencias geológicas sin haber efectuado perforaciones de pozos. Estas a su vez se clasifican en:

- **Reservas probables:** indican la cantidad de hidrocarburos que se espera encontrar en una proximidad geográfica cerrada y definida.
- **Reservas posibles:** son las que pueden existir en regiones distantes, en donde el grado de incertidumbre es mayor.

➤ **Reservas Totales:** Es la suma de las reservas probadas, probables y posibles.

En febrero del 2004, Venezuela se ubica entre los países con mayores reservas probadas en el mundo, alcanzando el puesto número 10 con 148 TCF (4.190.893 MM m³) y se esperan que estas reservas aumenten en la medida que la exploración y producción de gas libre y no asociado se consolide en las distintas cuencas sedimentarias del país, teniendo un horizonte de producción de mas de 100 años como se muestra en la Figura 5.

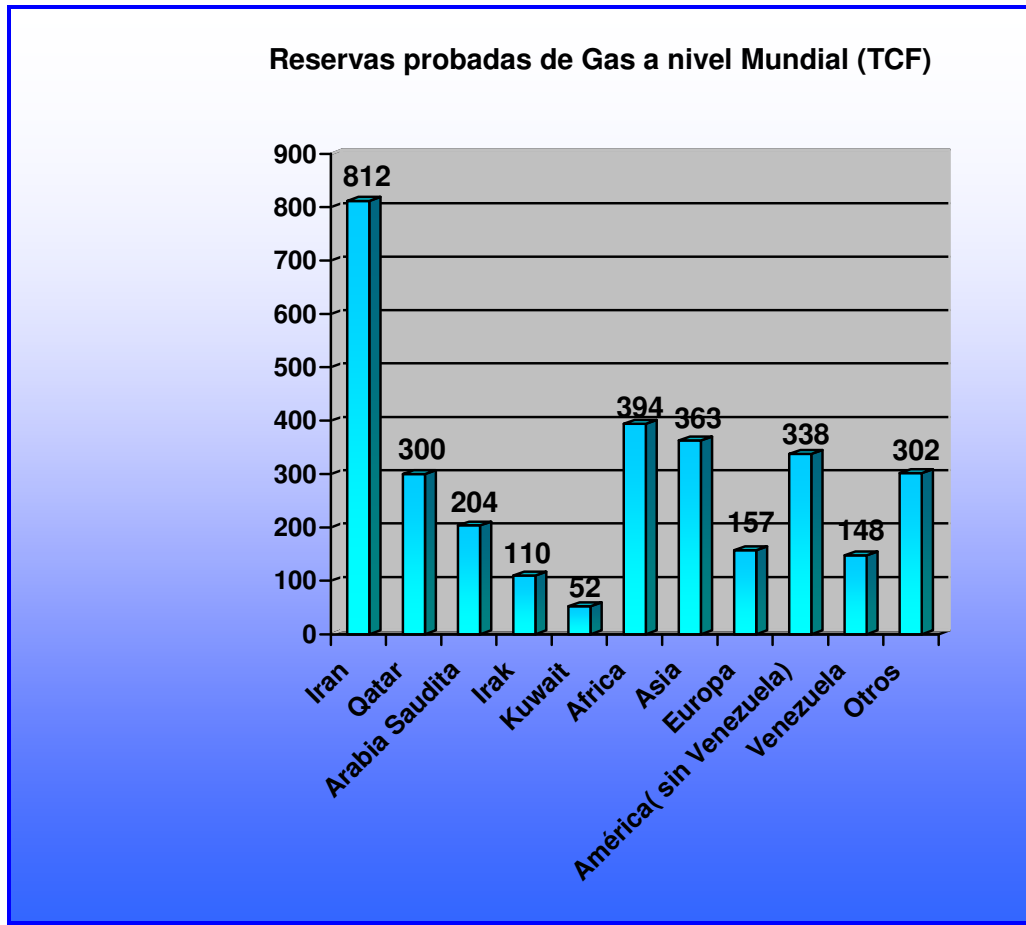


Figura 5: Reservas probadas de gas a nivel mundial.⁵

En las siguientes figuras (Figura 6) y (Figura 7), se muestran cifras estimadas de las actuales reservas probadas y por descubrir en las distintas Cuencas y áreas de Venezuela donde actualmente se extrae el gas natural.

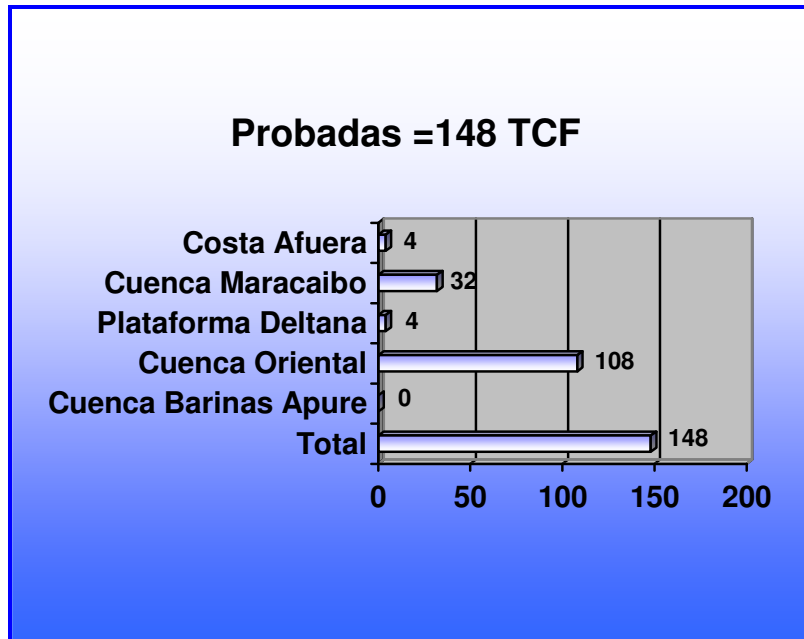


Figura 6: Reservas Probadas⁵

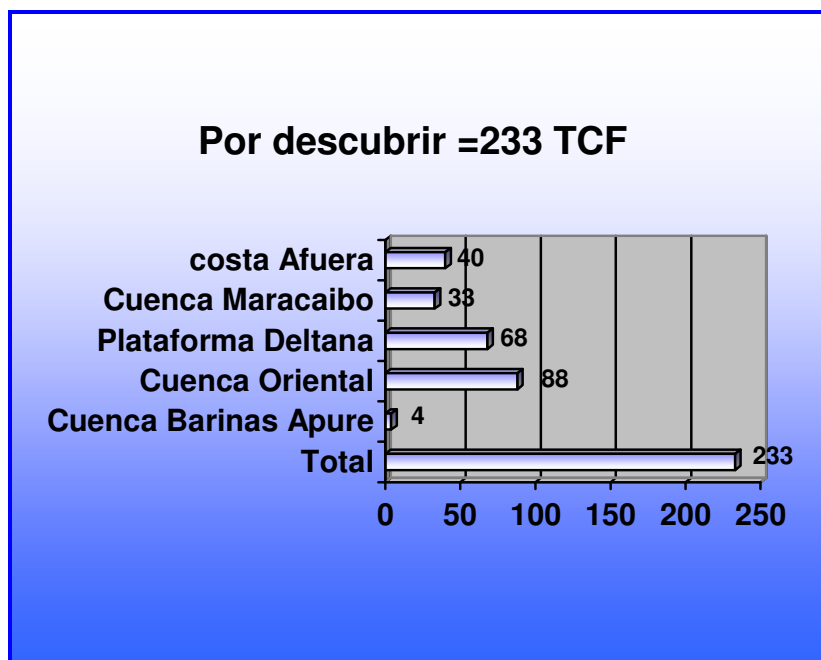


Figura 7: Reservas por descubrir⁵

2.4 Ventajas y Usos del Gas Natural.⁵

Debido a la ventaja de que en Venezuela existen grandes reservas de gas natural, aunado al desarrollo industrial y tecnológico para su manejo, se desprende una gran variedad de aplicaciones en diversos sectores entre los cuales se pueden mencionar las siguientes (Tabla N° 2).

Tabla N° 2: Usos del Gas Metano

Sector	Aplicaciones/Procesos
Industrial	Generación de vapor Industria de Alimentos Fundición de Metales Generación eléctrica Producción de petroquímicos
Comercios y Servicios	Calefacción central Aire acondicionado Cocción de alimentos Agua Caliente
Energía	Cogeneración eléctrica Centrales térmicas
Doméstico	Cocina Calefacción Agua caliente Aire acondicionado
Transporte	Taxis Buses Barcos
Otros	El gas natural también puede ser usado como materia prima en procesos químicos e industriales Puede ser convertido a hidrogeno, etileno o metanol; materia básica en producción de plástico y fertilizantes.

En cuanto a las ventajas de este hidrocarburo podemos mencionar las siguientes:

- Ahorro en mantenimiento de equipos y precio competitivo.
- Produce poca contaminación
- Seguridad y ahorro de espacio en instalaciones dado que no requiere almacenamiento.
- Confiabilidad y eficiencia en el suministro.

2.5 Tipos de Consumidores de Gas Natural.¹⁴

Como se menciona en la Tabla N° 2, son variados los sectores que consumen el gas natural para diversas actividades, estos sectores están constituidos por clientes finales que para su mejor estudio se clasifican de la siguiente manera:

- **Consumidor Industrial** Es aquel que se encuentra conectada a la red industrial de Distribución, esta red se define como el sistema de distribución de gas cuya presión de operación es mayor a ochenta libras por pulgada cuadrada manométrica (80 lpcm) y menor o igual a trescientas libras por pulgada cuadrada manométrica.

Los clientes industriales usan el gas natural para la fabricación de gran variedad de productos, desde papel hasta automóviles. Los más importantes trabajan en la producción de vapor a pequeña y mediana escala, aplicando gas como combustible permanente de centrales eléctricas o para procesos mixtos en los cuales la turbina de gas y conjuntos caldera-turbina de vapor están acopladas.

Otros usos como materia prima en líneas de producción químicos derivados del petróleo, tales como aditivos para la gasolina, el secado por deshumidificación.

En la industria del vidrio se utiliza en actividades térmicas en hornos de fundición. La industria del cemento consume gran cantidad de energía representando el precio del combustible entre el 25% y 40% del precio del producto final.

➤ **Consumidor Comercial:** Este sector demanda el 14% del consumo utilizándolo como combustible para sistemas de aire acondicionado, calefacción, agua caliente y los negocios relacionados con la preparación de alimentos a gran escala, ventas de comida rápida, hoteles, hospitales, escuelas, universidades, centros comerciales, edificios de oficinas y almacenes. En Venezuela, los centros comerciales con aire acondicionados a gas son: el Sambil en Caracas y Valencia, los hoteles Mare Mares y Doral Beach ubicados en Puerto La Cruz. En la (Figura 8) se muestra algunos promedios de consumo de gas doméstico por tipo de Comercio.

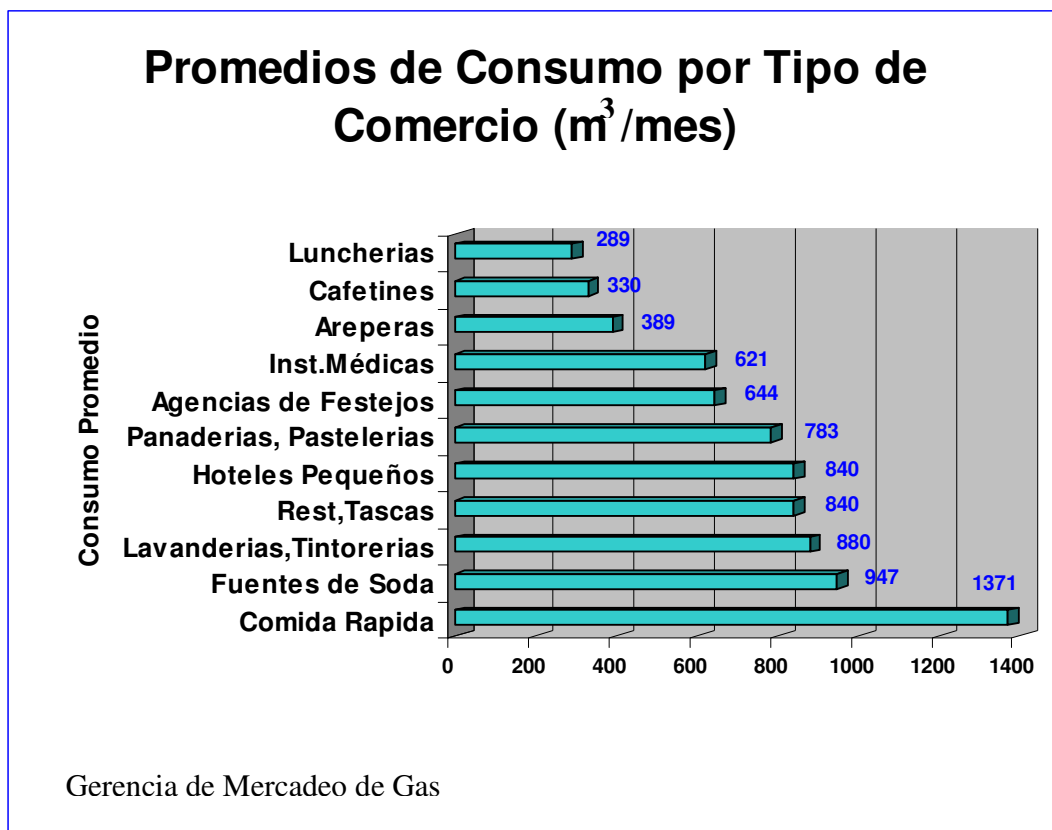


Figura 8: Consumo de Gas por tipo de Comercio⁵

➤ **Consumidor Doméstico:** Es aquel cliente que se encuentra conectado a una red doméstica del distribuidor, entiéndase por red domestica el sistema de distribución de gas cuya presión de operación es menor o igual a ochenta libras por pulgada cuadrada manométrica (80 lpcm).

Este sector genera el mayor intercambio comercial, en términos de ventas al detal/facturación/ clientes de toda la cadena de valor del gas, aguas abajo. Los clientes pagan facturas para su utilización como combustible en sistemas de calefacción o aire acondicionado o también en cocinas, secadores y lavadoras de ropa, esto ha hecho que se desarrolle un amplio catalogo industrial y de mercado creando equipos, artefactos y accesorios para el hogar. Los clientes domésticos consumen menos de $\frac{1}{4}$ del volumen de gas ofertado.

2.6 Propiedades de los Gases Naturales⁵

Un gas, puede definirse como un fluido Homogéneo de densidad y viscosidad baja, que no tiene forma ni volumen independiente. Los gases adquieren la forma y ocupan todo volumen del recipiente que los contiene. Las propiedades de los gases difieren de las propiedades de los líquidos y esto se debe a la naturaleza molecular de cada fluido, en los gases las moléculas se encuentran más separadas lo cual implica que el cambio de presión tiene un efecto mayor en la densidad de los gases que la densidad de los líquidos.

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos combustibles con algunas impurezas, los cuales se han creado de forma natural en los yacimientos. Estas impurezas, se clasifican en diluentes y contaminantes. Los diluentes pueden ser el nitrógeno, el dióxido de carbono y vapor de agua; estos causan una reducción del poder calorífico del gas.

Los contaminantes pueden ser sulfuro de hidrógeno o cualquier otro componente sulfurado y son la principal razón por el cual el gas se tiene que acondicionar como primer paso después de la etapa de producción.

2.6.1 Poder Calorífico del Gas⁵

Se define como el calor liberado cuando se quema un pie cúbico estándar de gas. Se expresa en BTU/pie³ y su valor para el gas oscila entre 950 y 1150 BTU/pie³. Los dos instrumentos más usados en la industria del gas para medir el poder calorífico son los calorímetros tipo Junker y Thomas. El calorímetro Junker es básicamente un quemador rodeado de una camisa a través de la cual circula agua. Determinando en cuanto se eleva la temperatura del agua y conociendo la cantidad de agua que pasa a través del aparato podemos calcular la cantidad de calor absorbido. Se mide la cantidad de gas consumido y con ello se calcula la cantidad de calor liberado, asumiendo un factor de compresibilidad de Z=1, y las condiciones estándar temperatura de 60 °F y 14,7 psia.

$$\text{Poder Calorífico} = \frac{\text{Masa de agua (lbs)} \times \text{Elevación Temperatura (°F)}}{\text{Volumen de gas Quemado (pie}^3\text{)}} \quad (1)^5$$

2.6.2 Propiedades Físicas de los Gases Naturales³

En el Anexo 1 se presentan las propiedades físicas de los componentes puros presentes en los gases naturales, algunas de estas son: masa molecular o peso molecular, punto de ebullición, presión de vapor y punto de congelación estas evaluadas a condiciones estándar (14.7 psia y 60° F). Además se presentan, las constantes críticas que para su entendimiento son importantes las siguientes definiciones:

- *Punto Crítico* se define como el punto al cual los estados de líquido saturado (líquido que está a punto de evaporarse) y de vapor saturado (vapor a punto de condensarse) son idénticas.
- *Temperatura crítica* de una sustancia pura, se define como la máxima temperatura a la cual coexisten esta sustancia en fase líquida y vapor.
- *Presión crítica*, es la presión de vapor de una sustancia pura, a la temperatura crítica de la misma.
- *Densidad crítica*, se refiere a la densidad de una sustancia a la presión y temperatura crítica es decir la densidad de la sustancia en el punto crítico.

Para los gases naturales, con múltiples componentes se definen las condiciones pseudocríticas, como la suma de las condiciones críticas de cada componente, multiplicadas por su respectiva fracción molar, (ver Ecuación 2). Esto por la diferencia en cuanto a la estructura atómica de las moléculas que conforman los componentes puros de estos gases.

$$P_{pc} = \sum_{i=1}^n y_i P_{ci} \quad (2)^{16}$$

Donde:

P_{pc} = Propiedad pseudocrítica.

y_i = Fracción molar del componente.

P_{ci} = Propiedad crítica del componente.

2.6.3 Peso Molecular Aparente de una Mezcla de Gases³

Para establecer la definición de peso molecular, se debe tener claro el concepto de peso atómico. Por acuerdo internacional, el peso atómico, también conocido como masa atómica, es la masa de un átomo en unidades de masa atómica (uma).

Una unidad de masa atómica se define como una masa exactamente igual a un doceavo de la masa de un átomo de Carbono 12. Este átomo tiene seis protones y seis neutrones y es el átomo de referencia para medir el peso atómico de los demás elementos.

El peso molecular es, simplemente la suma de todos los pesos atómicos de sus átomos constituyentes. Debido, a que una mezcla de gases está compuesta por moléculas de varios tamaños y diversos pesos moleculares, ésta mezcla, no posee un peso molecular específico. Por lo que, en estos casos, no se habla de peso molecular de la mezcla, en su lugar se emplea el término peso molecular aparente de la mezcla, para la determinación de este peso molecular se emplea la siguiente ecuación:

$$M_g = \sum_{i=1}^{n_c} y_i M_i \quad (3)^3$$

Donde:

n_c = n-componentes que conforman la mezcla (adimensional)

M_g = Peso molecular aparente de la mezcla de gases (Lbm/Lb-mol)

y_i = Fracción molar del componente i

M_i = Peso molecular del componente gaseoso i (Lbm/Lb-mol)

2.6.4 Densidad de un gas Ideal

La densidad de un gas se define como la masa de un cuerpo por unidad de volumen, una ecuación de estado puede ser usada para determinar la densidad de un gas a varias temperaturas y presiones.

La ecuación para la densidad de un gas ideal se puede expresar como sigue:

$$\rho_g = \frac{m_g}{V} = \frac{P \times M_g}{R \times T} \quad (4)^4$$

Donde:

ρ_g = Densidad del gas (Lbm / pie^3)

m_g = Masa del gas (Lbm)

M_g = Peso molecular del gas ($Lbm / Lb - mol$)

R = Constante universal de los gases ($10.732 \text{ lpca} \times pie^3 / ^\circ R \times Lb - mol$)

V = Volumen ocupado por el gas (pie^3)

T = Temperatura ($^\circ R$)

P = Presión ($lpca$)

2.6.5 Gravedad específica de un Gas

Se define gravedad específica de un gas, a la razón de la densidad de un gas a determinada presión y temperatura a la densidad del aire a la misma temperatura y presión, generalmente ($60^\circ F$) y presión atmosférica (14.7 psia). Mientras que la densidad de los gases varía con la temperatura y la presión, la gravedad específica es independiente de estos factores, siempre y cuando el gas siga la ley de los gases ideales, es decir cumplen con las siguientes propiedades:

- El volumen ocupado por las moléculas es insignificante con respecto al volumen ocupado por todo el gas.
- No hay fuerzas atractivas o repulsivas entre las moléculas del gas o entre las moléculas del gas y las paredes del recipiente que lo contiene.

- Todas las colisiones en el interior del gas son consideradas elásticas, lo cual implica que no existe liberación de energía interna por colisiones generadas.

De lo expuesto anteriormente, se desprende que la gravedad específica se expresada según la siguiente ecuación:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_{aire}} \quad (5)^4$$

Donde:

$$\rho_{aire} = \frac{P \times 28.97}{R \times T} \quad (6)^4$$

Sustituyendo Ecuación 6 para el gas y el aire en la Ecuación 5 resulta.

$$\gamma_g = \frac{\frac{P \times M_g}{R \times T}}{\frac{P \times 28.97}{R \times T}} = \frac{M_g}{28.97} \quad (7)^4$$

Donde:

γ_g = Gravedad específica adimensional.

ρ_g = Densidad del gas (Lbm / pie^3)

m_g = Masa del gas (Lbm)

M_g = Peso molecular del gas ($Lbm / Lb - mol$)

R = Constante universal de los gases ($10.732 \text{ lpc} \times \text{pie}^3 / \text{o} R \times Lb - mol$)

T = Temperatura ($^{\circ}\text{R}$)

P = Presión ($lpca$)

Peso molecular del aire seco = 28.97 ($Lbm/Lb - mol$)

La Ecuación 7 establece que números iguales de moles de gases ocupan volúmenes iguales, puede decirse que la gravedad específica de un gas es también la razón del peso molecular del al peso molecular del aire. Como es más práctica medir la gravedad específica de los gases se utiliza con mayor frecuencia en la industria del gas en lugar de la densidad.

2.6.6 Calor Específico y Constante Isentrópica¹⁶

Se define el calor específico, a presión constante C_p , de una sustancia, en unidades del sistema internacional, como la energía, en Joules, necesaria para elevar, en un grado Kelvin, la temperatura de un kilogramo de dicha sustancia, manteniéndose constante la presión durante dicho proceso.

Se define el calor específico, a volumen constante C_v , de una sustancia, en unidades del sistema internacional, como la energía, en Joules, necesaria para elevar, en un grado Kelvin la temperatura de un kilogramo de dicha sustancia, manteniéndose constante el volumen durante dicho proceso.

Se define la constante isentrópica k , como la razón entre el calor específico a presión constante de una sustancia, y el calor específico, a volumen constante, de una sustancia, a las mismas condiciones de presión y temperatura. El calor específico es una cantidad intensiva (no depende de la cantidad de sustancia en cuestión).

$$k = \frac{C_p}{C_v} \quad (8)^{16}$$

Para un gas ideal, $C_p - C_v = R$ la Ecuación puede ser reescrita como:

$$k = \frac{C_p}{C_p - R} \quad (9)^{16}$$

Una correlación para calcular la capacidad específica a baja presión teniendo como incógnitas la gravedad específica del gas, y la temperatura T en °F, es la correlación de Hankinson.

$$C_p^o = 4.6435 - 0.0079997 \times T + 5.8425 \times \gamma_g + 1.1533 \times \gamma_g^2 + 0.020603 \times \gamma_g \times T + 9.849 \times 10^{-6} \times T^2 \quad (10)^{16}$$

Esta ecuación aplica para temperaturas entre 0° y 200°F. Por ser k considerada constante, esta se puede calcular a partir del calor específico a presión estándar.

2.6.7 Viscosidad de un Gas Natural¹⁶

La viscosidad de un fluido en este caso la de un gas natural, es una propiedad importante en el estudio del flujo de fluidos. La viscosidad de un fluido es aquella propiedad mediante el cual este ofrece resistencia al esfuerzo cortante, o también se puede definir como la medida de la resistencia interna que ofrecen sus moléculas a fluir.

En general, la viscosidad de un gas es mucho menor que la de un líquido, ya que las distancias intermoleculares de un gas son mayores que las de un líquido.

La resistencia al flujo o viscosidad se debe fundamentalmente a dos fenómenos que son: la cohesión de las moléculas y la transferencia molecular entre capas, lo que establece un esfuerzo tangencial o cortante. En los líquidos, predomina la cohesión, y como esta disminuye al aumentar la temperatura, del mismo modo disminuye la viscosidad de dichos líquidos.

En los gases por el contrario, la cohesión entre las moléculas es muy débil, y al aumentar la actividad molecular debido al flujo y al aumento de temperatura, se produce un aumento en la transferencia entre moléculas, lo que tiene como consecuencia un aumento en la viscosidad.

Todos los gases tienen comportamiento reológico Newtoniano y se rige por la ley de la viscosidad de Newton, esta ley establece que para una tasa dada de deformación angular del fluido $\left(\frac{dv}{dy}\right)$, el esfuerzo cortante (τ) es directamente proporcional a la viscosidad dinámica (μ), como se muestra en la Ecuación 11.

$$\mu = \frac{\tau}{\left(\frac{dv}{dy}\right)} \quad (11)^{16}$$

Donde:

μ = Viscosidad dinámica ($Lb \times s / pie^2$) ; dv = Diferencial velocidad $\left(\frac{pie}{s}\right)$

dy = Diferencial de altura desde la superficie fija, hasta la capa de velocidad dv (pie)

$\left(\frac{dv}{dy}\right)$ = Deformación angular del fluido ; τ = Esfuerzo cortante (Lb / pie^2)

Una de las unidades más utilizadas para la viscosidad dinámica es la del sistema c.g.s., conocida como poise, un poise es equivalente a $0.1 N \cdot s/m^2$. Por conveniencia, se trabaja frecuentemente con el centipoise que es equivalente a 0.01 poise. Si dividimos la viscosidad dinámica, por la densidad de masa tenemos la viscosidad cinemática.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (12)^{16}$$

Las unidades en el sistema inglés es el pie^2/s

La viscosidad de un gas varía dependiendo de diversos factores entre los cuales podemos señalar:

- A bajas presiones, a medida que aumenta la temperatura aumenta la viscosidad de un gas debido al incremento de la energía cinética de las moléculas que producen gran número de choques intermoleculares.
- A elevadas presiones las distancias intermoleculares de los gases son pequeñas y el gas tiende a comportarse como un líquido.
- A cualquier temperatura, la viscosidad de un gas aumenta con el incremento de presión debido a la disminución de las distancias intermoleculares.
- A medida que un gas es más pesado, sus moléculas serán más grandes y por tanto su viscosidad será mayor.

Este comportamiento se puede apreciar en la Figura 9 este grafico muestra la variación de la viscosidad con la presión y la temperatura.

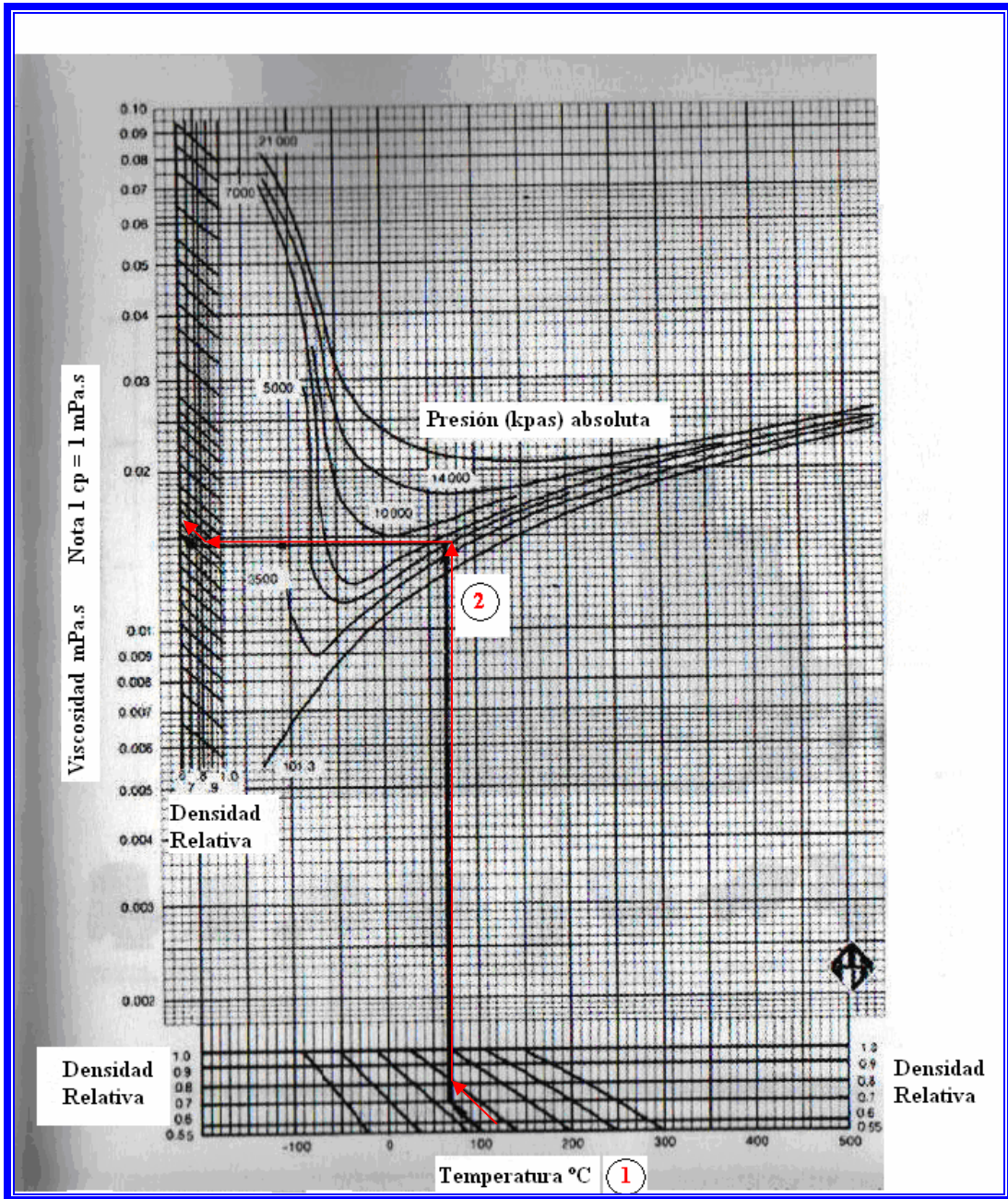


Figura 9: Viscosidad como función de la presión reducida, temperatura reducida y gravedad específica.¹⁶

2.6.7.1 Determinación de la Viscosidad de un Gas Natural¹⁶

La viscosidad de un gas natural (μ_g) puede ser determinada experimentalmente, lo que resulta muy complicado, debido a su valor tan pequeño ($\sim 0.02cp$), por esta razón se utilizan métodos numéricos y métodos gráficos en su evaluación.

Lee y Cols midieron experimentalmente la viscosidad de cuatro gases naturales con impurezas ($CO_2 + H_2S$) a temperaturas desde 100 hasta 400 °F y presiones desde 100 hasta 800 lpc. A partir de los datos experimentales se obtuvieron la siguiente ecuación analítica para el cálculo de la viscosidad dinámica de los gases naturales:

$$\mu_g = \left(1 \times 10^{-4}\right) \times K \times e^{(X \cdot \rho_g^Y)} \quad (13)^3$$

Donde:

$$K = \frac{(9.379 + 0.01607 \times Mg) \times T^{1.5}}{(209.2 + 19.26 \times Mg + T)} \quad (14)^3$$

$$X = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01009 \times Mg \quad (15)^3$$

$$Y = 2.447 - 0.2224 \times X \quad (16)^3$$

$$\rho_g = \left(1.4935 \times 10^{-3}\right) \times \frac{P \times Mg}{Z_g \times R \times T} \quad (17)^3$$

Donde:

μ_g = Viscosidad del gas a P y T, cps T = Temperatura absoluta, °R

ρ_g = Densidad del gas a P y T, (g/cm^3) P = Presión (lpca)

M_g = Peso molecular del gas ($Lbm/Lb - mol$)

R = Constante universal de los gases ($10.732 lpca \times pie^3 / ^\circ R \times Lb - mol$)

Este método reproduce valores experimentales con un error máximo de 8.99%.

Como se menciono anteriormente también existen gráficos para determinar la viscosidad, estos gráficos son diseñados a partir de mediciones realizadas con aparatos de precisión conocidos como viscosímetros, Un ejemplo de esto es el grafico de la Figura 9. Con este grafico se determina la viscosidad de un gas a partir de la gravedad específica, la presión y la temperatura. El procedimiento se enumera a continuación:

Suponiendo el caso que se quiere estimar la viscosidad del gas en una tubería donde se tiene una temperatura promedio del gas, la gravedad específica del gas este un dato de laboratorio y la presión promedio en la línea.

1. Con la temperatura de Flujo que en el grafico va desde $-200^\circ C$ hasta $500^\circ C$ se entra hasta la gravedad específica del gas, en este grafico va desde 0.55 hasta 1.
2. Con el punto anterior (1) se sube verticalmente hasta la presión promedio en la línea estas presiones van desde 101.3 kPa hasta 21000 kPa.
3. Desde el punto anterior (2) horizontalmente se corta con el valor de la gravedad específica nuevamente y se estima el valor de la viscosidad en esas condiciones.

2.6.8. Factor de Compresibilidad o Desviación de un Gas Natural ⁴

En la realidad no existen gases perfectos o ideales; sin embargo muchos gases cerca de la temperatura y presión atmosférica se aproximan al comportamiento ideal. En muchos gases, en particular los gases naturales, se ha observado que si el volumen de gas se comprime a la mitad de su volumen original, la presión resultante será menor de dos veces la presión inicial; es decir el gas es más compresible que el gas perfecto o ideal. La explicación de este comportamiento se basa en que las moléculas de los gases reales presentan dos tendencias:

- Se apartan entre sí por su constante movimiento cinético.
- Se atraen por fuerzas intermoleculares existentes entre las moléculas.

A presiones bajas las moléculas están distantes, las fuerzas de atracción son insignificantes y el gas se comporta como ideal. A temperaturas altas, el movimiento cinético es intenso, haciendo que las fuerzas atractivas sean insignificantes y, como en el caso anterior el gas se comporta como ideal.

Al valor numérico, que representa una medida de la desviación del comportamiento ideal del gas se denomina factor de compresibilidad del gas o factor de desviación y su símbolo es “ Z_g ”. Este factor se puede definir como la razón del volumen realmente ocupado por un gas a determinadas presión “ P ” y temperatura “ T ” al volumen que ocuparía si fuera perfecto o ideal.

$$Z_g = \frac{V_r}{V_i} \quad (18)^4$$

Donde:

V_r = Volumen real de n moles de gas a T y P

V_i = Volumen ideal de n moles a las mismas T y P

Despejando V_i de la ecuación 18 resulta:

$$V_i = \frac{V_r}{Z_g} \quad (19)^4$$

Sustituyendo en la ecuación de los gases ideales ($Pv = n \times R \times T$) resulta:

$$P \times \left(\frac{V_r}{Z_g} \right) = n \times R \times T$$

O,

$$P \times V_r = Z_g \times n \times R \times T \quad (20)^4$$

Escribiendo la Ecuación 20 para dos estados diferentes, considerando una masa fija de gas las propiedades de este se relacionan entre si por medio de:

$$n \times R = \frac{P_1 \times V_1}{Z_{g1} \times T_1} = \frac{P_2 \times V_2}{Z_{g2} \times T_2} \quad (21)^4$$

Donde:

Z_{g1} = Factor de desviación del gas a P_1 y T_1

Z_{g2} = Factor de desviación del gas a P_2 y T_2

Los factores de desviación deben determinarse para cada gas y cada combinación de gases a las condiciones de presión y temperatura dadas ya que varían dependiendo de estos factores.

Regularmente las condiciones de flujo de gas natural en tuberías son de alta presión (>50lpc) y moderadas temperaturas (70 –250 °F). A estas condiciones el gas natural tiene un comportamiento real y no ideal. En el comportamiento real de los gases es necesario tener en cuenta el volumen ocupado por las moléculas y las fuerzas de atracción y repulsión entre ellas.

Existen dos métodos analíticos para evaluar el comportamiento (P.V.T) presión, volumen y temperatura de los gases:

- En base al factor de compresibilidad.
- En base a ecuaciones de estado.

En la industria del gas el más usado es el factor de compresibilidad o desviación del gas Z_g , para hacer una corrección a la ecuación general de los gases ideales.

Ecuación general de los gases ideales:

$$P \times V = n \times R \times T \quad (22)^4$$

Ecuación general de los gases reales:

$$P \times V = Z_g \times n \times R \times T \quad (23)^4$$

Donde:

P = Presión (lpc)

R = Constante universal de los gases (10.732 lpc × pie³ / °R × Lb – mol)

T = Temperatura (°R)

n = Número de moles

Z_g = Factor de compresibilidad del gas

V = Volumen (pie³)

2.6.8.1 Estimación del Factor de Compresibilidad o Desviación de un Gas Natural

Los métodos desarrollados para calcular Z se basan en el principio de los estados correspondientes desarrollado por J.D. van der Waals en 1856. Este principio establece que las características de un gas son función de su proximidad relativa a su punto crítico. Esto significa que la desviación del comportamiento ideal de los gases es la misma si estos se encuentran en el mismo estado relativo a su estado crítico. Así, los valores de presión y temperatura que expresan la desviación del comportamiento ideal de un gas real son la presión reducida P_r , y la temperatura reducida T_r . Así para un gas puro:

$$Z_g = f(P_r, T_r) \quad (.24)^{15}$$

Donde:

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad \text{Presión reducida adimensional}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad \text{Temperatura reducida adimensional}$$

$P_c, T_c =$ Presión y temperatura crítica absoluta del gas ($lpca$) ($^{\circ}R$).

$P, T =$ Presión y temperatura absoluta. ($lpca$) ($^{\circ}R$).

2.6.8.1.1 Método de Kay / Standing¹⁵

En 1936, W.B.Kay aplicó el principio de los estados correspondientes a mezclas de hidrocarburos. En este caso se dice que todas las mezclas de hidrocarburos tienen el mismo factor de compresibilidad a iguales condiciones de presión y temperatura pseudoreducidas. Esto se expresa como:

$$Z_g = f(P_{sr}, T_{sr}) \quad (25)^{15}$$

Donde:

$$P_{sr} = \frac{P}{P_{sc}} \quad \text{Presión pseudoreducida adimensional}$$

$$T_{sr} = \frac{T}{T_{sc}} \quad \text{Temperatura pseudoreducida adimensional}$$

La presión y temperatura pseudocríticas se obtienen en base a los siguientes procedimientos:

En base a la composición para el gas natural la presión pseudocrítica y temperatura pseudocrítica se determinan aplicando la Ecuación 26, ya que para mezclas de gases, las cantidades reducidas se conocen como Pseudoreducidas.

$$P_{sc} = \sum_{i=1}^n P_{c_i} \times Y_i \quad (26)^{15}$$

$$T_{sc} = \sum_{i=1}^n T_{c_i} \times Y_i \quad (27)^{15}$$

Donde:

P_{sc} = Presión pseudocrítica del gas natural (*psia*)

T_{sc} = Temperatura pseudocrítica del gas natural ($^{\circ}R$)

P_{c_i} = Presión crítica del componente (*psia*)

T_{c_i} = Temperatura crítica del componente ($^{\circ}R$)

Y_i = Fracción molar del componente adimensional.

2.6.8.1.2 Método de la Gravedad Específica

Cuando no se conoce la composición del gas natural, la presión y temperatura pseudocríticas se pueden estimar a partir de la Figura 10. Standing recomienda los siguientes ajustes, los cuales son necesarios por la presencia de componentes no hidrocarburos tales como H_2S y N_2 .

Gas Natural con gravedad específica del gas (γ_g) menores de 0.75

$$P_{sc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5 \times \gamma_g^2 \quad (28)^{15}$$

$$T_{sc} = 168 + 325 \times \gamma_g - 12.5 \times \gamma_g^2 \quad (29)^{15}$$

Donde:

P_{sc} = Presión pseudocrítica del gas natural (psia)

T_{sc} = Temperatura pseudocrítica del gas natural ($^{\circ}R$)

γ_g = Gravedad específica adimensional.

Estas correlaciones fueron obtenidas por Thomas tomando datos de la Figura 10. Este gráfico muestra en el eje de las abscisas la gravedad específica al cual se quiere determinar la temperatura pseudocrítica y presión pseudocrítica ubicada en las ordenadas del gráfico.

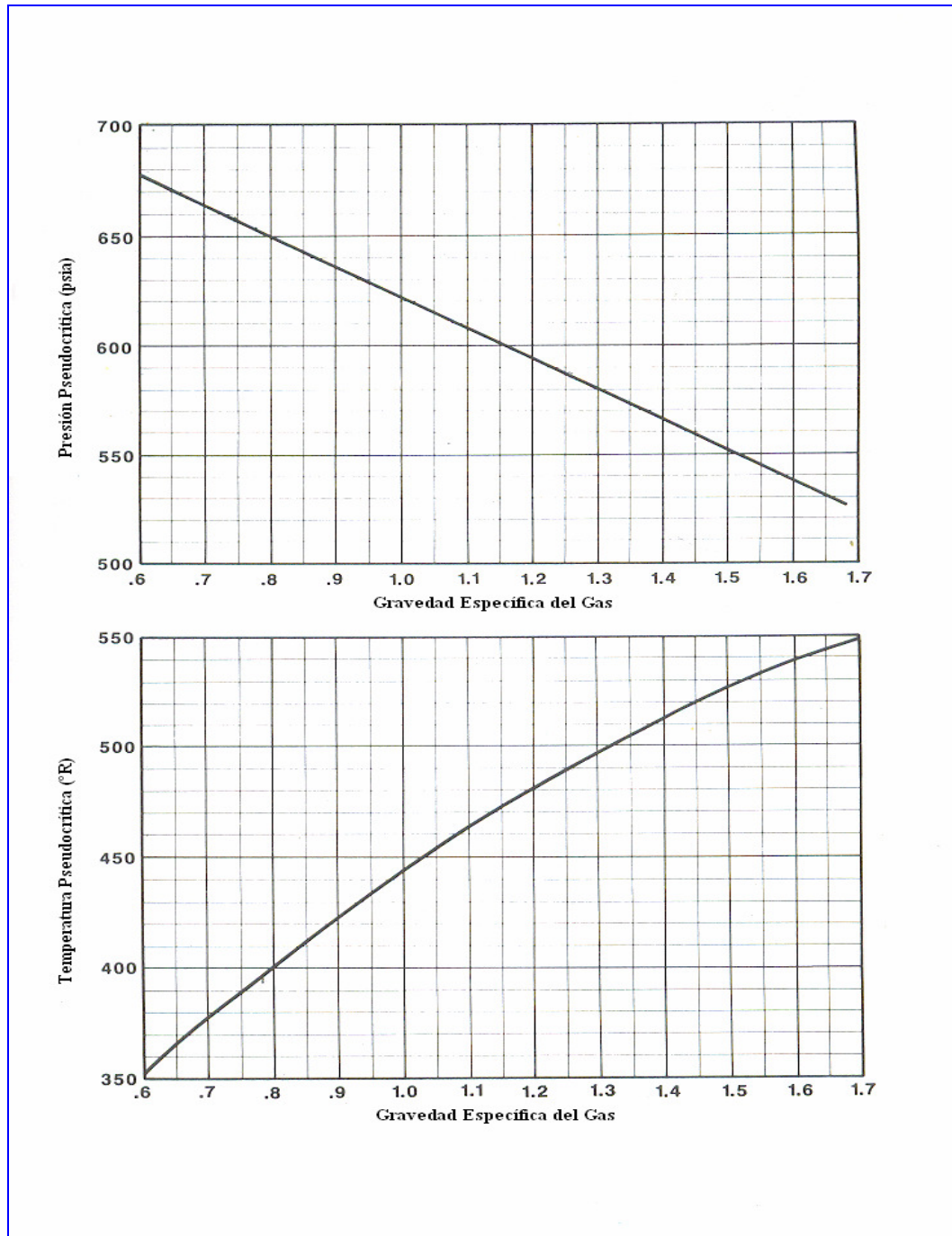


Figura 10: Presión y Temperatura pseudocríticas en Función de la Gravedad Específica¹⁵

2.6.8.1.3 Método gráfico de Standing y Katz¹⁵

Basados en el principio de los estados correspondientes, Standing y Katz (1942) presentaron una correlación gráfica mostrada en la Figura 11 esta puede ser utilizada para estimar el factor de compresibilidad de un gas natural. Cuando se conoce el contenido de impurezas que el gas contiene tales como dióxido de carbono, nitrógeno y sulfuro de hidrógeno, los valores de temperatura y presión crítica son corregidos por tales impurezas, luego se calcula la presión y temperatura pseudoreducidas, el factor de desviación o compresibilidad es determinado por medio del grafico en la Figura 11.

El método de Standing y Katz ha tenido bastante aceptación por dos razones básicas:

1. Exactitud dentro de un 3% en relación a los valores experimentales de Z.
2. Facilidad de los cálculos.

Para tener buenos resultados con este método se deben tener en cuenta las siguientes limitaciones del mismo:

- El gas debe ser rico en metano ($C_1 > 80\%$)
- El gas no debe tener hidrocarburos aromáticos, en muchos casos compuestos como: Benceno (C_6H_6), Tolueno ($C_6H_5CH_3$) se encuentran en pequeñas cantidades en los gases naturales.
- El gas no debe tener impurezas Nitrógeno N_2 , Dióxido de Carbono CO_2 , Sulfuro de Hidrogeno H_2S .

El contenido de 20% de N_2 produce un error de 4%. La presencia de CO_2 en la mezcla produce un error en el cálculo de Z igual al valor del porcentaje de CO_2 en la mezcla.

- No presenta buenos resultados a temperaturas y presiones cercanas a la crítica.
- No se recomienda su uso en el cálculo de Z a presiones mayores de 10000 lpc.

2.6.8.1.4 Correlación de Wichert y Aziz¹⁵

Cuando el gas natural contiene impurezas (CO_2, H_2S) se recomienda utilizar la corrección hecha por Wichert y Aziz al método de Standing y Katz. Esta corrección consiste en calcular la presión y temperatura pseudocríticas usando las siguientes ecuaciones:

$$T_{sc} = (\sum T_{ci} \times Y_i) - F_{sk} \quad (30)^{15}$$

$$P_{sc} = \frac{(\sum P_{ci} \times Y_i) \times T_{sc}}{(\sum T_{ci} \times Y_i) + B \times (1 - B) \times F_{sk}} \quad (31)^{15}$$

$$F_{sk} = 120 \times (A^{0.9} - A^{1.6}) + 15 \times (B^{0.5} - B^4) \quad (32)^{15}$$

$$A = Y_{CO_2} + Y_{H_2S} \quad (33)^{15}$$

$$B = Y_{H_2S} \quad (34)^{15}$$

Donde:

P_{sc} = Presión pseudocrítica del gas natural (*psia*)

T_{sc} = Temperatura pseudocrítica del gas natural ($^{\circ}R$)

P_{c_i} = Presión crítica del componente (*psia*)

T_{c_i} = Temperatura crítica del componente ($^{\circ}R$)

Y_{CO_2}, Y_{H_2S} = Fracciones molares del CO_2 y H_2S respectivamente.

A = Adimensional

B = Adimensional

Fsk = Factor de corrección, Por contaminantes CO_2 y H_2S $^{\circ}R$

Teniendo la temperatura y presión pseudocríticas corregidas por la presencia de componentes no hidrocarburos, se calculan la presión y la temperatura pseudoreducidas con las cuales se obtiene Z_g de la Figura 11. Cuando no se conoce la composición del gas no se pueden estimar las presiones críticas y temperaturas críticas para cada elemento por tal motivo no se puede utilizar las Ecuaciones 26 y Ecuación 27, en estos casos se pueden estimar en base a la gravedad específica Ecuación 28 y Ecuación 29.

La Ecuación 28 y Ecuación 29, se utilizaran en este trabajo para el cálculo de presión pseudocrítica y temperatura pseudocrítica respectivamente.

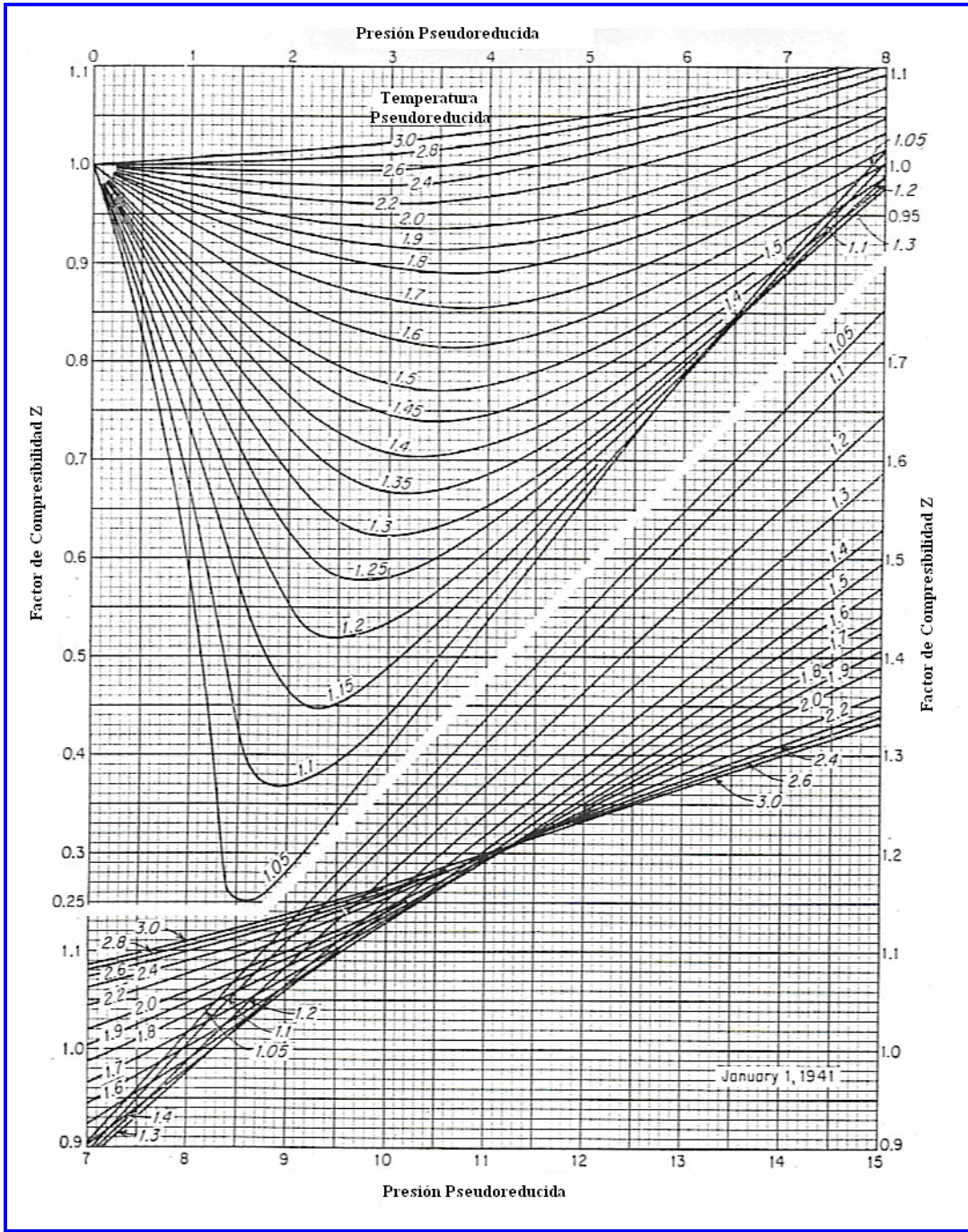


Figura 11: Factor de Compresibilidad para gases Naturales. (Standing y Katz)¹²

2.6.8.1.5 Ajustes de las curvas de Standing y Katz¹⁵

Debido a la gran utilización de este método en la industria del petróleo se han ajustado las curvas por métodos numéricos con el fin de obtener valores de Z_g por medio del computador.

2.6.8.1.5.1 Ajuste de Brill y Beggs¹⁵

Standing presenta un ajuste matemático de Z_g obtenido por Brill y Beggs. Este ajuste es preciso y se puede usar fácilmente en cálculos de diseño de proyectos de ingeniería de producción.

$$Z_g = A + \frac{(1-A)}{e^B} + C \times P_{sr} D \quad (35)^{15}$$

Donde:

$$A = 1.39 \times (T_{sr} - 0.92)^{0.5} - 0.36 \times T_{sr} - 0.101 \quad (36)^{15}$$

$$B = (0.62 - 0.23 \times T_{sr}) \times P_{sr} + \left[\frac{0.066}{T_{sr} - 0.86} - 0.037 \right] \times P_{sr}^2 + \frac{0.32 \times P_{sr}^6}{10^9 \times (T_{sr} - 1)}$$

$$C = (0.132 - 0.32 \times \log T_{sr}) \quad (37)^{15}$$

$$D = \text{antilog}(0.3106 - 0.49 \times T_{sr} + 0.1824 \times T_{sr}^2) \quad (38)^{15}$$

Donde:

A, B, C, D son constantes que dependen de la temperatura pseudoreducida ya que estamos trabajando con mezclas de gases, este ajuste se obtiene mediante análisis matemáticos realizando múltiples pruebas y ensayos experimentales.

P_{sr} y T_{sr} = Presión y temperatura pseudoreducida respectivamente (adimensional).

El anterior ajuste fue verificado por Standing obteniendo para 94 puntos errores en el rango de +2.63% y -3.93% con valores de presión y temperatura pseudoreducidas variando entre 0-13 y 1.2 – 2.4 respectivamente. Esta correlación será utilizada en este trabajo para estimar el factor de compresibilidad en las líneas de flujo.

2.6.8.1.5.2 Correlaciones de Gopal¹⁶

Gopal en 1977 presentó unas correlaciones de curvas cuyo objetivo es representar a través de ecuaciones, la carta de Standing y Katz (ver Tabla N° 3). Estas ecuaciones son de la forma:

$$Z = P_r \times (A \times T_r + B) + C \times T_r + D \quad (39)^{16}$$

Donde:

P_r = Presión reducida adimensional

T_r = Temperatura reducida adimensional

A, B, C, y D son las constantes de cada correlación.

En total se tienen trece ecuaciones de este tipo, cuyos porcentajes de error en comparación con el gráfico de Standing y Katz Figura 11 se encuentran entre 0.6% y 2.5 %.

Tabla N°3: Correlaciones de Gopal para la carta de Standing y Katz¹⁶

Rango de Presión Reducida	Rango de Temperatura Reducida	ECUACIÓN
0.2 – 1.2	1.05 – 1.2	$P_r \times (1.6643 \times T_r - 2.114) - 0.3647 \times T_r + 1.4385$
	1.2 – 1.4	$P_r \times (0.5222 \times T_r - 0.8511) - 0.0364 \times T_r + 1.0490$
	1.4 - 2	$P_r \times (0.1391 \times T_r - 0.2988) - 0.0007 \times T_r + 0.9967$
	2 - 3	$P_r \times (0.0295 \times T_r - 0.0825) + 0.0009 \times T_r + 0.9967$
1.2 – 2.8	1.05 – 1.2	$P_r \times (-1.3570 \times T_r + 1.4942) + 4.6315 \times T_r - 4.7009$
	1.2 – 1.4	$P_r \times (0.1717 \times T_r + 0.3232) + 0.5869 \times T_r + 0.1229$
	1.4 - 2	$P_r \times (0.0984 \times T_r + 0.2053) + 0.0621 \times T_r + 0.8580$
	2 - 3	$P_r \times (0.0211 \times T_r + 0.0527) + 0.0127 \times T_r + 0.9549$
2.8 – 5.4	1.05 – 1.2	$P_r \times (-0.3278 \times T_r + 0.4752) - 1.8223 \times T_r - 1.9036$
	1.2 – 1.4	$P_r \times (-0.2521 \times T_r + 0.3871) - 1.6087 \times T_r - 1.6635$
	1.4 - 2	$P_r \times (-0.0284 \times T_r + 0.0625) - 0.4714 \times T_r - 0.0011$
	2 - 3	$P_r \times (0.0041 \times T_r + 0.0039) - 0.0607 \times T_r - 0.7927$
$P_r > 5.4$	1.05 - 3	$P_r \times (0.711 + 3.66 \times T_r)^{-14667} - 1.637 / (0.319T_r + 0.522) + 2.071$

Donde:

P_r = Presión reducida adimensional

T_r = Temperatura reducida adimensional

2.7 Manejo de Gas Natural⁵

La producción y utilización del gas natural presenta una gran variedad de consideraciones que se traducen en inversiones y costos de operaciones que conducen a la realidad económica de las alternativas comerciales. Estas consideraciones podemos agruparlas en diferentes módulos las cuales se describen a continuación.

2.7.1 Gas en el Yacimiento⁵

Las operaciones de manejo de gas natural comienzan en el yacimiento, en el cual se encuentra como gas natural asociado del petróleo (gas asociado) y el gas libre (no asociado), el gas se encuentra inicialmente en el yacimiento a cierta presión y temperatura. La magnitud de la presión original es de gran importancia porque esta es la energía del yacimiento de la cual depende:

- a) El flujo de gas del yacimiento al pozo y del fondo de éste a la superficie.
- b) Pronósticos de declinación de la presión en relación al volumen acumulado de gas producido durante la vida productiva del yacimiento.
- c) Determinar su declinación y acercamiento a la presión de rocío, o sea la presión a la cual se empieza a manifestar la condensación de los líquidos en el yacimiento esto en el caso de gas húmedo y gas condensado.

El objetivo que se busca en este módulo es mejorar el flujo de crudo y gas en los yacimientos a través de medios porosos.

2.7.2 Flujo de Gas del Fondo del Pozo a la superficie.^{1,5}

Del yacimiento al fondo del pozo y de allí hasta el cabezal y luego a través de las instalaciones en la superficie, el comportamiento del flujo de gas y sus componentes se rige por las relaciones presión, volumen, temperatura.

En este módulo es importante que se mantengan estas relaciones adecuadamente en el yacimiento y en el pozo de manera que no exista condensación de líquido en esos dos sitios.

El comportamiento y el manejo del yacimiento y de los pozos de gas influyen en la eficiencia de la producción (productividad de los pozos) y en el aprovechamiento óptimo de las posibilidades de la mayor extracción de líquidos del gas natural.

2.7.3 Recolección de Gas^{1,5}

El sistema de recolección de flujo de gas, en superficie consiste en la sección de la tubería y accesorios o elementos que sirven para transmitir el gas producido desde el comienzo del pozo hasta instalaciones de tratamiento del campo. Estas instalaciones pueden tratar el gas proveniente de uno o varios pozos.

Existen dos tipos básicos de sistemas de recolección en el campo de producción de petróleo y gas, *sistema de recolección axial* y *sistema de recolección radial* Figura 12 y Figura 13 respectivamente. En el sistema de recolección axial la producción de varios pozos fluye a una línea común, mientras el sistema de recolección radial, las líneas de flujo que provienen del cabezal de diferentes pozos convergen o llegan a un punto central donde las instalaciones están localizadas.

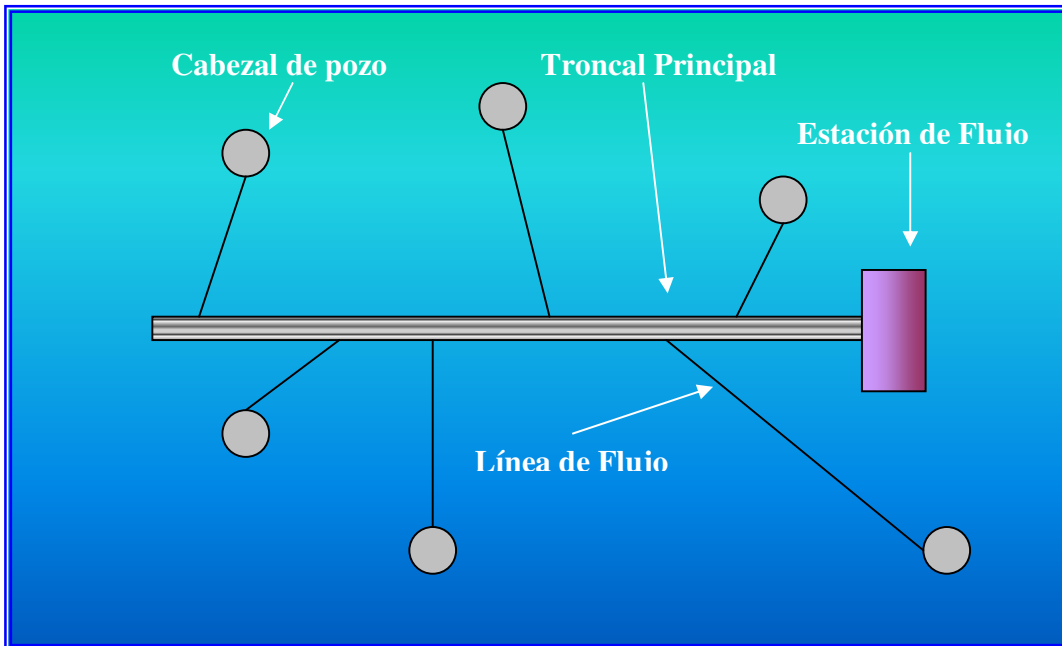


Figura 12: Sistema de recolección axial.⁹

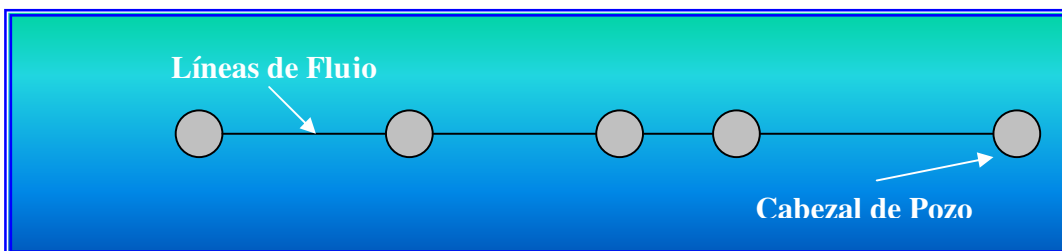


Figura 13: Sistema de recolección radial⁹

Estos dos sistemas básicos pueden ser modificados, y algunas veces combinados dependiendo del proyecto de producción que se quiera desarrollar. En la Figura 14 y Figura 15 se puede apreciar una combinación de sistema de recolección radial en el nivel local para pozos individuales, así como también a nivel global para grupos de pozos.

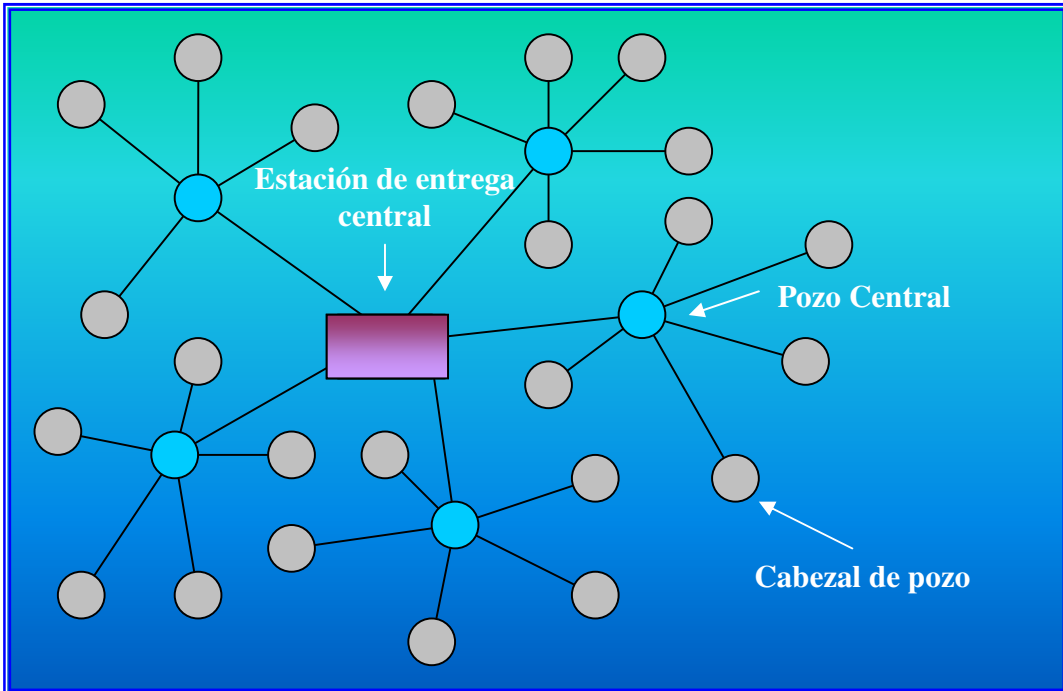


Figura 14: Sistema de entrega al pozo central.⁹

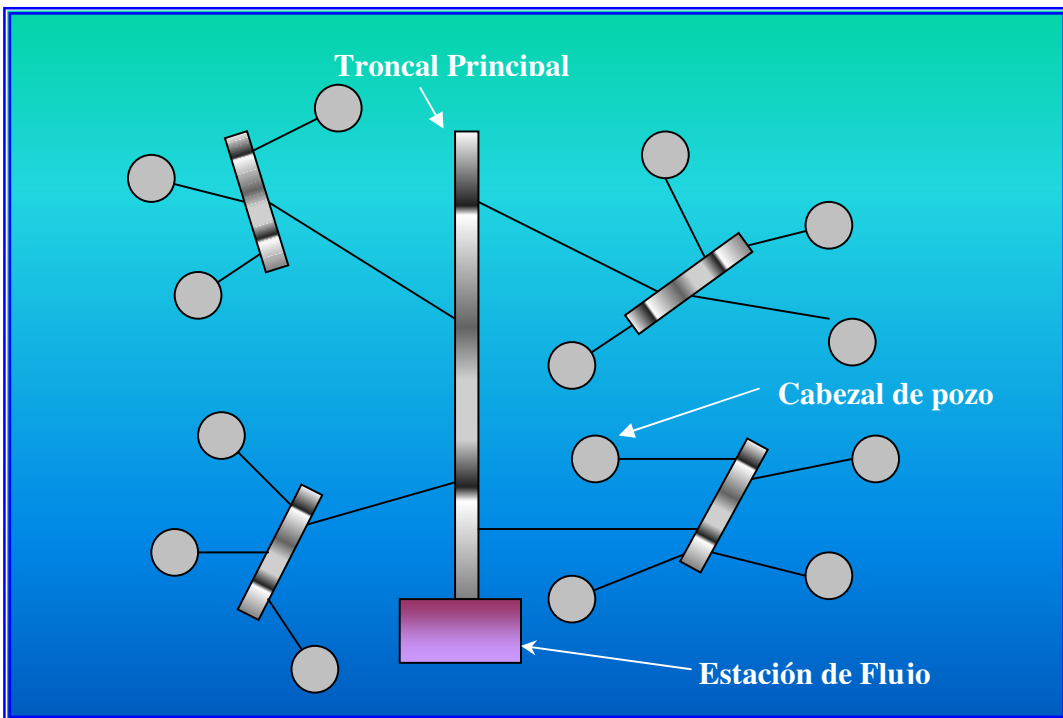


Figura 15: Sistema de entrega línea troncal.⁹

La selección de uno u otro sistema depende de diversos factores, los cuales podemos mencionar: los costos que pudiera significar varias secciones de tubería y el tipo de tubería empleada para el sistema pozo central, comparado con el costo que representa la instalación de una gran tubería que se utiliza en el sistema de línea principal.

Viabilidad técnica el sistema de recolección puede tener que enterrarlo a pocos pies bajo la superficie, favoreciendo la instalación de un sistema sobre otro, en términos de costos y fácil mantenimiento.

Las características de la producción este aspecto engloba flujo y volúmenes de fluido, distribución de pozos actual así como posibles distribuciones de pozos futuras estimadas sobre los campos, presiones de cabezal de pozos, y la posibilidad de desarrollo de operaciones de almacenaje del hidrocarburo en superficie y subterráneas.

2.7.4 Proceso de Separación^{1,5}

Si el gas producido viene con agua y petróleo, los pozos son conectados mediante líneas de flujo a una estación de flujo donde se separa la mezcla de gas, agua y petróleo. El número de estaciones de flujo en el campo depende, naturalmente, de la extensión geográfica del campo, ya que las distancias entre los pozos y sus correspondientes estaciones deben permitir que el flujo se efectúe por la propia presión que muestran los pozos. En estas estaciones también se determina la composición de las corrientes de crudo y gas que salen para planificar el tipo de proceso al que se deben someter para su tratamiento.

2.7.5 Proceso de Medición^{1,5}

Este proceso es importante ya que se quiere saber las relaciones en que se encuentran el gas y el petróleo, así como la cantidad de agua. Dependiendo de la cantidad de cada fluido se diseñan los equipos que constituyen la infraestructura de todo el proceso de producción del hidrocarburo. La medición es un proceso que se realiza en diferentes puntos del sistema, esto es debido a las propiedades y características del gas, su volumen es afectado por la presión y la temperatura.

2.7.6 Proceso de Tratamiento^{1,5}

La finalidad del tratamiento y acondicionamiento del gas consiste en la remoción de partículas de agua, sedimentos, Sulfuro de hidrógeno, Nitrógeno Dióxido de carbono, líquidos para que el gas tenga finalmente las características y propiedades que lo hacen apto para usos industriales, comerciales y domésticos.

2.7.7 Proceso de extracción de Líquidos^{1,5}

Los líquidos de gas natural (LGN) que puede contener el gas, como propano, pentano, hexano y heptano y más pesados se extraen en la superficie por medio de instalaciones de separación, absorción, refrigeración y plantas diseñadas específicamente para tales fines. Además, componentes del gas, como el metano, el etano, el propano y los butanos pueden ser licuados mediante tratamientos apropiados, por medio de instalaciones de separación, absorción, refrigeración y plantas diseñadas específicamente para tales fines.

2.7.8 Transporte y Entrega de Gas¹

Comprende la parte final del manejo del gas, la constituye el transporte desde las instalaciones de los campos y las entregas de volúmenes determinados a los mercados es decir a los cliente, ya sean por empresas encargadas de su distribución, o entrega directa por parte de la empresa que lo produce. El consumo de gas por los equipos que conforman el sistema de recolección tales como Compresores, bombas, volúmenes de gas que se va a inyectar a yacimientos para recuperación secundaria entre otros, también representan puntos de entrega de gas ya que es posible que se requiera de instalaciones adecuadas para tal fin.

Para el transporte de gas es indispensable el diseño e instalación de redes de gasoductos también conocidos como *sistemas de distribución* los cuales dependen de diferentes aspectos característicos del gas, como su composición, su comportamiento volumétrico bajo la acción de la presión y la temperatura y su compresibilidad, su contenido de hidrocarburos y líquidos entre otros factores.

La verdadera escogencia está en que la tubería satisfaga los requisitos de funcionamiento y que se cumpla con la mayor economía posible de diseño sin comprometer la eficiencia de la instalación.

La transmisión de gas requieren que el desempeño de las tuberías se mantenga en el nivel requerido por los contratos de entrega a los clientes, son variadas las razones en las que se tienen que modificar los sistemas de distribución o segmentos de estos.

Algunas de estas razones se citan a continuación:

- Tiempo de operación de las tuberías: El tiempo de uso influye ya que este genera daños de corrosión, envejecimiento lo cual le resta la eficiencia de las tuberías.
- Nuevos contratos de entrega de gas: En algunos casos se tienen que incluir nuevos clientes a la red de distribución, esto implica el cumplimiento de nuevos contratos que requiere modificaciones en las redes de tuberías.
- Mantenimiento de los sistemas de transmisión: el mantenimiento de las redes de tuberías es requerido para el buen funcionamiento de los sistemas. Estos no pueden interferir en la entrega a los consumidores, por tal motivo se deben planificar arreglos de tuberías que mantengan el suministro. En la siguiente figura se muestra un esquema típico de producción y procesamiento del gas natural (Figura 16).

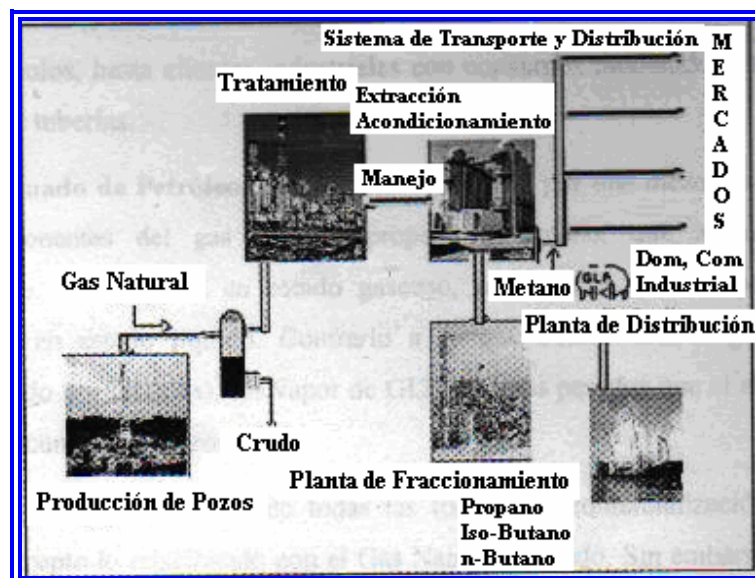


Figura. 16: Esquema típico de producción y procesamiento del gas⁵

2.8 Fundamentos Termodinámicos que Gobiernan el Flujo en Sistemas de Transporte y Distribución de Gas Natural.

Para el diseño de un Sistema de Transmisión o Distribución de gas hay que empezar por entender la forma o comportamiento del gas natural en ese medio de transporte. Para tal fin se requiere de la aplicación de otras ciencias tales como la mecánica de los fluidos que se ha desarrollado gracias al entendimiento de las propiedades de los fluidos y a la aplicación de las leyes básicas de la termodinámica, con la finalidad de establecer una relación entre las propiedades del fluido, características de la tubería y condiciones de operación de los fluidos en un sistema de distribución. Con la finalidad de alcanzar los objetivos específicos de este trabajo se hace necesario revisar algunos conceptos y principios termodinámicos y referentes a la mecánica de fluidos necesarios para garantizar el diseño y evaluación de un sistema de recolección de gas natural.

Además de las ciencias básicas mencionadas, se requiere de un modelo el cual consta de una serie de consideraciones por lo general ideales en sus inicios, que posteriormente son modificadas con la aplicación de nuevos principios para modelar el proceso estudiado.

Por ultimo se requiere de una relación matemática, que por lo general son sistemas de ecuaciones los cuales dependiendo de su naturaleza requieren de un método numérico para resolverlo.

2.8.1 Sistemas Cerrados y Abiertos¹⁸

Un sistema, es una cantidad de materia o una región en el espacio elegida para estudio. La masa o región fuera del sistema recibe el nombre de alrededores. La superficie real o imaginaria que separa al sistema de sus alrededores se llama frontera. Estos términos se ilustran en la Figura 17. La frontera de un sistema es *fija* o *móvil*. Se puede observar que la superficie de contacto es compartida tanto por el sistema como por los alrededores. En términos matemáticos, la frontera tiene espesor cero y, por ello, no contiene ninguna masa ni ocupa ningún volumen en el espacio.

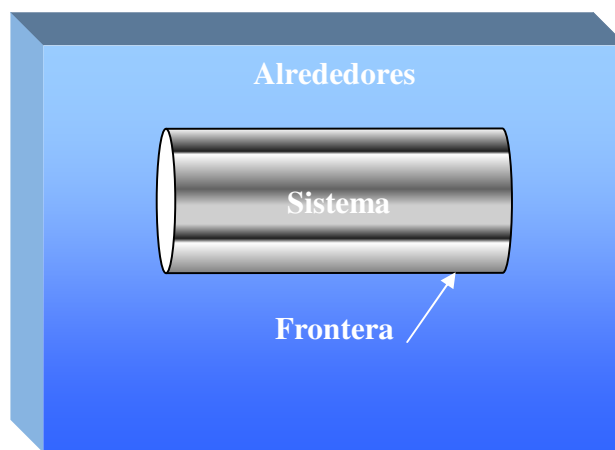


Figura 17: Sistema, Alrededores y Frontera

Los sistemas serán cerrados o abiertos, lo cual depende de si se elige una masa fija o un volumen fijo en el espacio para estudio. Un sistema cerrado (también conocido como masa de control) consiste en una cantidad fija de masa que no puede cruzar su frontera. Esto quiere decir, que ninguna masa puede entrar o abandonar un sistema cerrado, como muestra la Figura 18. Pero la energía, en forma de calor o trabajo, puede cruzar la frontera y el volumen de un sistema cerrado no tiene que ser fijo. Si como un caso especial, incluso a la energía no se le permite cruzar la frontera, ese sistema se le denomina sistema aislado.



Figura 18: Sistema Cerrado

Un sistema abierto, o volumen de control, como se llama con frecuencia, es una región seleccionada en el espacio. En este tipo de sistemas tanto la masa como la energía pueden cruzar la frontera de un volumen de control, la cual se denomina superficie de control. Este tipo de sistemas se estudia mejor cuando se selecciona el volumen de control en la región dentro del dispositivo en estudio Figura 19.

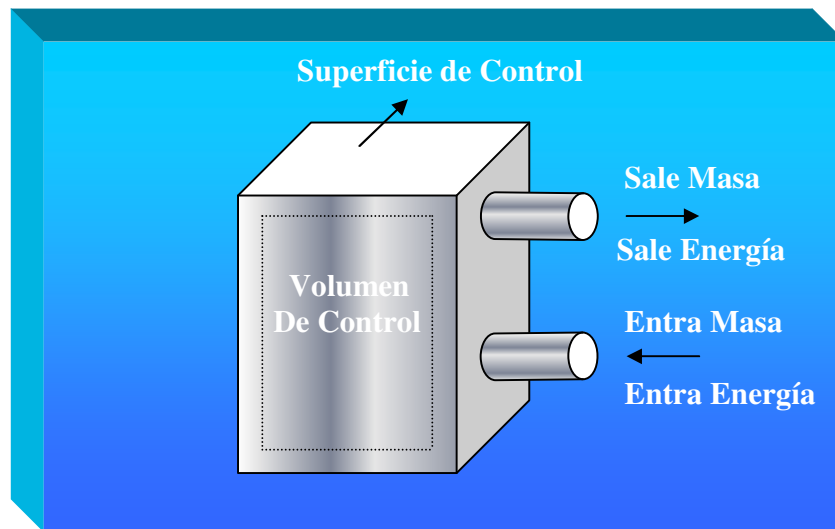


Figura 19: Sistema Abierto

2.8.2 Ley Cero de la Termodinámica¹⁸

La ley cero de la termodinámica establece que si dos cuerpos se encuentran en equilibrio térmico con un tercer cuerpo, están en equilibrio térmico entre sí. Entiéndase como equilibrio térmico cuando la temperatura es la misma en todo el sistema. Es decir el sistema no implica diferenciales de temperatura.

Esta Ley fue formulada y nombrada por primera vez por R.H. Fowler en 1931. Su nombre se debe a que su valor como principio físico fundamental fue reconocido más de medio siglo después de la formulación de la primera y segunda leyes de la termodinámica.

2.8.3 Primera ley de la Termodinámica¹⁸

La primera ley puede establecerse del modo siguiente: Durante la interacción entre un sistema y sus alrededores, la cantidad de energía ganada por el sistema debe ser exactamente igual a la energía perdida por su entorno. La energía puede definirse como la capacidad para producir cambios, y esta puede existir de numerosas formas: térmica, mecánica, cinética y potencial. Cuando se estudia un sistema cerrado la energía puede cruzar la frontera en dos formas distintas como son calor y trabajo. El calor es la forma de energía que se ha transferido entre dos sistemas (o sistema y sus alrededores) debido a una diferencia de temperatura. Una interacción de energía es calor sólo si ocurre debido a una diferencia de temperatura. De ello se deduce que no hay ninguna transferencia de calor entre dos sistemas que se encuentran a la misma temperatura.

Un proceso durante el cual no hay transferencia térmica se denomina proceso adiabático. Existen dos formas en las que un proceso puede ser adiabático: el sistema está bien aislado de modo que sólo una cantidad despreciable de calor cruza la frontera, o tanto el sistema como los alrededores tienen la misma temperatura.

Trabajo, al igual que el calor, el trabajo es una interacción de energía entre un sistema y sus alrededores. De manera más específica, el trabajo es la transferencia de energía asociada con una fuerza que actúa a lo largo de una distancia.

La producción de trabajo mediante un sistema es considerado un efecto positivo deseable y el consumo de trabajo un efecto negativo indeseable. El trabajo realizado por un sistema es positivo y el trabajo efectuado sobre un sistema es negativo.

La primera ley de la termodinámica también conocida como el principio de la conservación de la energía (la energía no puede ser creada ni destruida sólo puede ser transformada), es una base sólida para el estudio de las relaciones entre las energías en forma de calor Q , el trabajo W y la energía total E .

Para generalizar las relaciones entre estas energías considerando un sistema cerrado o una masa fija, puede expresarse como sigue:

$$Q - W = \Delta E \quad (40)^{18}$$

Donde:

Q = Transferencia neta de calor a través de las fronteras del sistema.

$$Q = \sum Q_{en} - \sum Q_{sal} \quad (41)^{18}$$

W = Trabajo neto hecho en todas las formas.

$$W = \sum W_{sal} - \sum W_{en} \quad (42)^{18}$$

ΔE = Cambio neto en la energía total del sistema

$$\Delta E = E_2 - E_1 \quad (43)^{18}$$

La energía total E consta de tres partes: energía interna U , energía cinética E_c y energía potencial E_p . El cambio en la energía interna de un sistema durante un proceso se expresa como la suma de los cambios de energías internas, cinética y potencial:

$$\Delta E = \Delta U + \Delta E_c + \Delta E_p \quad (44)^{18}$$

Sustituyendo la Ecuación 40 en la Ecuación 44 resulta:

$$Q - W = \Delta U + \Delta E_c + \Delta E_p \quad (45)^{18}$$

Energía Interna (U): Se puede definir como la suma de todas las formas de energía microscópicas de un sistema. Se relaciona con la estructura y el grado de actividad moleculares y puede verse como la suma de las energías cinética y potencial de las moléculas.

Energía Cinética (E_c): Se refiere a la energía que un sistema posee como resultado de su movimiento en cierto marco de referencia, en el caso que todas las partes de un sistema se mueven con la misma velocidad la energía cinética se expresa como se indica a continuación

$$E_c = \frac{m \times V^2}{2} \quad (46)^{18}$$

Donde:

m = Masa.

V = Velocidad del sistema en relación a un marco de referencia.

La demostración de esta ecuación se puede apreciar en el Apéndice A.

Por unidad de masa,

$$E_c = \frac{V^2}{2} \quad (47)^{18}$$

Energía potencial (E_p): Esta relacionada a la energía que un sistema posee como resultado de su elevación en un campo gravitacional, y se expresa como:

$$E_p = m \times g \times z \quad (48)^{18}$$

Por unidad de masa,

$$E_p = g \times z \quad (49)^{18}$$

Donde:

g = Aceleración gravitacional

z = Es la elevación del centro de gravedad de un sistema en relación con un cierto plano de referencia, elegido de manera arbitraria (ver Apéndice B).

Para un sistema la energía total se integra por energía cinética, potencial e interna y se puede expresar de la siguiente manera:

$$E = U + E_C + E_P = U + \frac{m \times V^2}{2} + m \times g \times z \quad (50)^{18}$$

En el caso de una unidad de masa,

$$E = U + E_C + E_P = U + \frac{V^2}{2} + g \times z \quad (51)^{18}$$

Las ecuaciones y conceptos referentes a energía son necesarias ya que todas las ecuaciones en las cuales se fundamenta los cálculos en el campo de la mecánica de flujo de fluidos, son derivadas de un balance de energía, más adelante se explicara este balance y su utilidad en este trabajo.

2.8.4 Entalpía¹⁸

El concepto de entalpía es utilizado en muchas deducciones de ecuaciones de flujo de fluidos de tubería por lo tanto es de gran importancia para el desarrollo de este trabajo. La entalpía es el parámetro definido por la suma de la energía interna más el producto de la presión por el volumen. Este planteamiento se puede explicar mediante el fenómeno de estrangulación. El cual consiste en el paso de un fluido de una región de presión constante elevada a otra de presión constante y menor que la anterior; este proceso debe efectuarse a través de un tabique poroso o de un pequeño orificio y sin intercambio de calor (proceso adiabático). Estas condiciones se pueden apreciar en la Figura 20.

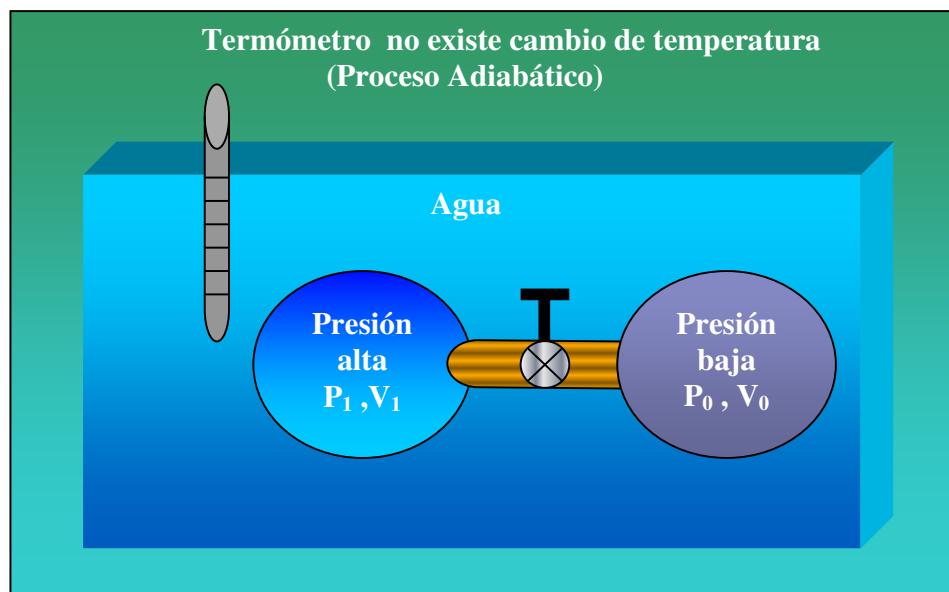


Figura 20: Fenómeno de Estrangulador¹⁸

A un lado del orificio las condiciones son P_1, V_1 y al otro P_0, V_0 . El balance neto del trabajo realizado por el sistema esta definido por la relación.

$$W = P_1 \times V_1 - P_0 \times V_0 \quad (52)^{18}$$

Como el proceso es adiabático la primera ley de la termodinámica (Ecuación 40) queda expresada como:

$$W = -\Delta U \quad (53)^{18}$$

Ya que el calor intercambiado con el entorno es nulo, debido a que no hay tiempo suficiente ni área lo bastante grande para que ocurra alguna transferencia de calor efectiva. Además no se efectúa trabajo y el cambio en la energía potencial, si es que ocurre, es muy pequeño. Aun cuando la velocidad de salida es a menudo considerablemente más alta que la velocidad de entrada, en muchos casos, el aumento en la energía cinética es insignificante. El trabajo mecánico proporcionado por el sistema es igual a su descenso en energía interna. Así, podremos escribir la siguiente relación:

$$-(U_1 - U_0) = P_1 \times V_1 - P_0 \times V_0 \quad (54)^{18}$$

Aplicando propiedad distributiva y agrupando las variables U_0, P_0, V_0 resulta:

$$U_0 + P_0 \times V_0 = U_1 + P_1 \times V_1 \quad (55)^{18}$$

La Ecuación 55 puede escribirse como

$$H = U + P \times V \quad (56)^{18}$$

Donde:

$H =$ Entalpía

$U =$ Energía interna

$P =$ Presión

$V =$ Volumen

$P \times V =$ Energía del fluido que fluye.

El término $P \times V$ se conoce como trabajo de flujo o energía de flujo, y es necesaria para mantener un flujo continuo a través de un volumen de control. En el Apéndice C se presenta una relación para el trabajo de flujo.

2.8.5 Segunda ley de la termodinámica.¹⁸

Uno de los enunciados clásicos de la segunda ley de la termodinámica es el enunciado de Clausius, el cual será de utilidad en este trabajo para la deducción de la ecuación de flujo por tuberías, el enunciado de Clausius establece, “Es imposible construir un dispositivo que opere en un ciclo y cuyo único efecto sea producir la transferencia de calor de un cuerpo de temperatura más baja a un cuerpo de temperatura más alta”. Este hecho parte de observaciones experimentales, este enunciado plantea que los procesos se dan en una cierta dirección, y no en cualquier dirección, dicho en otros términos, el trabajo sólo puede convertirse en calor directamente, pero el calor puede convertirse en trabajo solo por medio de dispositivos llamados máquinas térmicas. Necesariamente los procesos ocurren en una dirección y una vez que han ocurrido, estos no pueden invertirse por sí solos de modo espontáneo y regresar al sistema a su estado inicial.

Por esta razón se clasifican como procesos irreversibles. De lo contrario sería un proceso reversible el cual es aquel que puede invertirse sin dejar ninguna huella en los alrededores. Esto es posible sólo si el intercambio de calor neto y el intercambio de trabajo neto es cero.

En la realidad no ocurren procesos reversibles en la naturaleza. Son solo idealizaciones de los procesos reales, pero son necesarios ya que facilita el análisis ya que pasa por diferentes estados de equilibrio. Y sirven como modelos ideales con los cuales pueden compararse modelos reales.

Este concepto es de gran utilidad ya que en el flujo de gas por tuberías presenta irreversibilidades tales como la fricción la cual esta asociada a cuerpos en movimiento. Cuando dos cuerpos en contacto están obligados a moverse uno respecto del otro, se genera una fuerza de fricción que se opone al movimiento, y se requiere de cierto trabajo para superarla. Al final la energía suministrada como trabajo se convierte en calor durante el proceso y se transfiere a los cuerpos en contacto (gas y paredes internas de la tubería) evidenciándose un aumento de temperatura en la interfaz. En el caso de invertir la dirección del flujo de gas, los cuerpos retomaran su posición original pero la interfaz no se enfriará y el calor no se convertirá de nuevo en trabajo.

Esta situación se puede esquematizar en la Figura 21. Esta muestra un segmento de tubería por el cual fluye un gas, por influencia de una caída de presión la fricción se produce en el contacto gas que fluye y la tubería, de tal manera que las moléculas de gas en la medida que se acercan al centro de la tubería presentan menos fricción que las cercanas al contacto con la tubería.

La fricción también ocurre entre las mismas moléculas del gas. Pero su efecto no es tan determinante en comparación con la que ocurre en la interfase.

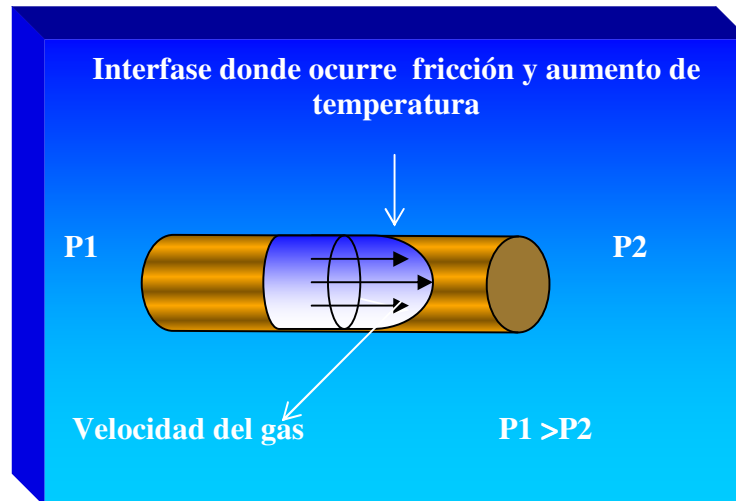


Figura 21: Irreversibilidad asociada a flujo de gas en tuberías

En la Figura 21 el cambio de temperatura indica variación de calor el cual es producto del trabajo generado por la diferencia de presión.

2.8.6 Entropía.¹⁸

La entropía es una medida del desorden molecular o aleatoriedad molecular. Conforme un sistema se vuelve más desordenado, las posiciones de las moléculas son menos predecibles y aumentan la entropía. Por esta razón la entropía en las sustancias sólidas es más baja y más alta en las sustancias gaseosas. La explicación se fundamenta en lo siguiente, en los sólidos las moléculas oscilan continuamente entorno a sus posiciones de equilibrio, pero no pueden moverse unas respecto de otras y se puede predecir su posición en cualquier instante con buena certidumbre.

Sin embargo en la fase gaseosa que es el caso que interesa en este trabajo las moléculas se mueven al azar, chocan entre ellas y cambian de dirección lo que hace en extremo difícil predecir con precisión el estado microscópico de un sistema en cualquier instante. Asociado con este caso molecular hay un elevado valor de entropía.

En un sistema cerrado el cambio de entropía se debe a la transferencia de calor y a la generación de entropía dentro de las fronteras del sistema. Una expresión para el balance de entropía de un sistema cerrado es:

$$S_2 - S_1 = \int_1^2 \frac{dQ}{T} + S_{gen,sys} \quad (57)^{18}$$

Donde:

$S_2 - S_1$ = Cambio de entropía

T = Temperatura absoluta de parte de la frontera del sistema

dQ = Diferencial de calor que cruza la frontera (positivo si entra al sistema y negativo si sale)

$S_{gen,sys}$ = Generación de entropía dentro del sistema.

$\int_1^2 \left(\frac{\delta Q}{T} \right) =$ Transferencia de entropía con calor.

La relación anterior del balance de entropía expresa que el cambio de entropía de un sistema cerrado durante un proceso es igual a la suma de la entropía transferida por la frontera del Sistema mediante la transferencia de calor, y de entropía generada dentro de las fronteras del sistema por efecto de irreversibilidades.

El término $\int_1^2 \frac{dQ}{T}$ define la desigualdad de Clausius (1822-1888), el cual plantea:

$$\oint \frac{dQ}{T} \leq 0 \quad (58)^{18}$$

También la podemos expresar como:

$$\int_1^2 \frac{dQ}{T} + \int_2^1 \left(\frac{dQ}{T} \right)_{\text{int rev}} \leq 0 \quad (59)^{18}$$

La situación anterior se puede ejemplificar mediante un ciclo formado por dos procesos 1-2 mostrado en la Figura 22 este proceso arbitrario (reversible o irreversible), y el proceso 2-1, que es internamente reversible.

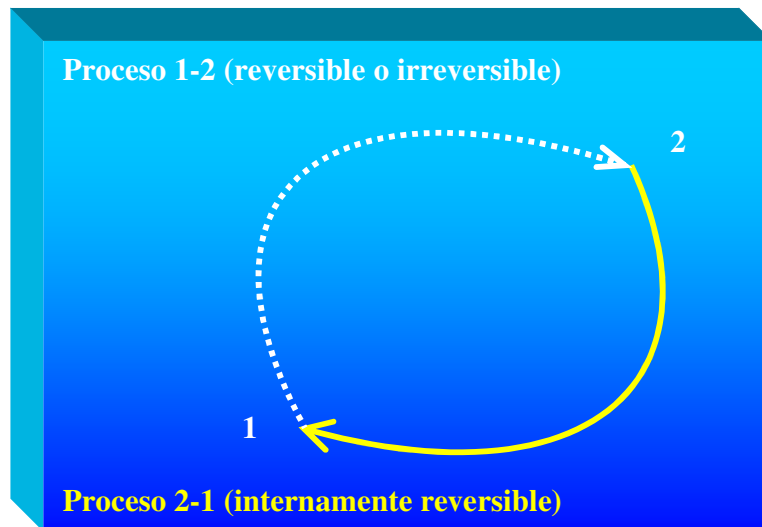


Figura 22: Ciclo compuesto por un proceso reversible y uno irreversible¹⁸.

La segunda integral se reconoce como cambio en la entropía $S_1 - S_2$. Por consiguiente,

$$\int_1^2 \frac{dQ}{T} + S_1 - S_2 \leq 0 \quad (60)^{18}$$

$$S_2 - S_1 \geq \int_1^2 \frac{dQ}{T} \quad (61)^{18}$$

o,

$$\Delta S \geq \int_1^2 \frac{dQ}{T} \quad (62)^{18}$$

La Ecuación 62 es el enunciado matemático de la segunda ley de la termodinámica y se puede expresar de forma diferencial como:

$$dS \geq \frac{dQ}{T} \quad (63)^{18}$$

Donde la igualdad se cumple para un proceso internamente reversible y la desigualdad para un proceso irreversible. La conclusión derivada de las ecuaciones anteriores es que el cambio de entropía de un sistema cerrado durante un proceso irreversible es mayor que la integral de $\frac{dQ}{T}$ evaluada para ese proceso. En el caso de un proceso reversible, estas dos cantidades se vuelven iguales. T la temperatura

Absoluta en la frontera, donde el calor diferencial dQ se transfiere entre el sistema y los alrededores.

La cantidad $\Delta S = S_2 - S_1$ representa el cambio de entropía del sistema en un proceso reversibles igual a $\int_1^2 \frac{dQ}{T}$, que representa la transferencia de entropía con calor. Es decir, el cambio de entropía de un sistema cerrado durante un proceso reversible es igual a la transferencia de entropía durante ese proceso.

2.8.7 Relaciones Tds ¹⁸

En los sistemas estacionarios cerrados, entiéndase como los sistemas cuya velocidad y elevación del centro de gravedad permanecen constantes, La forma diferencial para la ecuación de la conservación de la energía que contiene a una sustancia compresible simple, puede expresarse como:

$$\delta Q_{\text{int rev}} - \delta W_{\text{int rev}} = dU \quad (64)^{18}$$

De la Ecuación 61 para procesos internamente reversibles resulta la ecuación

$$\delta Q_{\text{int rev}} = TdS \quad (65)^{18}$$

Como el trabajo diferencial es igual al producto de la presión P , y el cambio diferencial en el volumen dV .

$$\delta W_{\text{int rev}} = PdV \quad (66)^{18}$$

Por tanto, sustituyendo la Ecuación 65 y la Ecuación 66 en la Ecuación 64 resulta.

$$Tds = du + Pdv \quad (67)^{18}$$

La Ecuación 67 es conocido como primera ecuación Tds o ecuación de Gibbs. La segunda ecuación Tds se obtiene al despejar du de la Ecuación 66 y sustituirla en la derivando la ecuación de entalpía Ecuación 56 resulta.

$$h = u + Pv \rightarrow dh = du + Pdv + vdP \quad (68)^{18}$$

Sustituyendo la Ecuación 67 en la Ecuación 68 y despejando Tds resulta

$$dh = Tds + vdP \quad (69)^{18}$$

$$Tds = dh - vdP \quad (70)^{18}$$

Las Ecuaciones 67 y Ecuación 70 son conocidas como relaciones Tds .

Las relaciones anteriores se desarrollan con un proceso internamente reversible puesto que el cambio de entropía entre dos estados debe evaluarse durante toda su trayectoria reversible.

Pero los resultados obtenidos son válidos tanto para procesos reversibles como irreversibles, debido a que la entropía es una propiedad y el cambio es una propiedad entre dos estados es independiente del tipo de proceso que sufre el sistema. Estas relaciones serán utilizadas en la deducción de la ecuación de flujo de gas en tuberías.

2.9 Características del flujo

La determinación de exacta de la pérdida de presión de un fluido compresible como el gas natural que circula por una tubería depende básicamente de la relación existente entre presión y densidad, lo cual no es fácil de determinar para cada problema en particular. Los extremos considerados normalmente son el flujo adiabático y el flujo isotérmico. El flujo adiabático ocurre en tuberías cortas y bien aisladas. Esto se debe a que no se transfiere calor desde o hacia la tubería, a excepción de la pequeña cantidad de calor que se produce por fricción y que se añade al flujo.

El flujo isotérmico o flujo a temperatura constante se considera que ocurre muy a menudo, ya que este caso se acerca un poco más a la realidad de lo que sucede en las tuberías. Esto se debe a que el flujo intercambia calor con el ambiente a través de las paredes de la tubería, por lo cual, al cabo de un tiempo, la temperatura del fluido tiende a mantenerse constante. Uno de los casos más comunes de flujo isotérmico ocurre en las tuberías de gas natural, y es el caso de consideración de este trabajo.

Muchas de las ecuaciones que se presentan en este capítulo han sido desarrolladas en forma experimental por muchos investigadores, debido a la necesidad de tener un modelo matemático lo más aproximado posible a la realidad y adaptado a los distintos casos que se presentan en la práctica.

2.10 Número de Reynolds⁹

Cuatro tipos de régimen de flujo son posibles cuando fluye una sola fase: Laminar, Crítico, Transición y Turbulento. Estos dependen de un conjunto de parámetros físicos que describen las condiciones de flujo:

- Diámetro de la tubería
- Velocidad del fluido
- Viscosidad del fluido
- Densidad del fluido

Estos parámetros pueden combinarse en un solo número, que permite definir el régimen de flujo que prevalecerá, éste es un parámetro adimensional denominado Número de Reynolds N_{Re} el cual se define como:

$$N_{Re} = \frac{dv\rho}{\mu} \quad (71)^9$$

Donde:

d = Diámetro de la tubería (pie)

v = Velocidad del fluido (pie/seg)

ρ = Densidad del fluido (libra masa/pie³)

μ = Viscosidad (libra masa/pie*segundo)

El régimen de flujo esta relacionado al Número de Reynolds según se muestra en la Tabla N° 4

TABLA N° 4: Tipos de Régimen de flujo según Numero de Reynolds⁹

TIPO DE FLUJO	N _{Re}
Laminar	Menor 2000
Critica	Entre 2000 - 3000
Transición	Entre 3000 - 4000
Turbulento	Mayor 4000

En aplicaciones prácticas el Número de Reynolds para un gas se expresa de la siguiente manera:

$$N_{Re} = \frac{D(\text{pie}) \times v(\text{pie/seg}) \times \rho \left(\frac{\text{libras}}{\text{pie}^3} \right)}{\mu \left[\left(\frac{\text{libras}}{(\text{pie}) \times (\text{seg})} \right) \right]}$$

$$N_{Re} = \frac{D \times W}{\mu \times A} = \frac{4 \times d \times Q_{sc} \times 12 \times 29 \times \gamma_g \times 1000}{\mu \times 24 \times \pi \times 379 \times 2.42} = 20.0 \times \frac{Q_{sc} \times \gamma_g}{\mu \times d} \quad (72)^8$$

$$N_{Re} = 20.0 \times \frac{Q_{sc} \times \gamma_g}{\mu \times d} \quad (73)^8$$

Donde:

Q_{sc} = Flujo de gas a 60 °F y 14.7 psia , MPCD

γ_g = Gravedad específica del gas, (aire=1)

μ_g = Viscosidad del gas centipoises, *cp*

d = Diámetro de la línea, pulgadas

W = Flujo de masa, $\frac{\text{libra - masa}}{\text{hora}}$

2.11 Rugosidad de Tuberías⁹

Esta se puede definir como la distancia del punto más alto hasta el plano de las paredes de la tubería. La rugosidad o asperezas de las paredes del interior de las tuberías normalmente es función del material (ver Figura 23) de la misma así como el método de fabricación. La rugosidad relativa se define como la relación que existe entre la rugosidad absoluta (e) y el diámetro interno (d) de la tubería.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{e}{d} \quad (74)^7$$

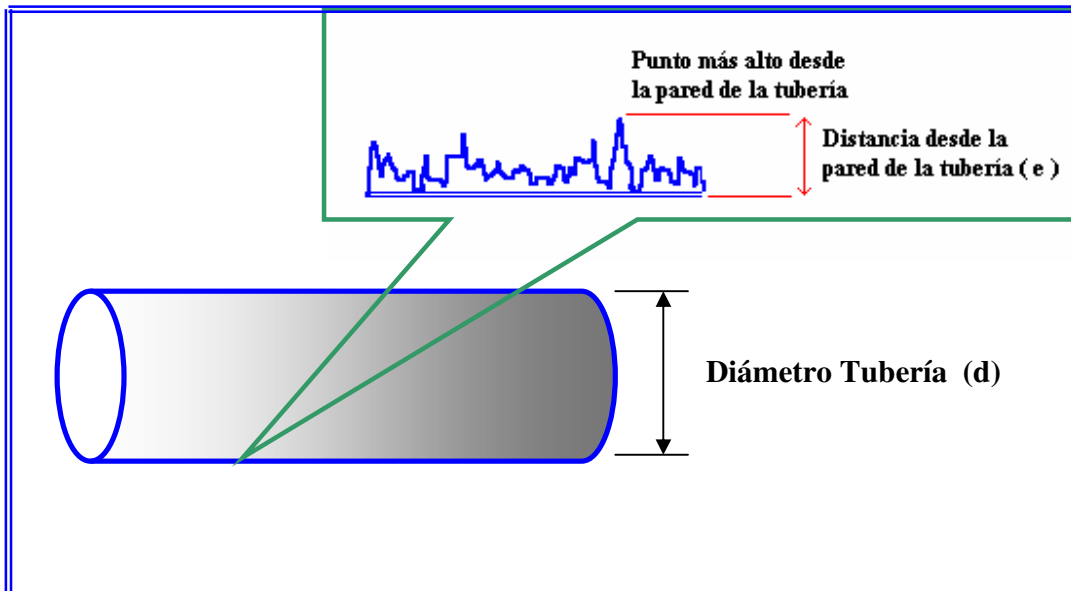


Figura 23: Rugosidad relativa

2.12 Factor de Fricción

En el flujo, a través de tuberías bajo condiciones de estado estable, puede mostrarse que el factor de fricción es una función del Número de Reynolds y la rugosidad relativa. Tal como se muestra en la Figura 24.

$$f = F\left(N_{Re}, \frac{e}{d}\right)$$

Donde:

f = Factor de fricción

$\frac{e}{d}$ = Rugosidad relativa.

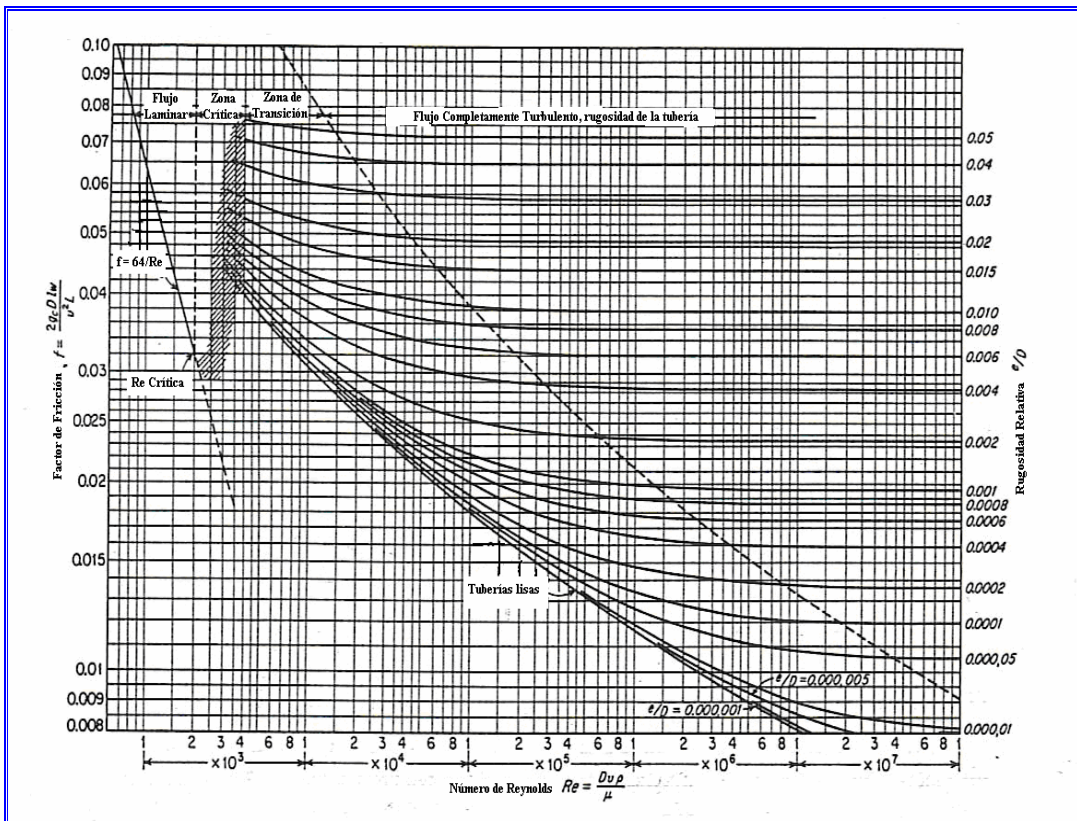


Figura 24: Gráfico de Moody¹²

Podemos observar en la Figura 24 las siguientes características, las cuales podemos destacar:

- Si el Número de Reynolds (N_{Re}) es menor de 2000 ($N_{Re} < 2000$), entonces el flujo se conoce como “Laminar”. En este caso, el factor de fricción de Moody (f), depende sólo del Número de Reynolds; y se determina por la expresión:

$$f = \frac{64}{N_{Re}}$$

- En régimen turbulento, en la medida que el número de Reynolds aumenta, después de zona de transición, el factor de fricción no es función de este, pero pasa a ser función de la rugosidad relativa de la tubería $\frac{e}{d}$ y presenta un comportamiento lineal.
- En este régimen para valores altos de número de Reynolds se producen altas pérdidas de presión.
- En flujo turbulento, el factor de fricción es independiente de las propiedades físicas del fluido que fluye.
- Utilizando el grafico de Moody, Churchill y Usagui desarrollaron una serie de ecuaciones que sustituyen dicho gráfico, para obtener el factor de fricción de Fanning f' , el cual es cuatro veces el factor de Fricción de Moody (f) (más adelante se demostrara esta relación). Dicha ecuaciones, es la siguiente:

$$f = 2 \times \left[\left(\frac{8}{N_{Re}} \right)^{12} + \left(\frac{1}{(A+B)^{1.5}} \right) \right]^{0.0833} \quad (75)^3$$

$$A = \left[2.457 \times \ln \left(\frac{1}{\left(\left(\frac{7}{N_{Re}} \right)^{0.9} + 0.27 \times \left(\frac{e}{d} \right) \right)} \right) \right]^{16} \quad (76)^3$$

$$B = \left(\frac{37530}{N_{Re}} \right)^{16} \quad (77)^3$$

Lugo,

$$f = 4 \times f' \quad (78)^3$$

Donde:

N_{Re} = Número de Reynolds, adimensional

$\frac{e}{d}$ = Rugosidad relativa, adimensional

A y B = Constantes de la correlación, adimensionales

f = Factor de Fricción de Moody, adimensional

f' = Factor de Fricción de Fanning, adimensional

Cuando el Número de Reynolds oscila entre 2000 y 4000, no se puede determinar si el flujo es turbulento o laminar, aunque cuando se dan estos casos se puede hallar una aproximación del factor de fricción, asumiendo el flujo turbulento.

2.13 Flujo Laminar

El régimen laminar se caracteriza por un movimiento ordenado de las partículas de fluido, existiendo unas líneas de corriente y trayectorias bien definidas. La estructura del flujo se caracteriza por el movimiento de láminas o capas.

El factor de fricción es independiente de la rugosidad de la tubería en el régimen de flujo laminar. La caída de presión en este régimen esta dada por la relación analítica de Hagen Poiseuille la ecuación que esta expresada como:

$$\Delta p_f = \frac{32 \times \mu \times v \times L}{g_c \times d^2} \quad (79)^8$$

Donde:

Δp_f = Perdida de presión por fricción, (psia)

f = Factor de fricción de Moody.

v = Velocidad $\left(\frac{\text{pie}}{\text{segundos}} \right)$.

d = Diámetro interno de la tubería (pie).

g_c = Aceleración de la gravedad $\left(32.17 \frac{\text{libra masa} - \text{pie}}{\text{libra fuerza} - \text{segundo cuadrado}} \right)$

L = Longitud en (pie).

μ = Viscosidad (cp).

En 1850, Darcy- Weisbach dedujeron experimentalmente una fórmula para calcular las pérdidas por fricción en un tubo, la ecuación plantea:

$$\Delta p_f = \left(\frac{f \times \rho \times v^2}{2 \times g_c \times d} \right) dL \quad (80)$$

Donde:

Δp_f = Pérdida de presión por fricción, (psia)

f = Factor de fricción de Moody.

v = Velocidad $\left(\frac{\text{pie}}{\text{segundos}} \right)$.

d = Diámetro interno de la tubería (pie).

g_c = Aceleración de la gravedad $\left(32.17 \frac{\text{libra masa} - \text{pie}}{\text{libra fuerza} - \text{segundo cuadrado}} \right)$

L = Longitud en (pie).

Igualando la Ecuación de Hagen Poiseuille y la Ecuación de Darcy-Weisbach resulta:

$$\frac{f \times L \times \rho \times v^2}{2 \times g_c \times d} = \frac{32 \times \mu \times v \times L}{g_c \times d^2}$$

$$f = \frac{64 \times \mu \times v \times L \times g_c \times d}{L \times \rho \times v^2 \times g_c \times d^2}$$

Simplificando y sustituyendo la Ecuación del Número de Reynolds que da finalmente la ecuación:

$$f = \frac{64 \times \mu}{\rho \times v \times d} = \frac{64}{\frac{1}{\mu} \times \rho \times v \times d} = \frac{64}{\frac{\rho \times v \times d}{\mu}}$$

$$f = \frac{64}{N_{\text{Re}}} \quad (81)^8$$

Esta Ecuación fue determinada matemáticamente por Poiseuille. En 1846, fue el primero en determinar el factor de fricción de Darcy- Weisbach en flujo laminar, esta ecuación es válida para tubos lisos o rugosos.

2.14 Flujo Turbulento

El flujo turbulento es el más desarrollado debido a que la naturaleza tiene tendencia hacia el desorden y esto en términos de flujos significa tendencia hacia la turbulencia. Este tipo de flujo se caracteriza por trayectorias circulares erráticas, semejantes a remolinos. El flujo turbulento ocurre cuando las velocidades de flujo son generalmente muy altas o en fluidos en los que las fuerzas viscosas son muy pequeñas

La turbulencia puede originarse por la presencia de paredes en contacto con el fluido o por la existencia de capas que se muevan a diferentes velocidades. Además, un flujo turbulento puede desarrollarse bien sea en un conducto liso o en un conducto rugoso (ver Figura 25).

En el régimen turbulento las partículas presentan un movimiento caótico sin que existan unas líneas de corriente ni trayectorias definidas. Por otro lado la estructura del flujo en un régimen turbulento, se caracteriza por los movimientos tridimensionales, aleatorios, de las partículas de fluido.

Para flujo turbulento el factor de fricción de Darcy- Weisbach se encuentra mediante la ecuación de Colebrook and White, la cual relaciona factor de fricción de Moody con el número de Reynolds, ya que es una función implícita de f , se resuelve por métodos iterativos. El diagrama de Moody fue desarrollado a partir de la ecuación de Colebrook – White y constituye una solución gráfica para el coeficiente de fricción de Darcy – Weisbach.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \times \left(\frac{e/d}{3,7} + \frac{2,51}{N_{Re} \times \sqrt{f}} \right) \quad (82)^8$$

Donde:

f = Factor de Fricción de Moody adimensional

e/d = Rugosidad relativa adimensional

N_{Re} = Número de Reynolds adimensional

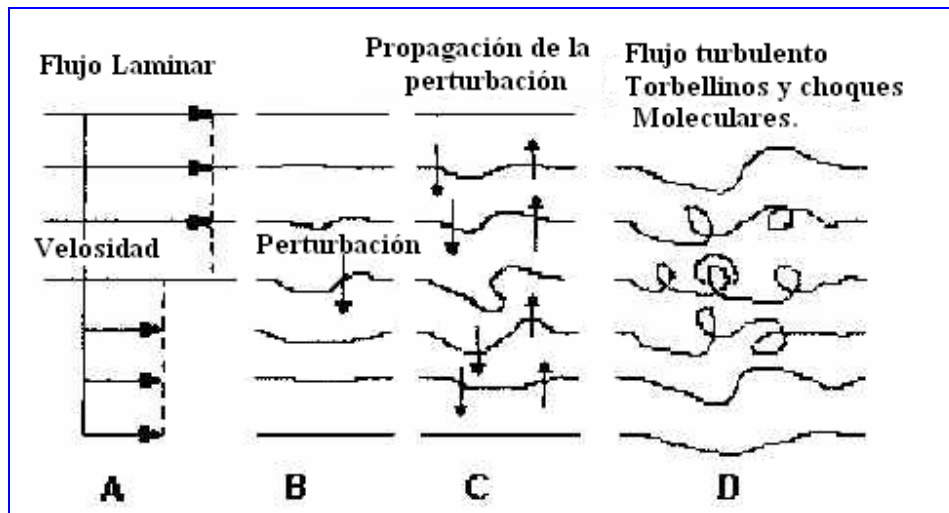


Figura 25: Formación del flujo turbulento

2.15 Flujo de Gas en Tuberías Estado Estable (Estado Continuo)⁸

Todas las ecuaciones en las cuales se fundamenta los cálculos en el campo de la mecánica de flujo de fluidos, son derivadas de un balance de energía sobre el fluido que circula entre dos puntos del sistema en estudio, con la finalidad de estudiar este balance energético, estudiaremos el caso general de una línea de tubería de diámetro “ d ” y longitud “ L ”, con una diferencia de nivel “ Z ”, entre un punto “ P_1 ” y un punto “ P_2 ” con respecto a un nivel de referencia. (ver Figura 26).

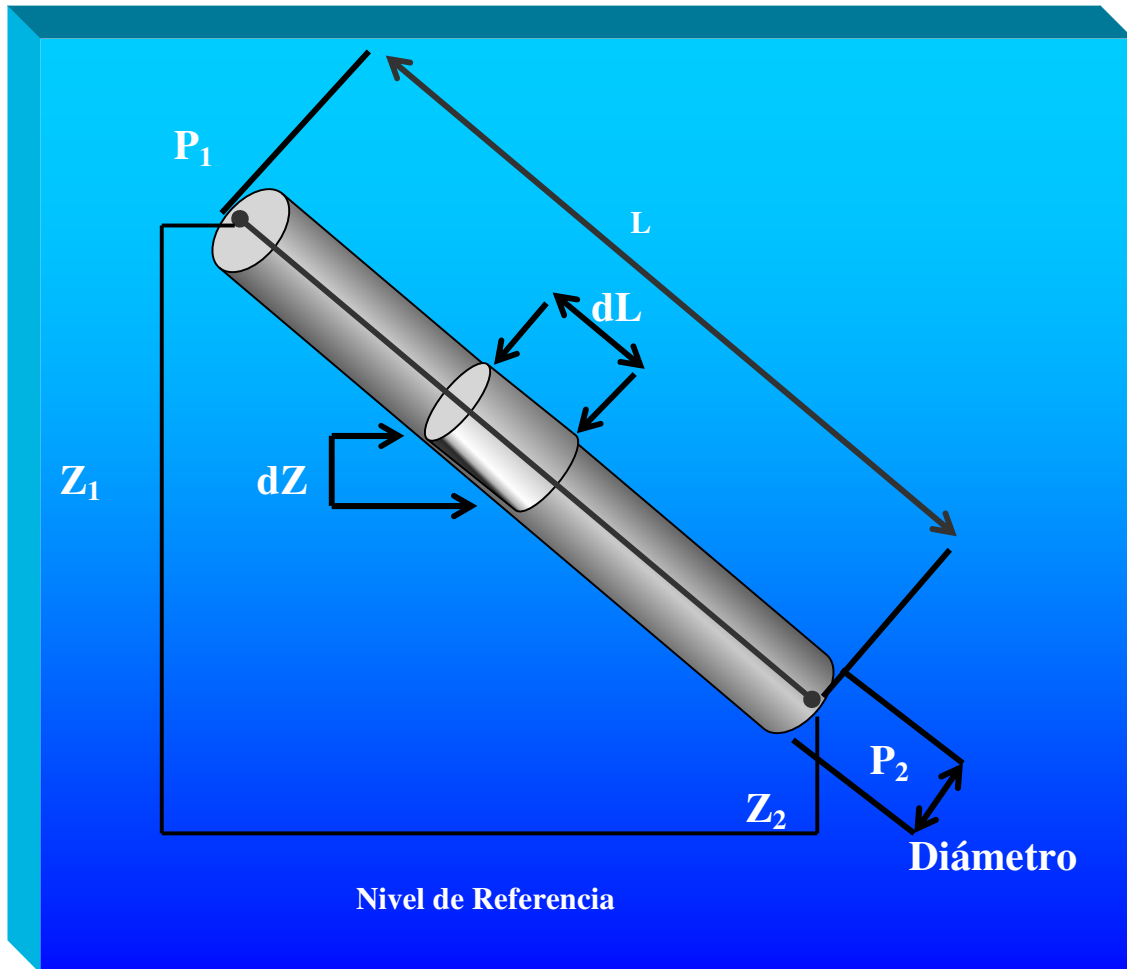


Figura 26: Línea de tubería.

A través de la línea Figura 26 circula un volumen de gas a una presión “ P_1 ” en el punto 1 y “ P_2 ” en el punto; a una temperatura “ T ” y de peso molecular “ M ”. Considerando una sección muy pequeña de dicha línea de longitud infinitesimal “ dL ”, a través de la cual el gas sufre una caída de presión muy pequeña “ dP ”, con un cambio de nivel infinitesimal “ dZ ” y un cambio de velocidad “ dv ”.

Considerando como sistema una unidad de masa de gas que fluye a través del volumen que encierra “ dL ”, volumen específico “ V ” y aplicando al sistema en estudio, la primera ley de la termodinámica o también llamada ley de la conservación de la energía ; así como la segunda ley de la termodinámica para sistemas abiertos y operando bajo condiciones de estado estable o continuo, se define flujo continuo al proceso durante el cual un fluido fluye permanente por un volumen de control. Es decir, las propiedades del fluido cambian de un punto a otro dentro del volumen de control, pero en cualquier punto fijo permanecerán iguales durante todo el proceso (sin cambio en el tiempo). Basándonos en las consideraciones anteriores podemos establecer lo siguiente:

Primera ley de la termodinámica Ecuación 40.

$$Q - W = \Delta E^{18}$$

Segunda ley de la termodinámica Ecuación 63 para un proceso ideal o reversible:

$$ds = \frac{dQ}{T}$$

Considerando que en un sistema cerrado el cambio de entropía se debe a la transferencia de calor y a la generación de entropía dentro de las fronteras del sistema. Una expresión para la segunda ley de la termodinámica es la siguiente:

$$Tds = -dQ + dl_w \quad (83)^{18}$$

En la relación anterior (Ecuación.83) del balance de entropía se considera que el cambio de entropía de un sistema cerrado durante un proceso es igual a la suma de la entropía transferida por la frontera del sistema mediante la transferencia de calor, y de entropía generada dentro de las fronteras del sistema por efecto de irreversibilidades. Para el sistema estudiado (Figura 26), las irreversibilidades en la frontera se concentran en la fricción que se produce en la tubería y gas que fluye en ella. El signo menos se debe a que el signo de la transferencia de calor es el mismo si la transferencia de calor por tanto en este caso se debe a que existe transferencia hacia fuera del sistema.

Si planteamos un balance de energía y aplicamos primera ley de la termodinámica al sistema en estudio. La energía total del sistema se plantea de la siguiente manera:

$$\Delta E = \Delta H + \Delta E_c + \Delta E_p \quad (84)^8$$

$$Q - W = \Delta H + \Delta E_c + \Delta E_p \quad (85)^8$$

Donde

$\Delta H = H_2 - H_1$: Incremento de entalpía entre el estado inicial (1) y el estado final (2).

$\Delta E_c = \frac{v^2}{2 \times g_c}$: Diferencia de energía cinética

$g_c = 32.174$ Factor de conversión

$\Delta E_p = \frac{g}{g_c} \times \Delta Z$: Diferencia de energía potencial

ΔZ = Es la elevación del centro de gravedad de un sistema en relación con un cierto plano de referencia, elegido de manera arbitraria. (pie)

v = Velocidad, (pie/ segundos)

Q = Calor absorbido o añadido al fluido. (pie-libra fuerza/ libra masa)

W = Trabajo realizado por el fluido en los alrededores del sistema. (pie-libra fuerza/ libra masa)

Según se estudio, la entalpía es el parámetro definido por la suma de la energía interna más el producto de la presión por el volumen Ecuación 56. Partiendo de este hecho y efectuando las sustituciones correspondientes de los diferentes tipos de energía mencionados anteriormente, entonces la Ecuación 85 queda expresada de la manera siguiente:

$$du + d(p \times V) + \frac{dv^2}{2 \times g_c} + \frac{g}{g_c} dZ + dQ - dW = 0 \quad (86)^9$$

$$dh + \frac{dv^2}{2 \times g_c} + \frac{g}{g_c} dZ + dQ - dW = 0 \quad (87)^9$$

Usando las relaciones Tds señaladas anteriormente, igualando las Ecuaciones 56 en su forma diferencial y la Ecuación 69 se puede llegar a la relación termodinámica para la entalpía.

$$du + d(p \times V) = dh = Tds + Vdp \quad (88)^9$$

Donde

h = Entalpía específica del fluido (pie-libra fuerza/ libra masa)

T = Temperatura (grados ranking)

s = Entropía específica del fluido (pie-libra fuerza/ libra masa)

$$Tds + Vdp + \frac{dv^2}{2 \times g_c} + \frac{g}{g_c} dZ + dQ - dW = 0 \quad (89)^9$$

Sustituyendo la Ecuación 83 en la Ecuación 89 se obtiene.

$$-\cancel{dQ} + dl_w + Vdp + \frac{dv^2}{2 \times g_c} + \frac{g}{g_c} dZ + \cancel{dQ} - dW = 0 \quad (90)^9$$

Donde

l_w = Trabajo perdido debido a irreversibilidades producida por la fricción.

La ecuación 77 queda expresada como sigue:

$$dl_w + Vdp + \frac{dv^2}{2 \times g_c} + \frac{g}{g_c} dZ - dW = 0 \quad (91)^9$$

Las interacciones de calor y de trabajo entre un sistema de flujo estable y sus alrededores no cambian con el tiempo. De modo que la potencia liberada por el sistema y la relación de transferencia de calor hacia o de un sistema permanece constante durante el proceso. Una explicación a esto es que el volumen del volumen de control permanece constante, por lo que no hay trabajo implicado de la frontera. Por tales circunstancias se considera que el trabajo realizado en los alrededores no es considerado, $dW = 0$

$$dl_w + Vdp + \frac{dv^2}{2 \times g_c} + \frac{g}{g_c} dZ = 0 \quad (92)^9$$

Si multiplicamos la Ecuación 92 por la densidad del fluido, que fluye en la tubería resulta.

$$\rho \times dl_w + \rho \times V dp + \rho \times \frac{dv^2}{2 \times g_c} + \left(\frac{g}{g_c} \right) \times \rho dZ = 0 \quad (93)^9$$

Como se esta considerando una unidad de masa entonces,

$$(\rho \times V) dp = (1) \times dp \quad (94)$$

$$\rho \times dl_w + dp + \rho \times \frac{dv^2}{2 \times g_c} + \left(\frac{g}{g_c} \right) \times \rho dZ = 0 \quad (95)^9$$

Como podemos ver la Ecuación 95 todos los términos tiene unidades de presión, esta ecuación es fundamental para el desarrollo de las ecuaciones de flujo de fluidos en tuberías en estado continuo o estable. A partir de esta ecuación se deduce la ecuación de Weymouth, la cual es básica para el desarrollo de este trabajo.

Muchas ecuaciones de flujo de fluidos por líneas de tuberías han sido desarrolladas partiendo de un balance de energía mecánico tal como se mostró en la ecuación Ecuación 86. Esta ecuación es una ecuación diferencial la cual para ser resuelta requiere de las siguientes condiciones de frontera.

➤ **Flujo permanente:** Un proceso de este tipo se define como proceso durante el cual un fluido fluye permanentemente por un volumen de control (Figura 27) Es decir, las propiedades del fluido cambian de un punto a otro dentro del volumen de control, pero en cualquier punto fijo permanecerán iguales durante todo el proceso. (permanente significa sin cambio en el tiempo).

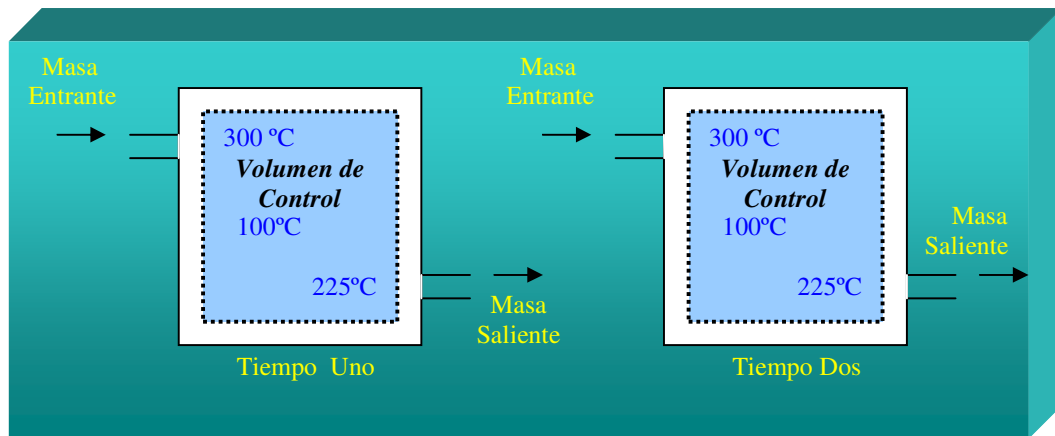


Figura 27: Cambio de propiedades con la posición pero no con el tiempo

➤ **El sistema no realiza trabajo:** Ninguna propiedad intensiva (entiéndase como la propiedad que es independiente del tamaño de un sistema ejemplo temperatura, presión, densidad, energía) o, extensiva (dependen del tamaño o extensión del sistema ejemplo masa y volumen) cambian con el tiempo. De modo que el trabajo en la frontera es cero en sistemas de flujo permanente.

➤ **Cambio de energía potencial:** Podemos asumir que los cambios de altura que experimenta la tubería son muy pequeños o ningún cambio en su elevación con respecto a un nivel de referencia fijo, por esta razón podemos omitir el término del cambio de energía potencial en la Ecuación 95.

➤ **Cambio de energía cinética:** En este caso se asume que los cambios en la energía cinética es despreciable en comparación con los cambios en presión como en el caso de tubería de gran longitud como es el caso de líneas de transmisión comerciales. Además los cambios de velocidad son muy pequeños, entre un punto y otro para producir un cambio de energía considerable.

- Esto es particularmente cierto cuando el diámetro de la tubería es constante y los efectos de calentamiento son despreciables.
- Sin embargo cambios en área de sección variables producen cambios importantes en la energía cinética.
- **El gas natural se comporta de acuerdo a la ley de Boyle:** En un proceso isotérmico, el producto de la presión por el volumen en un estado uno, es igual al producto de la presión por el volumen en el estado dos.
- **Flujo isotérmico:** Esta consideración es válida ya que se produce un equilibrio entre el calor de los alrededores y el calor producido en la frontera del sistema. (proceso isobárico).
- **Flujo Horizontal:** Los cambios de altura entre dos puntos de la tubería con respecto a un nivel de referencia son pequeños, pudiéndose considerar la tubería horizontal.
- **Simplificación adicional:** Las propiedades del fluido en una abertura suelen considerarse uniformes (en algún valor promedio) por toda la sección transversal. Así las propiedades del fluido en una entrada o salida pueden especificarse mediante los valores individuales promedios.

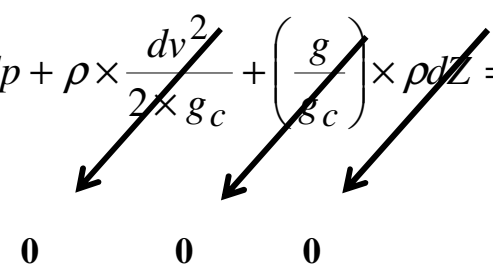
Ninguna propiedad cambia en las fronteras del volumen de control con el tiempo. Así las propiedades del fluido en una entrada y en una salida permanecerán iguales durante todo el proceso. No obstante, las propiedades pueden ser diferentes en distintas aberturas (entrada salida). Incluso varían por toda la sección transversal de una entrada y una salida.

Pero todas las propiedades, incluso la velocidad y la elevación deben permanecer constantes en el tiempo.

➤ **Factor de compresibilidad promedio del gas constante:** Esta consideración es válida ya que este factor es determinado para una presión promedio en la tubería y para flujo isotérmico.

En base a estas suposiciones la ecuación la Ecuación 81 se reduce a:

$$\rho \times dl_w + dp + \rho \times \frac{dv^2}{2 \times g_c} + \left(\frac{g}{g_c} \right) \times \rho dZ = 0$$



$$dp + \rho \times dl_w = 0 \quad (96)^9$$

De esta ecuación se puede concluir que el flujo está gobernado por el cambio de energía interna en forma de presión y en forma de trabajo perdido por irreversibilidades del sistema (Fricción).

La ecuación de Fanning, desarrollada para flujo estable en un conducto circular, establece lo siguiente para el cálculo de las pérdidas de presión por fricción:

$$\Delta P_f = \frac{2 \times f' \times L \times \rho \times v^2}{g_c \times d} \quad (97)$$

Donde :

Δp_f = Pérdida de presión por fricción en la tubería, (psia)

d = Diámetro de la tubería, (pie)

v = Velocidad del fluido, (pie/seg)

L = Longitud en (pie).

ρ = Densidad del fluido, (libra masa/pie³)

μ = Viscosidad, (libra masa/pie*segundo)

g_c = Aceleración de la gravedad, $\left(32.17 \frac{\text{libra masa} - \text{pie}}{\text{libra fuerza} - \text{segundo cuadrado}} \right)$

f' = Factor de fricción de fanning adimensional.

El factor de fricción de Darcy-Weisbach para flujo estado estable, en un conducto circular uniforme como el caso de una tubería plantea lo siguiente:

$$\rho \times dl_w = \left(\frac{f' \times \rho \times v^2}{2 \times g_c \times d} \right) dL \quad (98)^9$$

La Ecuación 98, Darcy-Weisbach, representa las pérdidas de presión debido a la fricción entre el fluido y la tubería, además de ser dependiente de las condiciones de flujo prevalecientes en el sistema.

Si decimos que: $\Delta p_f = \rho \times dl_w$ (99)

Entonces, $\Delta p_f = \left(\frac{f \times \rho \times v^2}{2 \times g_c \times d} \right) dL$ (100)⁹

La ecuación de la pérdida de presión entre dos puntos por fricción esta dada por:

$$\Delta p_f = \int_1^2 \frac{f \times v^2}{2 \times g_c \times d} dL = \frac{f \times v^2 \times L}{2 \times g_c \times d} \quad (101)^9$$

Igualando las Ecuación 97 y Ecuación 101 resulta:

$$\frac{2 \times f' \times L \times \rho \times v^2}{g_c \times d} = \frac{f \times L \times \rho \times v^2}{2 \times g_c \times d}$$

Simplificando queda una ecuación que relaciona f' , factor de fricción de Fanning, con el factor de fricción de Moody f .

$$f' = \frac{f}{4} \quad (102)^8$$

o,

$$f = 4 \times f'$$

Sustituyendo el factor de fricción de Fanning por el factor de fricción de Moody en la Ecuación 97 resulta:

$$\Delta P_f = \frac{2 \times \frac{f}{4} \times L \times \rho \times v^2}{g_c \times d} = \frac{f \times L \times \rho \times v^2}{2 \times g_c \times d}$$

$$\Delta P_f = \frac{f \times L \times \rho \times v^2}{2 \times g_c \times d} \quad (103)$$

Sustituyendo la Ecuación 103 en la Ecuación 96 resulta:

$$dp + \frac{f \times \rho \times L \times v^2}{2 \times g_c \times d} = 0 \quad (104)^9$$

Donde:

dp = Representa las pérdidas de presión debido a la fricción entre el fluido y la tubería $\left(\frac{\text{libra}}{\text{pulgada cuadrada}} \right) = 144 \frac{\text{libra}}{\text{pie cuadrado}}$

f = Factor de fricción de Moody.

v = Velocidad $\left(\frac{\text{pie}}{\text{segundos}} \right)$.

d = Diámetro interno de la tubería (*pie*).

g_c = Aceleración de la gravedad $\left(32.17 \frac{\text{libra masa} - \text{pie}}{\text{libra fuerza} - \text{segundo cuadrado}} \right)$

L = Longitud en (*pie*).

El factor de fricción f es función del Número de Reynolds y de la rugosidad relativa de la tubería.

Debido a la baja viscosidad del gas natural es frecuente que el régimen de flujo imperante en las líneas transmisoras de gas sea turbulento.

Cuando se presentan estas condiciones el factor f deja de ser función del Número de Reynolds, para ser función de la rugosidad relativa.

La Ecuación 104, es el punto de arranque para la deducción de varias ecuaciones para la transmisión del gas natural. De aquí su importancia en el desarrollo de este trabajo. Lo expuesto anteriormente nos muestra que debido a la alta compresibilidad de los gases, las propiedades son función de la presión, la temperatura y además de los cambios con la longitud.

Los factores que influyen en las características del flujo de gas, pueden ser divididos en tres clases³:

a) Propiedades del flujo de gas:

- Densidad
- Viscosidad
- Factor de compresibilidad

b) Propiedades de la tubería:

- Diámetro
- Longitud
- Rugosidad de la tubería (absoluta y relativa)

c) Condiciones de operación de tubería:

- Presión de operación
 - Temperatura de operación
 - Velocidad del gas
 - Cambios de elevación
-

Conociendo estos factores se tiene que deducir una ecuación (ecuaciones de flujo) que relacione estos factores. En este trabajo se utilizará la ecuación de Weymouth de aquí su importancia y deducción.

2.16 Ecuación de Weymouth

T. Weymouth fue uno de los primeros en desarrollar una ecuación que permitiera calcular razonablemente el diámetro requerido de tubería para gas, esta ecuación fue publicada en 1912, y requiere de factores de corrección para cada sistema en particular. Sin embargo por su mayor facilidad de cálculo, es aplicada casi generalmente³. Esta ecuación fue derivada a partir de datos operacionales y ha sido extensamente probada desde se deducción.

2.16.1 Deducción de la Ecuación de Weymouth

Como se mencionó anteriormente la ecuación de Darcy-Weisbach (Ecuación 104), es fundamental en el desarrollo de ecuaciones para la transmisión del gas natural por tuberías.

$$dp + \left(\frac{f \times \rho \times v^2}{2 \times g_c \times d} \right) dL = 0$$

La densidad de un gas se define como:

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{P \times M}{Z \times R \times T} \quad (105)$$

La velocidad se expresa como el flujo por unidad de área:

$$v = \frac{Q}{A} \quad (106)$$

Por ser una sección circular. El área A se expresa como sigue:

$$A = \frac{\pi \times d^2}{4} \quad (107)$$

Para un gas ideal, considerando la misma cantidad de moles resulta:

$$\frac{P_1 \times V_1}{T_1} = \frac{P_2 \times V_2}{T_2} = R \quad (108)$$

Como el flujo es la variación de volumen con respecto del tiempo

$$Q = \frac{\partial V}{\partial t} \quad (109)$$

Sustituyendo Ecuación 109 en la Ecuación 108 resulta:

$$\frac{P_1}{T_1} \times \frac{\partial V_1}{\partial t} = \frac{P_2}{T_2} \times \frac{\partial V_2}{\partial t} = R \quad (110)$$

En condiciones estándar

$$R = \frac{Q_{sc} \times P_{sc}}{T_{sc}} \quad (111)$$

Para una temperatura T , y una presión P determinada.

$$R = \frac{Q \times P}{T} \quad (112)$$

Igualando la Ecuación 111 y la Ecuación 112 y despejando Q resulta:

$$Q = \frac{Q_{sc} \times P_{sc}}{T_{sc}} \times \left(\frac{T}{P} \right) \quad (113)$$

Sustituyendo Ecuación 107 y Ecuación 113 en Ecuación 106 resulta:

$$v = \frac{\left(\frac{Q_{sc} \times P_{sc}}{T_{sc}} \right) \times \left(\frac{T}{P} \right)}{\frac{\pi}{4} \times d^2} \quad (114)$$

Resolviendo y multiplicando por el factor de desviación para considerar comportamiento real resulta la ecuación:

$$v = \left(\frac{Q_{sc} \times P_{sc}}{T_{sc}} \right) \times \left(\frac{T}{P} \right) \times \left(\frac{4}{\pi \times d^2} \right) \times Z \quad (115)$$

Sustituyendo la Ecuación 115 y la Ecuación 105 en la Ecuación 104 y despejando dp resulta:

$$-dp = \left(\frac{f}{2 \times g_c \times d} \right) \times \left(\frac{P \times M}{Z \times R \times T} \right) \times \left[Q_{sc} \times \left(\frac{P_{sc}}{T_{sc}} \right) \times \left(\frac{T}{P} \right) \times \left(\frac{4}{\pi \times d^2} \right) \times Z \right]^2 dL \quad (116)$$

Operando algebraicamente la Ecuación.116 resulta:

$$-dp = \left(\frac{f}{2 \times g_c \times d} \right) \times \left(\frac{P \times M}{Z \times R \times T} \right) \times \left[Q_{sc}^2 \times \left(\frac{P_{sc}}{T_{sc}} \right)^2 \times \left(\frac{T}{P} \right)^2 \times \left(\frac{16}{\pi^2 \times d^4} \right) \times Z^2 \right] dL$$

Simplificando y aplicando propiedades de la potenciación, resulta:

$$-dp = \left(\frac{f}{2 \times g_c \times d} \right) \times \left(\frac{P \times M}{Z \times R \times T} \right) \times \left[Q_{sc}^2 \times \left(\frac{P_{sc}^2}{T_{sc}^2} \right) \times \left(\frac{T^2}{P^2} \right) \times \left(\frac{16}{\pi^2 \times d^4} \right) \times Z^2 \right] dL$$

Simplificando por Z :

$$-dp = \frac{f}{2 \times g_c \times d} \times \frac{P \times M}{R \times T} \times Q_{sc}^2 \times \frac{P_{sc}^2}{T_{sc}^2} \times \frac{T^2}{P^2} \times \frac{16}{\pi^2 \times d^4} \times Z dL \quad (117)$$

Simplificando las presiones y temperaturas resulta:

$$-dp = \frac{f}{2 \times g_c \times d} \times \frac{M}{R} \times Q_{sc}^2 \times \frac{P_{sc}^2}{T_{sc}^2} \times \frac{T}{P} \times \frac{16}{\pi^2 \times d^4} \times Z dL$$

Integrando desde la presión en el punto 1 (P_1) hasta presión en el punto 2 (P_2), y la longitud desde (0) hasta (L) resulta:

$$-\int_{P_1}^{P_2} P dp = \frac{f}{2 \times g_c \times d} \times \frac{M}{R} \times Q_{sc}^2 \times \frac{P_{sc}^2}{T_{sc}^2} \times T \times \frac{16}{\pi^2 \times d^4} \times Z_m \int_0^L dL$$

$$-P^2 \Big|_{P_1}^{P_2} = \frac{8 \times f \times M \times T \times P_{sc}^2 \times Q_{sc}^2 \times Z_m}{R \times \pi^2 \times d^5 \times g_c \times T_{sc}^2} L \Big|_0^L$$

Evaluando en los límites superior e inferior respectivamente, asumiendo que la temperatura promedio “ T_m ” es constante, aproximadamente igual a la temperatura del flujo “ T ” desde el punto de presión 1 hasta el punto de presión 2, y considerando el factor de compresibilidad “ Z_m ” independiente de la temperatura y presión en la tubería para simplificar los cálculos de la integral, tenemos:

$$\frac{(P_1^2 - P_2^2)}{2} = \left(\frac{8 \times (28.97) \times \gamma_g \times P_{sc}^2}{R \times \pi^2 \times g_c \times T_{sc}^2} \right) \times \left(\frac{Q_{sc}^2 \times Z_m \times T \times f \times L}{d^5} \right) \quad (118)$$

Despejando Q_{sc} , de la Ecuación 118 resulta

$$Q_{sc}^2 = \frac{(P_1^2 - P_2^2) \times R \times \pi^2 \times g_c \times T_{sc}^2 \times d^5}{2 \times 8 \times (28.97) \times P_{sc}^2 \times \gamma_g \times Z_m \times T \times f \times L} \quad (119)$$

$$Q_{sc}^2 = \frac{(P_1^2 - P_2^2) \times R \times g_c \times T_{sc}^2 \times d^5}{\frac{1}{\pi^2} \times 2 \times 8 \times (28.97) \times P_{sc}^2 \times \gamma_g \times Z_m \times T \times f \times L}$$

$$Q_{sc}^2 = \left(\frac{R \times g_c \times T_{sc}^2}{46.9644 \times P_{sc}^2} \right) \times \left(\frac{(P_1^2 - P_2^2) \times d^5}{\gamma_g \times Z_m \times T \times f \times L} \right)$$

Extrayendo la raíz cuadrada a ambos términos para tener Q_{sc} tenemos la siguiente ecuación:

$$Q_{sc} = \left[\left(\frac{R \times g_c}{46.9644} \right)^{0.5} \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{d^5}{\gamma_g \times Z_m \times T \times f \times L} \right)^{0.5} \right] \times (P_1^2 - P_2^2)^{0.5} \quad (120)$$

Donde en el sistema ingles las unidades son:

Q_{sc} : Tasa de Flujo condiciones estándar, PCN/D

P_{sc} : Presión condiciones estándar, $psia$

T_{sc} : Temperatura condiciones estándar, $^{\circ}R$

P_1 : Presión de entrada a la línea, $psia$

P_2 : Presión de salida a la línea, $psia$

d : Diámetro interno de la tubería, pulgadas

L : Longitud de la línea en pies.

R : Constante $10.732 \frac{lpca \times pie^3}{libramol \times ^{\circ}R}$

g_c : $32.17 \frac{libra - mol \times pie}{librafuerza \times seg^2}$

f : Factor de fricción adimensional.

γ_g : Gravedad específica del gas adimensional (aire=1)

Z_m : Factor de compresibilidad promedio adimensional.

T : Temperatura promedio en la línea, $^{\circ}R$

Para este trabajo se realizaron las siguientes conversiones. Utilizando los siguientes factores de conversión en la Ecuación. 120.

$$1 \text{ pulgada} \Rightarrow \text{pies} = \times \left(\frac{1}{12} \right)$$

$$(\text{pulgada})^5 \Rightarrow (\text{pies})^5 = \times \left(\frac{1}{12} \right)^5$$

$$1 \text{ hora} = (3600) (\text{segundos})$$

$$1 \text{ dia} = (24) \text{ hora}$$

$$M = 1000$$

$$1 \text{ segundo} = \left(\frac{1}{3600 \times 24} \right) (\text{dias})$$

$$1 \text{ psia} = 144 \frac{\text{lbf}}{\text{pies}^2}$$

Sustituyendo estos factores en la Ecuación 120 resulta:

$$Q_{sc} = \frac{\left[\frac{(10.732 \times 144) \times (32.17) \times (1/12)^5}{46.9644} \right]^{0.5}}{\left[\frac{10^3}{3600 \times 24} \right]} \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_1^2 - P_2^2) \times d^5}{\gamma_g \times Z_m \times T \times f \times L} \right)^{0.5} \quad (121)$$

Resolviendo el cociente

$$Q_{sc} = \left[\frac{6.5224326636 \times 10^{-2}}{1.15740740741 \times 10^{-2}} \right] \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_1^2 - P_2^2) \times d^5}{\gamma_g \times Z_m \times T \times f \times L} \right)^{0.5}$$

$$Q_{sc} = 5.6353822 \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_1^2 - P_2^2) \times d^5}{\gamma_g \times Z_m \times T \times f \times L} \right)^{0.5} \quad (122)^9$$

Esta ecuación es:

- **Ecuación de Balance Mecánico de energía.**
- **Flujo en tuberías horizontales.**
- **Estado Estable.**
- **Proceso Adiabático e Isotérmico.**

Donde:

Q_{sc} : Tasa de Flujo condiciones estándar miles de pies cúbicos por día, $MPCN/D$

P_{sc} : Presión a condiciones estándar, $psia$

T_{sc} : Temperatura a condiciones estándar, $^{\circ}R$

P_1 : Presión de entrada a la línea, $psia$

P_2 : Presión de salida a la línea, $psia$

d : Diámetro interno de la tubería en pulgadas

L : Longitud de la línea en pies.

R : Constante $10.732 \frac{lpca \times pie^3}{libramol \times ^{\circ}R}$

g_c : $32.17 \frac{libra - mol \times pie}{librafuerza \times seg^2}$

f : Factor de fricción adimensional.

γ_g : Gravedad específica del gas adimensional (aire=1)

Z_m : Factor de compresibilidad promedio adimensional.

T : Temperatura promedio en la línea, $^{\circ}R$

Weymouth asume que f es función del diámetro de la línea y propuso lo siguiente:

$$f = \frac{0.032}{d^{1/3}} \quad (123)^9$$

f , es el factor de fricción de Darcy, esta relación no depende de la rugosidad de la tubería y corresponde a flujo laminar.

Sustituyendo la Ecuación 123 en la Ecuación 122 tenemos:

$$Q_{sc} = 5.6353822 \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_1^2 - P_2^2) \times d^5}{\gamma_g \times Z_m \times T \times \left(\frac{0.032}{d^{1/3}} \right) \times L} \right)^{0.5} \quad (124)$$

Usando la relación 1milla = 5280 pies y sustituyendo queda:

$$Q_{sc} = 433,49 \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_1^2 - P_2^2) \times d^{16/3}}{\gamma_g \times Z_m \times T \times L} \right)^{0.5} \quad (125)^5$$

Donde:

Q_{sc} : Tasa de Flujo condiciones estándar, *PCED*

P_{sc} : Presión condiciones estándar, *psia*

T_{sc} : Temperatura condiciones estándar, $^{\circ}R$

P_1 : Presión de entrada en la línea, *psia*

P_2 : Presión de salida en la línea, *psia*

d : Diámetro de la tubería en pulgadas

L : Longitud de la línea en millas.

γ_g : Gravedad específica del gas adimensional (aire=1)

Z_m : Factor de compresibilidad promedio adimensional.

T : Temperatura promedio en la línea, °R

LA ECUACIÓN 125 ES LA ECUACIÓN DE ENERGÍA DE WEYMOUTH PARA FLUJO HORIZONTAL EN SISTEMAS DE TRANSMISIÓN DE GAS USADA PARA ESTIMAR LOS REQUERIMIENTOS DE DIÁMETRO DE TUBERÍAS PARA UNA TASA DE FLUJO Y UNA CAÍDA DE PRESIÓN DADAS.

2.17 Ecuación de Panhandle A⁵

Panhandle, en base a su amplia experimentación, realizó varias modificaciones a la ecuación general de la energía (Ecuación 122). Esta ecuación asume que $f = F(N_{re})$, Con el factor de fricción de Darcy.

$$f = \frac{0.0768}{N_{Re}^{0.1461}} \quad (126)^5$$

Se puede usar la siguiente ecuación aproximada para Reynolds (Ecuación 73):

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

Sustituyendo:

$$f = \frac{0.0768}{\left(20 \times \left(\frac{Q_{sc} \times \gamma_g}{d \times \mu}\right)\right)^{0.1461}} \quad (127)$$

Sustituyendo la (Ecuación 122), cambiando a millas y como $\mu = F(P,T)$, fuertemente dependiente de la temperatura y ligeramente dependiente de la temperatura. Se puede asumir que la viscosidad se mantiene casi constante y se asume $\mu = 0.02 \text{ cp}$. Haciendo todos estos cambios y resolviendo queda:

$$Q_{sc} = 435.87 \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}}\right)^{1.0788} \times \left(\frac{(P_1^2 - P_2^2)}{\gamma_g^{0.8539} \times Z_m \times T \times L}\right)^{0.5} \times d^{2.6182} \quad (128)^5$$

Esta es la Ecuación de Panhandle A

Donde:

Q_{sc} : Tasa de Flujo condiciones estándar, *PCED*

P_{sc} : Presión condiciones estándar, *psia*

T_{sc} : Temperatura condiciones estándar, $^{\circ}R$

P_1 : Presión de entrada en la línea, *psia*

P_2 : Presión de salida en la línea, *psia*

d : Diámetro de la tubería en pulgadas

L : Longitud de la línea en millas.

μ : Viscosidad del gas en *cp*

γ_g : Gravedad específica del gas adimensional (aire=1)

Z_m : Factor de compresibilidad promedio adimensional.

T : Temperatura promedio en la línea, °R

N_{Re} : Número de Reynolds

f : Factor de Fricción de Fanning.

2.18 Ecuación de Panhandle B

Esta ecuación es una de las más usadas para el cálculo de largas líneas de transmisión. Utiliza la siguiente relación para el factor de Fanning:

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

Para el Número de Reynolds:

$$N_{Re} = \frac{20 \times Q_{sc} \times \lambda_g}{d \times \mu}$$

Sustituyendo por el Número de Reynolds, usando los factores de fricción de Fanning y Darcy, cambiando a millas, asumiendo $\mu = 0.02 \text{ cp}$. Se tiene:

$$Q_{sc} = 737 \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1.02} \times \left(\frac{(P_1^2 - P_2^2)}{\gamma_g^{0.961} \times Z_m \times T \times L} \right)^{0.51} \times d^{2.53} \quad (129)^5$$

Esta es la Ecuación de Panhandle B.

Donde:

Q_{sc} : Tasa de Flujo condiciones estándar, pie cúbicos estándar por día (*PCED*).

P_{sc} : Presión condiciones estándar, *psia*

T_{sc} : Temperatura condiciones estándar, $^{\circ}R$

P_1 : Presión de entrada en la línea, *psia*

P_2 : Presión de salida en la línea, *psia*

d : Diámetro de la tubería en pulgadas

μ : Viscosidad del gas en centipoisse (*cp*)

L : Longitud de la línea en millas.

γ_g : Gravedad específica del gas adimensional (aire=1)

Z_m : Factor de compresibilidad promedio adimensional.

T : Temperatura promedio en la línea, $^{\circ}R$

N_{Re} : Número de Reynolds

f : Factor de Fricción de Fanning

2.19. Presión promedio en tuberías de gas⁹

Para el cálculo de presión promedio en las líneas, consideremos una línea AB mostrada en la Figura 28. Usando la Ecuación. 122 se puede determinar la presión en algún punto C ubicado en la línea.

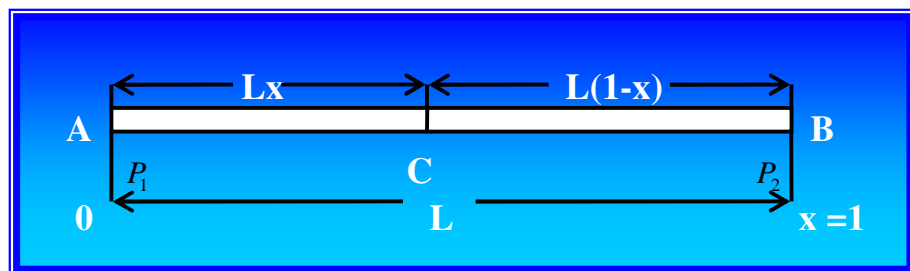


Figura 28: Determinación de presión promedio⁵

Aplicando la Ecuación 122 en el tramo AC y en el tramo CB, donde se asume que la diferencia del factor de compresibilidad es despreciable. resulta:

$$Q_{sc} = 5.6353822 \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_1^2 - P_x^2) \times d^5}{\gamma_g \times Z_m \times T \times f \times Lx} \right)^{0.5} \quad (130)$$

$$Q_{sc} = 5.6353822 \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_x^2 - P_2^2) \times d^5}{\gamma_g \times Z_m \times T \times f \times L(1-x)} \right)^{0.5} \quad (131)$$

Igualando y simplificando Ecuación. 130 y Ecuación.131 resulta.

$$\begin{aligned} & \cancel{5.6353822} \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_1^2 - P_x^2) \times \cancel{d^5}}{\cancel{\gamma_g} \times \cancel{Z_m} \times \cancel{T} \times \cancel{f} \times \cancel{Lx}} \right)^{0.5} = \\ & \cancel{5.6353822} \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_x^2 - P_2^2) \times \cancel{d^5}}{\cancel{\gamma_g} \times \cancel{Z_m} \times \cancel{T} \times \cancel{f} \times \cancel{L(1-x)}} \right)^{0.5} \\ & \frac{P_1^2 - P_x^2}{x} = \frac{P_x^2 - P_2^2}{(1-x)} \quad (132) \\ & (P_1^2 - P_x^2) \times (1-x) = (P_x^2 - P_2^2) \times x \\ & P_1^2 - P_1^2 x - P_x^2 + P_x^2 x = P_x^2 x - P_2^2 x \\ & P_1^2 - P_1^2 x - P_x^2 + P_x^2 x - P_x^2 x + P_2^2 x = 0 \end{aligned}$$

Despejando P_x de la ecuación anterior resulta:

$$P_x = \left[P_1^2 - x \left(P_1^2 - P_2^2 \right) \right]^{0.5} \quad (133)$$

Por definición, la presión media se calcula según la ecuación:

$$P_m = \int_0^1 P_x dx \quad (134)^5$$

Integrando y evaluando los límites superior e inferior resulta.

$$P_m = \int_0^1 P_x dx = \int_0^1 \left[P_1^2 - x \left(P_1^2 - P_2^2 \right) \right]^{0.5} dx$$

Integrando y evaluando los límites superior e inferior respectivamente resulta:

$$P_m = \frac{2}{3} \times \left(P_1 + \frac{P_2^2}{P_1 + P_2} \right)$$

También se puede expresar

$$P_m = \frac{2}{3} \times \left(\frac{P_1^3 - P_2^3}{P_1^2 - P_2^2} \right) \quad (135)^9$$

Donde:

P_m : Presión promedio, *psia*

P_1 : Presión, *psia*

P_2 : Presión, *psia*

La Ecuación 135 se utilizara para determinar la presión promedio, necesaria para estimar el factor de compresibilidad promedio del gas, en las líneas a esta presión.

2.19 Temperatura Promedio

En el caso de la temperatura promedio, lo ideal seria tener sensores que permitan medirla en los extremos de cada tubería, También se disponen de registros de temperaturas promedios anuales de la zona. Se pueden aplicar el promedio aritmético o el logarítmico

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad (136)^9$$

El Promedio logarítmico queda expresado de la siguiente manera:

$$T_m = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)} \quad (137)^9$$

Donde

T_1 = Temperatura en el punto 1, °R

T_2 = Temperatura en el punto 2, °R

T_m = Temperatura en promedio, °R

ln = Logaritmo neperiano (base $e = 2.71828$).

2.20 Eficiencia En Líneas De Tuberías⁷

Debido a las irregularidades producto de curvaturas, presencia de pequeñas cantidades de líquidos, disminución de diámetro y los accesorios válvulas y codos que existen en la tubería además de otros factores que reducen la tasa de flujo se introduce en la Ecuación 125 el factor (E).

Para líneas de tuberías nuevas se puede asumir que la eficiencia de flujo es 100%. En la práctica esta condición difícilmente se alcanza ya que en las tuberías la presencia de agua, líquido condensado y algunos sólidos reducen a capacidad de las líneas de flujo.

Un factor de eficiencia E es usado generalmente para considerar estos factores. Una tubería con eficiencia del 90% es considerada limpia, algunos valores de eficiencia se citan en la Tabla N° 5 donde además se especifica el tipo de gas que circula.

Tabla N° 5 Eficiencia para algunos tipos de tubería⁷

Tipo de Gas	Líquido que Contiene el Gas (galones por millones de pies cúbicos)	E
Gas seco	0.1	0.92
Gas de cabezal	7.2	0.77
Gas y condensado	800	0.60

2.21 Equipos y Accesorios de los Sistemas de Transmisión y Distribución del Gas Natural⁵

2.21.1 Sistemas de Transmisión de Gas⁵

Estos sistemas manejan presiones de 400psia y 1000 psia, debido a esto se tienen que incorporar una serie de equipos y accesorios que permiten el transporte de gas a alta presión, así como su monitoreo y control de condiciones. Entre otras cosas, estos equipos van a permitir las acciones operacionales que permiten manejar situaciones extraordinarias, tanto por razones inesperadas, como por situaciones programadas.

2.21.2 Estaciones de sistemas de transmisión de Gas.⁵

Estos equipos y accesorios forman parte de lo que se denomina Estaciones, estas se encuentran ubicadas a lo largo de todo el sistema de transmisión. Algunas de las estaciones de flujo se pueden describir a continuación:

2.21.3 Estación de Inicio⁵

Contienen equipos de regulación de presión, medición (de volumen, calidad) válvulas de bloqueo, facilidades de interconexiones y trampas de envío de herramientas y herramienta de limpieza e inspección interna.

2.21.4 Estaciones Intermedias⁵

Incluyen válvulas de bloqueo, facilidades de interconexión, trampas de recibo y envío de herramientas de limpieza e inspección interna, cuando la longitud del sistema así lo establece o existe un cambio de diámetro en las tuberías.

2.21.5 Estaciones de Interconexión ⁵

Se manejan facilidades similares a las dos estaciones anteriores, disponiéndose de facilidades para control de presión, medición, válvulas de bloqueo, tuberías de interconexión y facilidades de recibo y envío de herramientas de limpieza e inspección interna.

2.21.6 Estaciones Terminales ⁵

Son las estaciones finales de los Sistemas de Transporte, en donde se realizan las entregas a los sistemas de distribución o a los grandes clientes del sistema. En estas estaciones se disponen de las facilidades de regulación de presión, separación de líquidos, medición del gas entregado, válvulas de bloqueo, instalaciones de interconexiones y trampas de recepción de herramientas de limpieza e inspección. Interna.

Las longitudes de los sistemas de transmisión, las características del gas natural transportado y las condiciones de presión requeridas en los puntos terminales del sistema establecen la necesidad de instalar plantas de compresión de gas intermedias, conocidas como estaciones booster, las cuales permiten incrementar la presión del gas para lograr una entrega efectiva y segura hasta los puntos de entrega.

2.21.7 Estaciones de Regulación Primaria (ERP)⁵

Para poder pasar de un sistema de Transmisión a un Sistema de Distribución se requiere Estaciones de Regulación Primaria (ERP) las cuales controlan limitan los diferenciales de presión y son los encargados de la entrega del gas Metano a los Sistemas de Distribución, Los cuales inician a la salida de los (ERP).

2.21.8 Sistemas de Distribución de Gas⁵

Los sistemas de transmisión suministran gas a los sistemas de distribución, donde se transporta gas a presión intermedia y/o bajas presión, a través de una red de tuberías que llegan a todos los clientes del sistema. Las presiones que se manejan están entre los 60 psia y los 400 psia.

Al llegar a cada sitio de consumo, el gasoducto principal, alimenta la red secundaria de distribución que surte de gas a los diferentes tipos de clientes que existen en la ciudad. El servicio lo recibe el consumidor, a presiones y volúmenes cónsonos con los requerimientos, mediante medidores y reguladores que aseguran una entrega confiable y segura del servicio.

Un sistema de distribución por redes, permite que el servicio llegue en forma continua y segura a los clientes, sin requerimiento de almacenamiento, por doctos de alta resistencia (Líneas de Tuberías).

2.21.9 Estaciones de un Sistema de Distribución de gas⁵

Se encuentran aguas debajo de las ERP, su función principal es la de realizar una segunda disminución de la presión del gas en los ramales de distribución, disminuyendo la presión desde 300 psia hasta 180 psia aproximadamente. Al igual que los ERP están constituida por los siguientes equipos:

- 2 válvulas de tapón
- Un regulador
- Válvula de alivio para evitar la sobre presión
- By-Pass con una válvula de tapón

2.21.10 Estaciones de Medición para Clientes Industriales⁵

Para cada uno de los clientes servidos en los puntos terminales de las redes de distribución industrial existen estaciones de Medición Regulación (EMR). Estas tienen la función de filtrar, regular, aliviar y medir el gas metano que se entrega a los clientes industriales, para efecto de facturación.

Las facilidades deben establecer la característica del gas que se maneja y entrega, entre las cuales esta su poder calorífico que es la cantidad de energía entregada al cliente.

Normalmente la presión de entrega es de 90 psia, hay casos especiales donde la presión es menor o mayor que la estándar dependiendo de los requerimientos del cliente.

2.22 Modelo De Sistema de Distribución

Un modelo de sistema de distribución de gas puede ser una importante herramienta para probar el impacto de varias ideas propuestas para optimizar un sistema de distribución.

El modelar un sistema de distribución ofrece la oportunidad de probar muchas ideas virtualmente, antes de hacer costosos gastos de capital para instalar tuberías o instalar compresión que no puede incrementar volúmenes de gas apreciable. Consecuentemente, propuestas pueden ser puestas a prueba y ser cuantificadas en términos de incremento promedio de producción gas.

2.22.1 Procedimiento Para La Construcción Y Afinamiento De Un Modelo De Sistema de Distribución de Gas¹³

Definir los objetivos del modelo: Estos deben ser claramente definidos, para que de esta manera el modelo solo necesite los componentes requeridos para modelar el comportamiento de las condiciones reales de operación. Un objetivo común requerido es modelar el impacto de añadir un compresor para reducir la presión de succión, y consecuentemente incrementar la recuperación, entrega y reserva de gas.

Es importante que el compresor propuesto debe ser modelado cuidadosamente y deben incluir curvas de compresión que abarcan todas las nuevas condiciones de operación propuestas. El compresor puede ser modelado inicialmente de manera simple, ya que el objetivo es determinar su requerimiento de volumen a manejar.

Las pérdidas de presión en el sistema de gasoducto es otro objetivo importante ya que deben ser muy bien entendidas y modeladas; suficientemente bien para copiar pérdidas de presión bajo nuevas condiciones razonable y cuidadosamente propuestas.

Verificación de la información: obtener datos veraces para modelar requiere de un buen análisis y manipulación de los datos e información que se requiere, por lo general los registros diarios de campo proporcionan la información por tanto un grupo de reglas son aplicadas para juzgar su capacidad de uso.

Regla1: La veracidad de los datos está directamente relacionada a su uso para calcular otros valores importantes.

Regla 2: La mediciones no son infalibles.

Regla3: Una medición sin un estimado de su exactitud es inútil.

Regla 4: Hay una diferencia entre precisión y exactitud.

Evaluación del desempeño de la afinación: La manera más rápida de obtener un proyecto de modelo de campo es reunir copias recientes de los reportes diarios de campo para lugares determinados de los pozos, estos datos proveen un excelente recurso preliminar de promedio de presión y promedio de flujo de gas.

La manera de asegurar un buen modelo que simule un sistema de recolección es organizar por departamentos el trabajo tanto como sea posible. Un conjunto de pasos pudieran aplicarse para lograr este fin.

Paso 1: Concentrarse en igualar las pérdidas de presión en el gasoducto para asegurar que todas las pérdidas de presión excesivas son entendidas y modeladas apropiadamente. La utilización de correlaciones para calcular pérdidas de presión especialmente para flujo de gas, proporcionan resultados muy aproximados. Factores tales como rugosidad relativa, eficiencia de flujo, longitud efectiva y diámetro efectivo pueden ser usados para ajustar finalmente esos resultados.

Paso 2: Evaluar la entrega del pozo para asegurar que el método de cálculo escogido, representa similar o igual promedio de fluido de gas a presiones de fluidos habituales, como el registrado en los reportes diarios de campo.

Paso 3: Comparar las curvas de diseño de un compresor con el desempeño real del mismo. Si las condiciones habituales de operación no son reflejadas en las curvas de capacidad, entonces la razón debe ser estudiada, y un grupo de curvas deben ser desarrollada; para que reflejen cuidadosamente la operación habitual de un compresor.

2.22.2 Construcción De Un Modelo De Sistema De Recolección¹³

Cuando se intenta construir un modelo que simule el comportamiento de un sistema de recolección y distribución, es extremadamente importante afinar el modelo, Afinar el modelo requiere que a lo mínimo, un alcance sistemático sea usado para igualar las pérdidas de presión de las tuberías, la recolección de entrega de cada pozo y la relación de capacidad de cada compresor a condiciones admitidas de operación. Los errores más comunes hechos después de la construcción de un modelo son:

No afinar el modelo: Si un modelo no es afinado entonces ninguna conclusión acerca de las condiciones de operación admitida por el sistema de recolección pueden ser determinadas, y cualquier pronóstico que se haga, puede solamente ser usado para tendencias de producción predichas cualitativamente.

Asumir que todos los datos son representativos de las condiciones actuales: El lugar de medición e interpretación de la información puede tener un profundo impacto al modelar, obtener datos veraces para modelar es fundamental ya que la fuente de errores es variada y difícil de predecir. Una solicitud de datos con frecuencia pasará por diferentes personas las cuales aplican su propia interpretación de lo que ha sido requerido.

Considerar que todas las pérdidas de presión son producidas por fricción de la tubería: Considerar que las pérdidas de presión son por fricción, entonces las tuberías pueden ser juzgadas de operar ineficientemente, cuando ellas están, de hecho operando eficientemente, y predecir la presión del flujo puede ser sobreestimada o subestimada, consecuentemente la entrega de gas no sería modelada correctamente.

No confirmar que la relación de entrega de un pozo iguala a las condiciones admitidas de operación: La entrega de gas debe ser modelada correctamente ya que de no ser así traería como consecuencia predicciones de entrega que no satisfacen las condiciones de operación admitidas.

Usar curvas de diseño de compresor sin confirmar su validez con condiciones admitidas de operación: Si los compresores son modelados usando curvas de capacidad de compresión que no simulan las condiciones admitidas de operación, entonces la presión de succión y los volúmenes pueden ser muy difíciles de simular y así futuras predicciones no serán representativas de las condiciones de operación.

CAPITULO III

MARCO METODOLÒGICO

3.1 Tipo de Investigación

El estudio realizado en este trabajo se puede clasificar como una investigación teórica práctica, ya que la fuente principal de la información son los documentos y análisis realizado a diferentes modelos y software existentes en la actualidad, con el objeto de adaptar estos métodos o procedimientos en el desarrollo de un programa que permita resolver una red de distribución, cuando se habla de resolver una red de distribución se quiere especificar el cálculo del caudal en cada tramo, caudal de entrada o de salida en algún nodo en específico de la red, y presión en cada nodo.

3.2 Nivel de la Investigación

El nivel de este trabajo se puede catalogar como de diseño y evaluación, ya que el propósito u objetivo fundamental es resolver una red de distribución, en la actualidad muchos ingenieros utilizan diversos simuladores, para resolver una amplia gama de problemas, y en muchos casos por diversas razones no se conocen los fundamentos o principios de la ingeniería que se aplican en estos software.

3.3 Metodología Desarrollada

Para el desarrollo de este trabajo se aplico la siguiente metodología la cual se puede resumir en los siguientes pasos:

3.3.1 Revisión Bibliográfica

Esta se refiere a la consulta hecha a textos referentes a mecánica de los fluidos, Termodinámica y documentos relacionados a modelos de sistemas de distribución de gas.

3.3.2 Análisis de Software

En este aspecto se analizaron los simuladores PROCATS disponible en el laboratorio de simulaciones de la escuela de Ingeniería de petróleo (U.C.V), y el simulador “THE STONER WORKSTATION SERVICE” (SWS) disponible en PDVSA GAS, el objetivo de este análisis fue determinar los datos de entrada de los simuladores así como la estructura de estos.

3.3.3 Desarrollo del Modelo (S.I.M.G)¹⁷

El sistema empleado en este trabajo está basado en el método desarrollado por Michael A. Stoner en el año 1969. Este método fue desarrollado para resolver sistemas integrados de transmisión y distribución de gas, en este trabajo lo designaremos como “**Sistema integrado de Manejo de Gas (S.I.M.G)**”, se fundamenta en dos conceptos básicos los cuales se definen a continuación:

1. Nodos: Estos son puntos en la red de gasoductos que pueden ser interpretados de diversas maneras según sean las circunstancias que se desee analizar (simular), algunos ejemplos se mencionan a continuación:

- Puntos donde uno o más elementos (dispositivos) del sistema se conectan, estos puntos permiten conocer los ramales y lazos que se presentan con frecuencia en los distintos sistemas de distribución de gas natural (Figura 29)

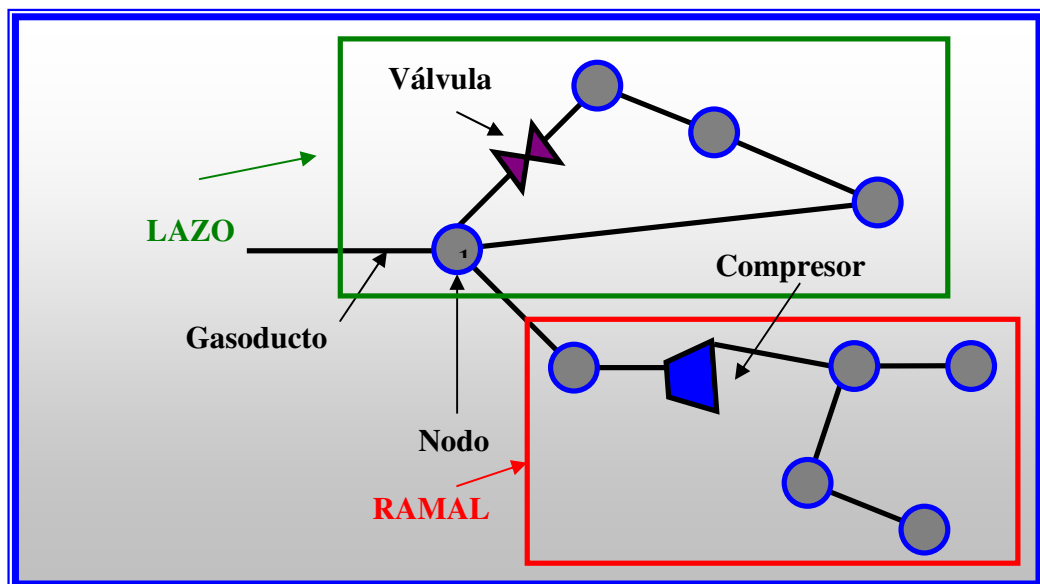


Figura 29: Lazos y Ramales en Red de Distribución

- Punto donde el flujo de gas entra o sale del sistema de distribución (Figura 30) esta consideración es importante ya que permite tener un control del total de flujo de gas que entra o sale en cada nodo y por ende la del sistema en su totalidad, además este aspecto es importante en cuanto a la continuidad de flujo.

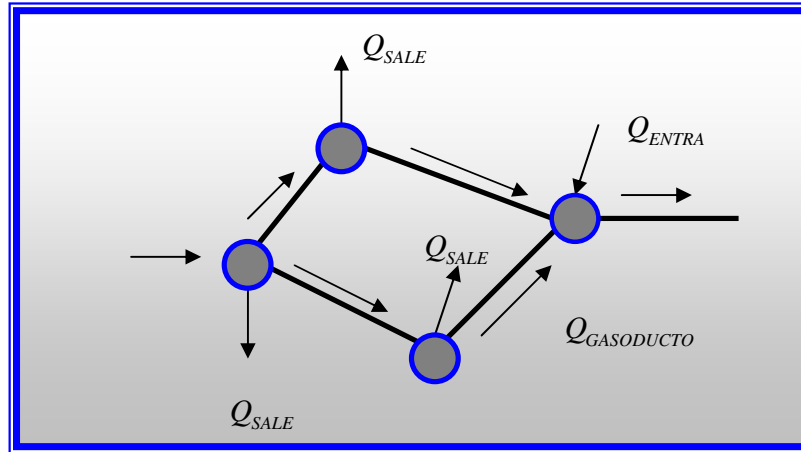


Figura 30: Flujo de Gas entra o sale del Sistema de Distribución

- Puntos de referencia para el sistema de presiones en el sistema de distribución, ya que el flujo de gas va de mayor presión a menor presión además de mostrar la presión a la entrega para cada cliente (Figura 31).

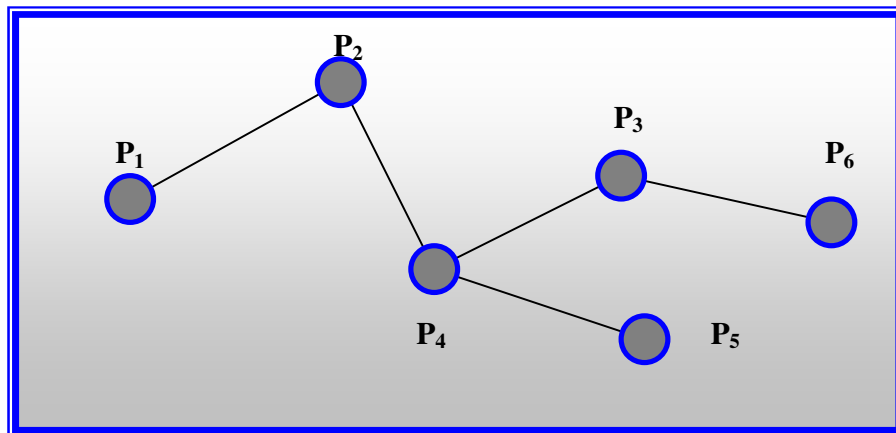


Figura 31: Presiones de referencia para cada nodo

- Puntos donde se conectan dos o mas tuberías de diferentes diámetros (Figura 32) En este sentido el cambio de diámetro y tipo de tubería influye en el flujo de gas por el gasoducto debido a la dependencia de la constante de Weymouth con las propiedades físicas de la tubería tales como: diámetro, el factor de fricción y la longitud.

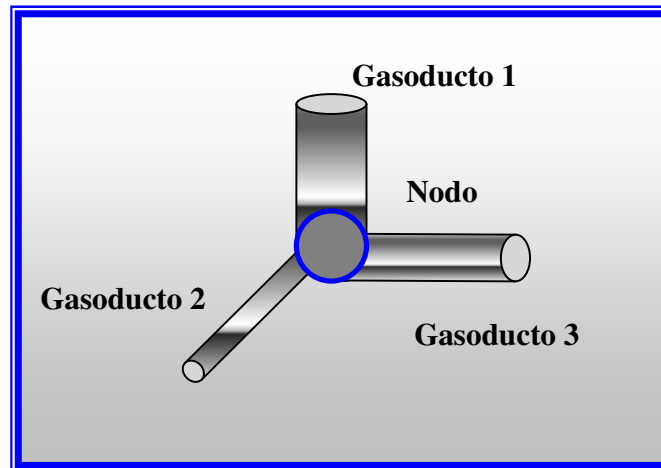


Figura 32: Gasoductos de diferentes diámetros conectados a nodo

2. Elemento conectado a nodo (ECN): Este concepto es usado para referirse al grupo de todos los posibles elementos o dispositivos necesarios en el sistema de distribución estos pueden ser: Tuberías, compresores, válvulas entre otros. En este trabajo solo se utilizara la tubería como elemento de conexión entre los nodos.

Teniendo claro estos dos conceptos se puede ensamblar lo que se conoce como red de distribución y entrega de gas, la cual consiste en un conjunto de puntos (nodos) donde entra o se entrega gas, por medio de diferentes dispositivos (gasoductos) especialmente diseñados para tal fin. (Figura 33) la cual esquematiza una red de distribución de la manera que se estudiara en este trabajo.

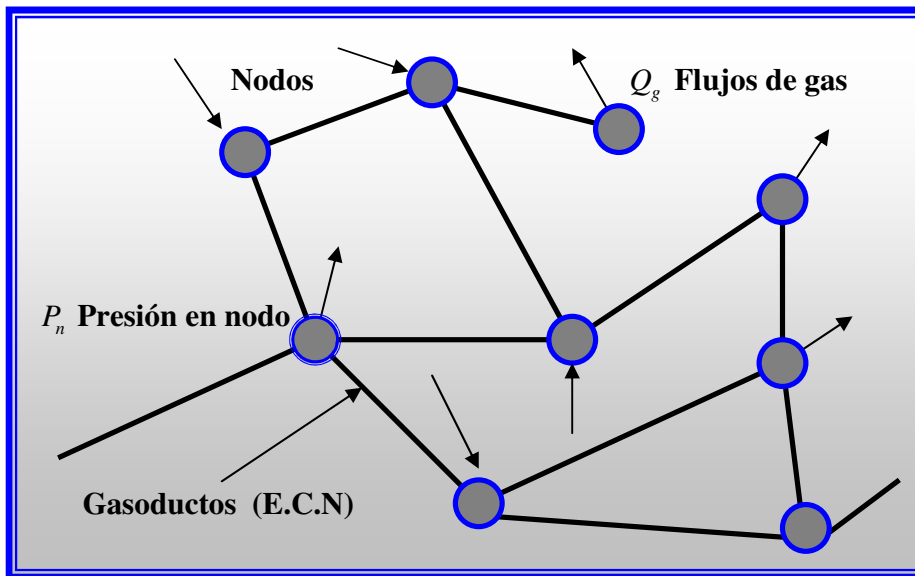


Figura 33: Red de distribución y entrega de gas a clientes.

3.3.3.1 Algoritmo de solución (S.I.M.G)

El método de análisis de redes usado se basa en la estimación de las presiones en los nodos de la red de distribución y en el cálculo iterativo de los caudales que pasan a través de los gasoductos y el caudal que sale en los nodos es decir los caudales que se entregan a los clientes, así como el caudal que entra al sistema de distribución. El algoritmo de solución puede ser aplicado para cualquier tipo de configuración de redes cerradas o enlazadas (Figura 34) y para flujo de una sola fase que en este trabajo es el Metano (CH_4).

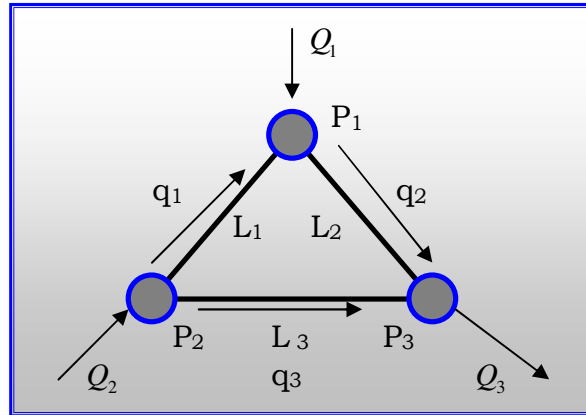


Figura 34: Red de distribución cerrada o enlazada

En la figura anterior suponemos que los flujos de gas que entran son positivos y los flujos de gas que salen son negativos. Aplicando el principio de conservación de la masa para cada nodo resulta.

$$\begin{aligned}
 F_1 &= q_1 - q_2 + Q_1 = 0 \\
 F_2 &= -q_1 - q_3 + Q_2 = 0 \\
 F_3 &= q_2 + q_3 - Q_3 = 0
 \end{aligned}
 \tag{138}^6$$

Las ecuaciones anteriores representan las ecuaciones de continuidad en cada nodo, F representa el balance en el nodo y tiende a cero cuando el sistema converge al balance es decir que la suma de los flujos de gas que entra es igual a la suma de los flujos de gas que salen de el.

Utilizando la ecuación de Weymouth deducida anteriormente y que relaciona el flujo con la caída de presión.

$$Q_{sc} = 433,49 \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{(P_1^2 - P_2^2) \times d^{16/3}}{\gamma_g \times Z_m \times T \times L} \right)^{0.5} \times E$$

Organizando la ecuación anterior y realizando la siguiente igualación:

$$C = 433,49 \times \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) \times \left(\frac{d^{16/3}}{\gamma_g \times Z_m \times T \times L} \right)^{0.5} \times E \quad (139)$$

Donde:

C = Constante de Weymouth, que depende de las propiedades del gas y las características de la tubería.

La ecuación de Weymouth queda expresada como:

$$Q_{ij} = C_{ij} \times \sqrt{P_i^2 - P_j^2} \quad (140)^{17}$$

Esta expresión permite calcular el caudal de una tubería en la cual el flujo de gas va desde el nodo i hasta el nodo j conociendo las presiones en los nodos extremos de la tubería y propiedades del gas. A la Ecuación 140 se le agrega un factor S_{ij} el cual se define como:

$$S_{ij} = \frac{P_j - P_i}{|P_j - P_i|} \quad (141)^{17}$$

Este factor indicara la dirección positiva del flujo el cual es positivo (+1) desde el nodo j mayor presión hacia el nodo i menor presión, y negativo (-1) en el caso contrario.

Haciendo las sustituciones correspondientes, las ecuaciones 141 en la 140 resulta la ecuación que modela el flujo de gas por el gasoducto, queda expresada de la siguiente manera:

$$Q_{ij} = S_{ij} \times C_{ij} \times \sqrt{|P_i^2 - P_j^2|} \quad (142)^{17}$$

La Ecuación 142 se sustituye para cada flujo en la ecuación de continuidad, así se forma un sistema simultaneo de ecuaciones no lineales el cual para resolver debe aplicarse un método iterativo, en este trabajo se aplicara el método n-dimensional de Newton Raphson el cual se explica en el apéndice D.

Estas ecuaciones contienen variables que representan las presiones en el nodo, La constante de la tubería (C_{ij}) que para este trabajo es conocida ya que se conocen las dimensiones del sistema de distribución y el flujo en el nodo. En general el sistema esta constituido por “N” nodos que son equivalentes al número de ecuaciones, “NECN” (N-elementos conectados a nodos), para este trabajo tuberías o gasoductos. “2N+NECN” representan el número de variables, esto es una presión “P” y un flujo “QN” entrando o saliendo del sistema, y “N+NECN” representan el número de valores fijos o conocidos en el sistema de ecuaciones. El número de incógnitas es igual a la diferencia entre número de variables y el número de valores fijos, de esta manera se obtiene un sistema de N-ecuaciones por N- incógnitas.

Se requiere un estimado de presiones en cada nodo para calcular los flujos y sustituirlos en las ecuaciones de continuidad, posteriormente verificar el balance para calcular las nuevas presiones. El simulador calcula el error entre las presiones estimadas y calculadas para compararlo con la tolerancia especificada previamente, si el error es mayor que la tolerancia se emplea las presiones calculadas como estimadas para el calculo de las presiones en la siguiente iteración, se recalcula hasta que el error sea menor que la tolerancia.

En el caso que el flujo sea incógnita se procede de igual manera pero los valores estimados y calculados son los flujos en el nodo que este sea desconocido.

3.3.3.2 Convergencia de la Simulación (S.I.M.G) ⁶

Para no tener una solución indeterminada se deben tomar en cuenta las siguientes observaciones.

- En cualquier red, el número de nodos presentes en el sistema debe ser igual al número de valores fijos de presión (P) y flujos (Q) introducidos.

$$\sum (P + Q)_{fijos} = \sum Nodos = \sum (P + Q)_{desconocidos} \quad (143)^6$$

- El flujo neto en un nodo es cero por tanto siempre es un valor fijo puesto que se cumple balance de masa. Establecido en estado permanente estudiado anteriormente.

$$Q_{entrada} = Q_{salida} \quad (144)^6$$

Por tanto,

$$Q_{neto} = 0$$

- Cada entrada y salida debe tener un valor de presión (P) y flujo (Q), bien sea que ambos sean fijos, ambos estimados, o uno fijo y otro estimado, con la condición de que todos los nodos cumplan con el punto anterior. No se puede omitir ningún valor de entrada, si no es conocido algún dato se debe colocar un valor estimado.
- Es recomendable fijar la mayor cantidad de flujos posibles.
- Al menos en un nodo del sistema debe fijarse la presión.
- Al menos un flujo debe ser Incógnita.

- Se deben especificar los detalles en la estructura de cada línea, los equipos y accesorios presentes deben colocarse en orden secuencial de acuerdo a la dirección de flujo especificada.

3.3.3.3 Aplicaciones del simulador S.I.M.G

- Diseño de redes de distribución de gas natural.
- Modelaje y simulación de redes existentes.
- Determinar el comportamiento de la red por alteraciones y procedimientos operacionales.
- Evaluación para la incorporación a la red de distribución de nuevos clientes con alto consumos.

3.3.3.4 Beneficios que Proporciona el Simulador S.I.M.G

- Reducción de horas hombre en la evaluación y diseño de redes de distribución de gas metano.
- Eliminar la incertidumbre sobre la capacidad y comportamiento de la red a fin de incorporar nuevos clientes.

3.3.3.5 Elementos de la Simulación

Uno de los componentes básicos en la red de distribución son las tuberías, están conforman la estructura del sistema de distribución, estas conectan los otros elementos como válvulas, reguladores y compresores. Las ecuaciones que modelan las tuberías difieren por la formulación del término de fricción, y en algunos casos, por las propiedades del fluido que se contiene dentro de las tuberías.

3.3.3.6 Soluciones Técnicas⁵

La información de redes suministradas por el usuario es usada para la construcción de un sistema no lineal de ecuaciones matemáticas. Estas ecuaciones matemáticas forman el modelo del sistema de tuberías y son interconectadas basándose en la aplicación de la primera ley de Kirchhoff's. Esta ley física establece que la sumatoria de los flujos en un nodo es igual a cero para la conservación de la masa. La solución de estas ecuaciones provee predicciones de presión, flujo en los nodos y en tuberías. Las ecuaciones son resueltas por el método iterativo de Newton-Rapshon. (ver apéndice D).

3.3.4 Realización de un cálculo tipo

La finalidad de este cálculo es familiarizarse con las formula y el método de tal manera de poder predecir el comportamiento del sistema. Este se realizo mediante una hoja de cálculo diseñada en Microsoft Excel, esta hoja de calculo fue de gran utilidad, ya que fue estructurada de una manera muy semejante al programa desarrollado, además esta facilitó la verificación de los cálculos paso a paso, pudiéndose detectar las fallas que el sistema pudiera presentar. Debido a la gran cantidad de cálculos que se realizan, se diseño una malla muy simple la cual consta de tres nodos tal como se muestra a continuación (Figura 35).

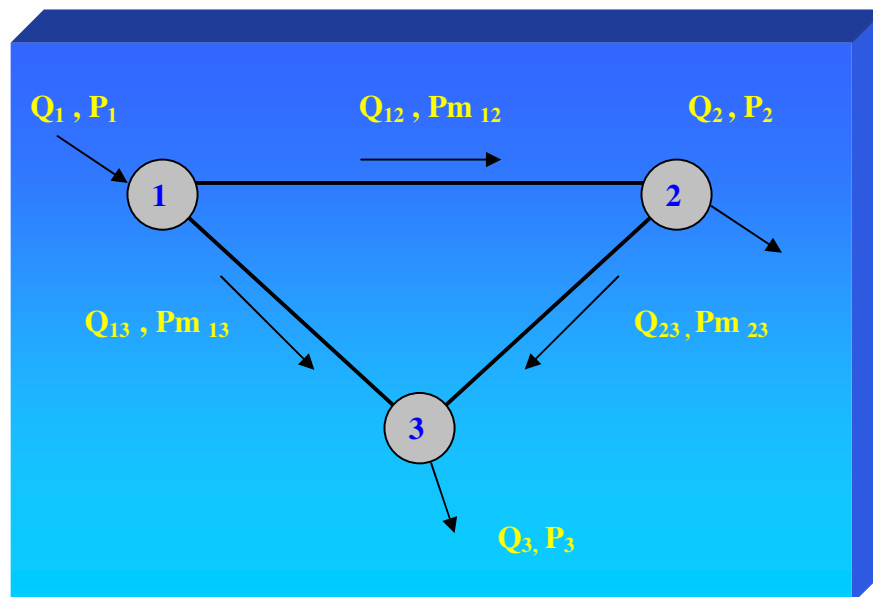


Figura 35: Esquema de malla calculo tipo.

En esta malla ya se conocen los flujos en cada nodo, las presiones y los flujos en cada línea, es decir esta balance, el ejercicio consiste en evaluar algunos valores de presión y flujo, para compararlo con los valores solución, para esta malla se genero una tabla la cual presenta los valores conocidos o datos de entrada, y una tabla para las incógnitas a determinar, estas tablas quedaron de la siguiente manera. (Tabla N° 6)

Tabla N° 6: Datos de entrada

Datos de Entrada		
Gas	Metano	
GE	0,7	
Tm	541	°R
Tsc	520	°R
Psc	14,7	psia
Eficiencia	0,92	

En la tabla anterior se presenta: el tipo de gas a entregar, Gravedad Especifica, y la temperatura media se conoce por registro anuales de temperatura y esta será constante para todo el sistema (proceso isotérmico), Temperatura condiciones estándar (60 °F) y presión condiciones estándar (14,7 psia), se asume una eficiencia de tubería de 92% (flujo de gas seco).

Tabla N° 7: Tabla de incógnitas en los nodos.

NODO	Tabla de Nodos			INCOGNITA
	PRESIÓN (psia)	INCOGNITA	FLUJO (PCND)	
1	500	No	94300000	SI
2	450	SI	-400000	No
3	400	SI	-93900000	No

En la tabla de incógnitas de Nodos (Tabla N° 7), se presentan todos los valores de presión y flujo que balancean la malla, en las columnas de las incógnitas se muestran el valor que se quiere determinar.

Para el análisis de las líneas se diseñó una tabla de conexiones, la cual se describe a continuación, (Tabla N° 8).

Tabla N° 8: Tabla de conexiones

Tabla de Conexiones				
Nodo Desde	Nodo Hasta	Presión D (psia)	Presión H (psia)	Pm (psia)
1	2	500	450	475,4385965
1	3	500	400	451,8518519
2	3	450	400	425,4901961

En esta tabla (Tabla N° 8) se muestra que nodos están conectados y su respectiva presión promedio la cual se calculo con la Ecuación 135 de este capítulo. Para el nodo de 1 a 2 el cálculo se realizo de la siguiente forma:

$$Pm_{12} = \frac{2}{3} \times \left[\frac{500^3 - 450^3}{500^2 - 450^2} \right] = \frac{67750000}{142500} = 475.43859649 \text{ psia}$$

Seguidamente se tiene la Tabla N° 9, esta presenta los siguientes datos.

Tabla N° 9: Datos de la línea y gas

Tabla de Conexiones				
Longitud (Millas)	Diámetro (pulg)	Tm °R	Zm	C
10	12	541	0,914752482	180838,2357
9	12	541	0,91930593	190147,5675
9,5	12	541	0,924387082	184566,6898

Longitud y diámetro de cada línea, Constante para cada una de las tuberías conectadas factor de compresibilidad del gas en cada línea, aunque se asume que la temperatura es constante, este factor varía debido a que las presiones promedios en cada una de estas es función de la presión en los nodos entre los cuales se esta calculando, haciendo que sean diferentes para cada tubería. Para el calcular la constante de la tubería se aplico la Ecuación 139 del capítulo III. Sección III.2

$$C = 433.49 \times \left(\frac{520}{14.7} \right) \times \left(\frac{12^{\frac{16}{3}}}{0.7 \times 0.914752482 \times 541 \times 10} \right)^{0.5} \times 0.92 =$$

$$C = 15334.3401361 \times 12.8238138523 \times 0.92 = 180913.14559$$

Para el cálculo del factor de compresibilidad se aplicó el ajuste de Brill y Beggs estudiado en el capítulo II para esta evaluación se necesitó de los valores mostrados en las Tablas N° 10 y Tabla N° 11

Tabla N° 10: Presiones y temperaturas críticas y pseudoreducidas

	Tabla de	Conexiones	
Psc	Tsc	Psr	Tsr
669,125	389,375	0,71053779	1,3894061
669,125	389,375	0,67528765	1,3894061
669,125	389,375	0,63589045	1,3894061

Estas se calcularon de la manera siguiente: utilizando las Ecuaciones 28 y 29 del capítulo II. Sección 2.6.8.1.2. y la gravedad específica se tiene para la conexión nodo 1 hasta el nodo 2 lo siguiente:

$$P_{sc} = 677 + 15 \times (0.7) - 37.5 \times (0.7)^2 = 669.125 \text{ psia}$$

$$T_{sc} = 168 + 325 \times (0.7) - 12.5 \times (0.7)^2 = 389.375^\circ R$$

Para calcular P_{sr} y T_{sr} se procedió para la conexión nodo 1 a nodo 2:

$$P_{sr} = \frac{475.4385965 \text{ psia}}{669.125 \text{ psia}} = 0.710543096$$

$$T_{sr} = \frac{541^\circ R}{389.375^\circ R} = 1.389406$$

El ajuste de Brill y Beggs requiere según la Ecuación 35 del capítulo II. Sección 2.6.8.1.5.1 de las siguientes variables (ver Tabla N° 11).

Tabla N° 11: Variables de Brill y Beggs

Tabla	De conexiones		
A	B	C	D
0,35114753	0,2577449	0,08629466	0,9 5919071
0,35114753	0,2428684	0,08629466	0,95919071
0,35114753	0,2265005	0,08629466	0,95919071

$$A=1.39 \times (Tsr-0.92)^{0.5} - 0.36 \times Tsr - 0.101$$

$$A = 1.39 \times (1.389406 - 0.92)^{0.5} - 0.36 \times (1.389406) - 0.101 = 0.35114746$$

$$B = (0.62 - 0.23 \times Tsr) \times P_{sr} + \left[\frac{0.066}{Tsr - 0.86} - 0.037 \right] \times P_{sr}^2 + \frac{0.32 \times P_{sr}^6}{10^{9 \times (Tsr - 1)}}$$

$$B = (0.62 - 0.23 \times (1.389406)) \times (0.710543096) +$$

$$\left[\frac{0.066}{1.389406 - 0.86} - 0.037 \right] \times (0.710543096)^2 +$$

$$\frac{0.32 \times (0.710543096)^6}{10^{9 \times (1.389406 - 1)}} = 0.25774713$$

$$C = (0.132 - 0.32 \times \log Tsr)$$

$$C = (0.132 - 0.32 \times \log(1.389406)) = 0.08629466$$

$$D = \text{anti log}(0.3106 - 0.49 \times Tsr + 0.1824 \times Tsr^2)$$

$$D = \text{anti log}(0.3106 - 0.49 \times 1.389406 + 0.1824 \times 1.389406^2) = 0.959190709$$

Finalmente para calcular el factor de compresibilidad se aplico la Ecuación 35 capítulo II. Sección II.6.8.1.5.1

$$Z_g = A + \frac{(1-A)}{e^B} + C \times P_{sr}^D$$

$$Z_g = 0.35114746 + \frac{(1-0.35114746)}{e^{0.25774713}} + 0.08629466 \times 0.710543096^{0.9591907} = 0.914752482$$

$$Z_g = 0,914752482$$

Una vez calculados estos valores se aplico la Ecuación 140 del capítulo III. Sección III.2.

$$Q_{ij} = C_{ij} \times \sqrt{|P_i^2 - P_j^2|}$$

La cual quedo de la forma:

$$Q_{12} = C_{12} \times \sqrt{|P_1^2 - P_2^2|}$$

$$Q_{12} = 180913.14559 \times \sqrt{|500^2 - 450^2|} = 39429105.9 \text{ PCND}$$

Para evaluar la dirección de flujo se aplico la siguiente Ecuación 141

$$S_{ij} = \frac{P_j - P_i}{|P_j - P_i|}$$

$$S_{ij} = \frac{450 \text{ psia} - 500 \text{ psia}}{|450 \text{ psia} - 500 \text{ psia}|} = -1$$

Esto significa que el flujo sale del Nodo 1 y va hacia el Nodo 2, aplicando la Ecuación 142 , Resulta:

$$Q_{ij} = S_{ij} \times C_{ij} \times \sqrt{|P_i^2 - P_j^2|}$$

$$Q_{ij} = -1 \times 39429105.9 = -39429105.9 \text{ PCND}$$

Los valores de Flujo obtenido en cada línea de la malla estudiado se muestran a continuación (ver Tabla 12).

Tabla N° 12: Flujos en cada línea de tubería

	Tabla de Conexiones			
Nodo Desde	Nodo Hasta	Presión D (psia)	Presión H (psia)	Q (PCND)
1	2	500	450	-39412779,73
1	3	500	400	-57044270,26
2	3	450	400	-38049397,85

Después de tener la información de cada nodo, y la información para las conexiones se utilizó la ecuación de continuidad en cada nodo para generar el sistema de ecuaciones no lineales en este caso se procedió de la manera siguiente:

Para cada nodo se aplicó la primera ley de Kirchhoff's, donde la suma de todos los flujos que entran, son iguales a los flujos que salen. Estas ecuaciones se conocen como ecuaciones de continuidad:

$$F_1 : -Q_{12} - Q_{13} + Q_1 = 0$$

$$F_2 : +Q_{21} - Q_{23} - Q_2 = 0$$

$$F_3 : +Q_{31} + Q_{32} - Q_3 = 0$$

Cada flujo se sustituye por la ecuación de flujo correspondiente, recordemos que se aplica la ecuación de Weymouth.

$$F_1 : -C_{12} \times \sqrt{|P_1^2 - P_2^2|} - C_{13} \times \sqrt{|P_1^2 - P_3^2|} + Q_1 = 0$$

$$F_2 : +C_{21} \times \sqrt{|P_2^2 - P_1^2|} - C_{23} \times \sqrt{|P_2^2 - P_3^2|} - Q_2 = 0$$

$$F_3 : +C_{31} \times \sqrt{|P_3^2 - P_1^2|} + C_{32} \times \sqrt{|P_3^2 - P_2^2|} - Q_3 = 0$$

Para resolver este sistema de ecuaciones no lineales se aplica el método iterativo de Newton Raphson (Ver apéndice D), el Jacobiano del cálculo tipo queda expresado de la manera siguiente:

$$J(P_2^o, P_3^o, Q_1^o) = \begin{pmatrix} \frac{\partial F_1}{\partial P_2} & \frac{\partial F_1}{\partial P_3} & \frac{\partial F_1}{\partial Q_1} \\ \frac{\partial F_2}{\partial P_2} & \frac{\partial F_2}{\partial P_3} & \frac{\partial F_2}{\partial Q_1} \\ \frac{\partial F_3}{\partial P_2} & \frac{\partial F_3}{\partial P_3} & \frac{\partial F_3}{\partial Q_1} \end{pmatrix}$$

El vector de términos independientes evaluado en los valores iniciales supuestos para las incógnitas a calcular queda de la forma:

$$F(P_2^o, P_3^o, Q_1^o) = \begin{pmatrix} F_1(P_2^o, P_3^o, Q_1^o) \\ F_2(P_2^o, P_3^o, Q_1^o) \\ F_3(P_2^o, P_3^o, Q_1^o) \end{pmatrix}$$

El sistema de ecuaciones Lineales a resolver queda expresado como sigue:

$$\begin{pmatrix} \frac{\partial F_1}{\partial P_2} & \frac{\partial F_1}{\partial P_3} & \frac{\partial F_1}{\partial Q_1} \\ \frac{\partial F_2}{\partial P_2} & \frac{\partial F_2}{\partial P_3} & \frac{\partial F_2}{\partial Q_1} \\ \frac{\partial F_3}{\partial P_2} & \frac{\partial F_3}{\partial P_3} & \frac{\partial F_3}{\partial Q_1} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} \Delta P_2 \\ \Delta P_3 \\ \Delta Q_1 \end{pmatrix} = - \begin{pmatrix} F_1(P_2^o, P_3^o, Q_1^o) \\ F_2(P_2^o, P_3^o, Q_1^o) \\ F_3(P_2^o, P_3^o, Q_1^o) \end{pmatrix}$$

Este sistema se resolvió por el método de Gauss Jordan.

Para la matriz Jacobiana del método las derivadas se calcularon de la siguiente manera:

Ya que para este trabajo se aplicara la ecuación de Weymouth.

$$Q_{ij} = C_{ij} \times \sqrt{|P_i^2 - P_j^2|}$$

En el sistema se conocen todos los parámetros para calcular C_{ij} , estos parámetros los tenemos en la tabla de datos de entrada y tabla de conexiones. Como el objetivo es evaluar la entrega en los nodos es decir verificar la presión y el flujo, entonces la ecuación de continuidad se tendrá que derivar con respecto a los flujos en los nodos o las presiones P_i o P_j . Según sea el caso. la derivada da la ecuación de Weymouth según estas presiones queda expresada de la manera siguiente.

$$\frac{\partial Q_{ij}}{\partial P_i} = \frac{C_{ij} \times P_i \times |P_i^2 - P_j^2|}{(P_i^2 - P_j^2) \times \sqrt{|P_i^2 - P_j^2|}} \Delta P_i \quad (145)$$

$$\frac{\partial Q_{ij}}{\partial P_j} = \frac{-C_{ij} \times P_j \times |P_i^2 - P_j^2|}{(P_i^2 - P_j^2) \times \sqrt{|P_i^2 - P_j^2|}} \Delta P_j \quad (146)$$

La ecuación de continuidad es la suma de los flujos, por tanto la derivada de una suma es la suma de las derivadas, esto servirá para sustituir cada derivada en el término de la ecuación de continuidad si este depende de la incógnita buscada. En el caso de los flujos en el nodo las ecuaciones de continuidad dependen del flujo en el nodo en cuestión, si este es incógnita, entonces la derivada es 1 o -1 dependiendo de si el flujo entra o sale del nodo, y con respecto al flujo de otros nodos será cero.

Para nuestro cálculo tipo quedaría de esta forma:

$$F_1: -C_{12} \times \sqrt{|P_1^2 - P_2^2|} - C_{13} \times \sqrt{|P_1^2 - P_3^2|} + Q_1 = 0$$

$$F_2: +C_{21} \times \sqrt{|P_2^2 - P_1^2|} - C_{23} \times \sqrt{|P_2^2 - P_3^2|} - Q_2 = 0$$

$$F_3: +C_{31} \times \sqrt{|P_3^2 - P_1^2|} + C_{32} \times \sqrt{|P_3^2 - P_2^2|} - Q_3 = 0$$

Como las incógnitas son P_2, P_3, Q_1

$$\frac{\partial F_1}{\partial P_2} = + \frac{C_{12} \times P_2 \times |P_1^2 - P_2^2|}{(P_1^2 - P_2^2) \times \sqrt{|P_1^2 - P_2^2|}} \Delta P_2 - 0 + 0$$

$$\frac{\partial F_1}{\partial P_3} = 0 + \frac{C_{13} \times P_3 \times |P_1^2 - P_3^2|}{(P_1^2 - P_3^2) \times \sqrt{|P_1^2 - P_3^2|}} \Delta P_3 + 0$$

$$\frac{\partial F_1}{\partial Q_1} = 0 + 0 + 1 \Delta Q_1$$

$$\frac{\partial F_2}{\partial P_2} = \frac{C_{21} \times P_2 \times |P_2^2 - P_1^2|}{(P_2^2 - P_1^2) \times \sqrt{|P_2^2 - P_1^2|}} \Delta P_2 - \frac{C_{23} \times P_2 \times |P_2^2 - P_3^2|}{(P_2^2 - P_3^2) \times \sqrt{|P_2^2 - P_3^2|}} \Delta P_2 - 0$$

$$\frac{\partial F_2}{\partial P_3} = 0 + \frac{C_{23} \times P_3 \times |P_2^2 - P_3^2|}{(P_2^2 - P_3^2) \times |P_2^2 - P_3^2|} \Delta P_3 - 0$$

$$\frac{\partial F_2}{\partial Q_1} = 0 + 0 - 0$$

$$\frac{\partial F_3}{\partial P_2} = 0 + \frac{C_{32} \times P_2 \times |P_3^2 - P_2^2|}{(P_3^2 - P_2^2) \times |P_3^2 - P_2^2|} \Delta P_2 - 0$$

$$\frac{\partial F_3}{\partial P_3} = \frac{C_{31} \times P_2 \times |P_3^2 - P_1^2|}{(P_3^2 - P_1^2) \times \sqrt{|P_3^2 - P_1^2|}} \Delta P_3 + \frac{C_{32} \times P_3 \times |P_3^2 - P_2^2|}{(P_3^2 - P_2^2) \times |P_3^2 - P_2^2|} \Delta P_3 - 0$$

$$\frac{\partial F_3}{\partial Q_1} = 0 + 0 - 0$$

Sustituyendo los valores correspondientes en cada parámetro entonces la matriz Jacobiana queda de la forma:

$$J(P_2^0, P_3^0, Q_1^0) = \begin{pmatrix} 405852.423 & 275576.185 & 1 \\ -843761.094 & 389252.152 & 0 \\ 437908.671 & -664828.337 & 0 \end{pmatrix}$$

$$F(P_2^0, P_3^0, Q_1^0) = \begin{pmatrix} -2157049.99 \\ 963381.88 \\ 1193668.11 \end{pmatrix}$$

El sistema de ecuaciones a resolver para determinar los diferenciales para cada incógnita en la iteración cero, queda expresado de la siguiente manera.

$$\begin{pmatrix} 405852423 & 275576185 & 1 \\ -843761094 & 389252152 & 0 \\ 437908671 & -664828337 & 0 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} \Delta P_2 \\ \Delta P_3 \\ \Delta Q_1 \end{pmatrix} = - \begin{pmatrix} -215704999 \\ 96338188 \\ 119366811 \end{pmatrix}$$

En la iteración 1 se calculan los valores como sigue:

$$P_2^1 = P_2^o + \Delta P_2^o$$

$$P_3^1 = P_3^o + \Delta P_3^o$$

$$Q_1^1 = Q_1^o + \Delta Q_1^o$$

Los valores obtenidos se sustituyen en las ecuaciones de continuidad, en la medida que estas ecuaciones tiendan o convergen a cero el sistema estará en balance lo cual implica que las incógnitas calculadas son óptimas.

3.3.5 Desarrollo del programa “S.I.M.G”

Para un fácil manejo en el diseño del modelo de Stoner, se desarrolló un programa para facilitar los cálculos de todas las ecuaciones involucradas en el algoritmo de solución del modelo.

El presente programa esta destinado a resolver a través de un sistema de información, un sistema de 30 ecuaciones que representan un modelo matemático de una red de distribución de gas.

3.3.5.1 Bases del Programa “S.I.M.G”

El sistema se fundamenta en una base de datos Access, donde se cargaran los valores principales del sistema, todos estos valores se pueden cargar y ejecutar por un conjunto de botones que se presentan en la primera ventana del programa a continuación se definirán las características y aplicación de las

Ventanas que cada botón despliega cuando se hace clic en cada uno de ellos, (Figura 36). el botón de Iniciar proyecto borra todos los datos suministrados por el usuario si los tiene, incluso borra los botones, que apareciendo paso a paso en la medida que se suministran los datos correspondientes del proceso, es importante actualizar cada acción que se ejecute, para tener un control de cómo se comportan los cálculos en cada iteración se puede cambiar el numero de la iteración, es decir se puede visualizar los valores obtenido de una iteración anterior a la que se tenga en un momento determinado, esto con el fin de evaluar la convergencia.

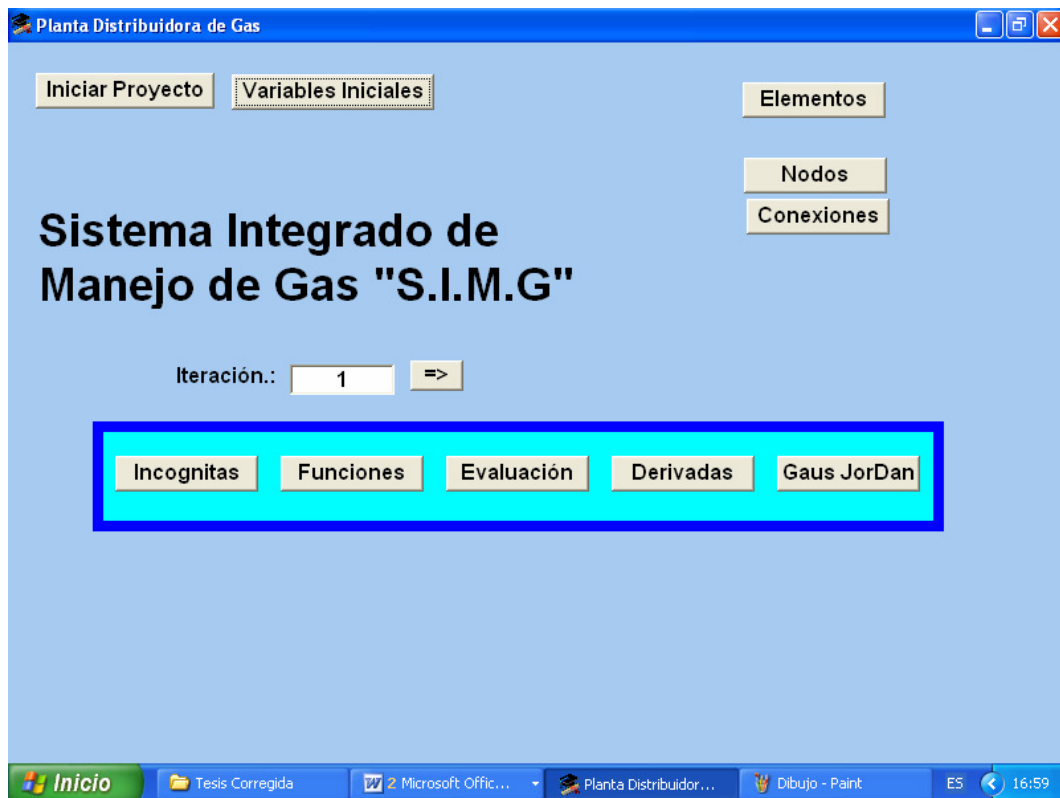


Figura. 36: Ventana principal

3.3.5.2 Ventana de Variables Iniciales

Esta se activa en el botón que lleva su nombre, presenta los valores que definen el tipo de gas, su gravedad específica, temperatura promedio del sistema de distribución y condiciones estándar de presión y temperatura.

Vale la pena recordar que la temperatura promedio del sistema es constante en todo el proceso, en la Figura 37 se presenta la estructura de esta ventana, el número que aparece en la parte superior izquierda quiere decir que estos son los valores de la iteración en la cual se encuentra.

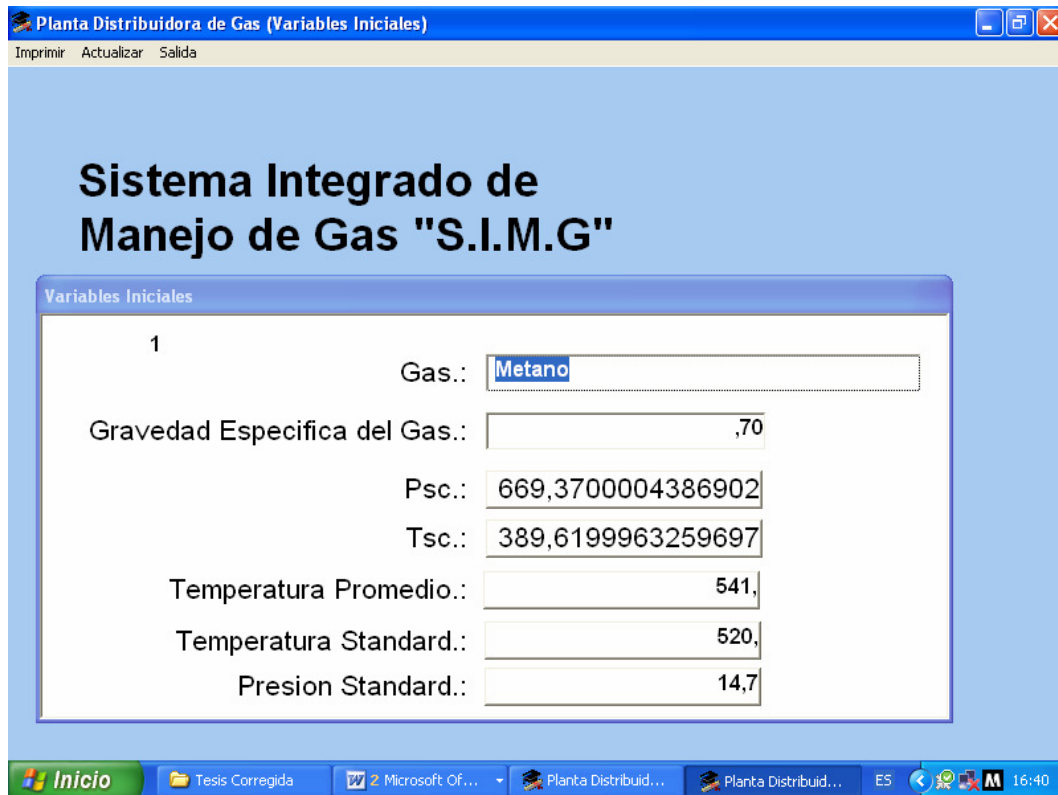


Figura 37: Ventana de valores iniciales.

3.3.5.3 Ventana de Elementos

Esta ventana se utiliza para la identificación del elemento o equipo de caras al proveedor, es decir compresores, válvulas, tuberías y campos de almacenaje es importante destacar que esta ventana esta inhabilitada ya que para este trabajo se empleara el elemento de tubería exclusivamente, pero se dejo la ventana para investigaciones que a futuro se quieran realizar para el mejoramiento de las bondades del sistema. Los valores de K, Co, C y n son constantes pertenecientes a las ecuaciones de los elementos que se quieran incorporar en el sistema (ver Figura 38)

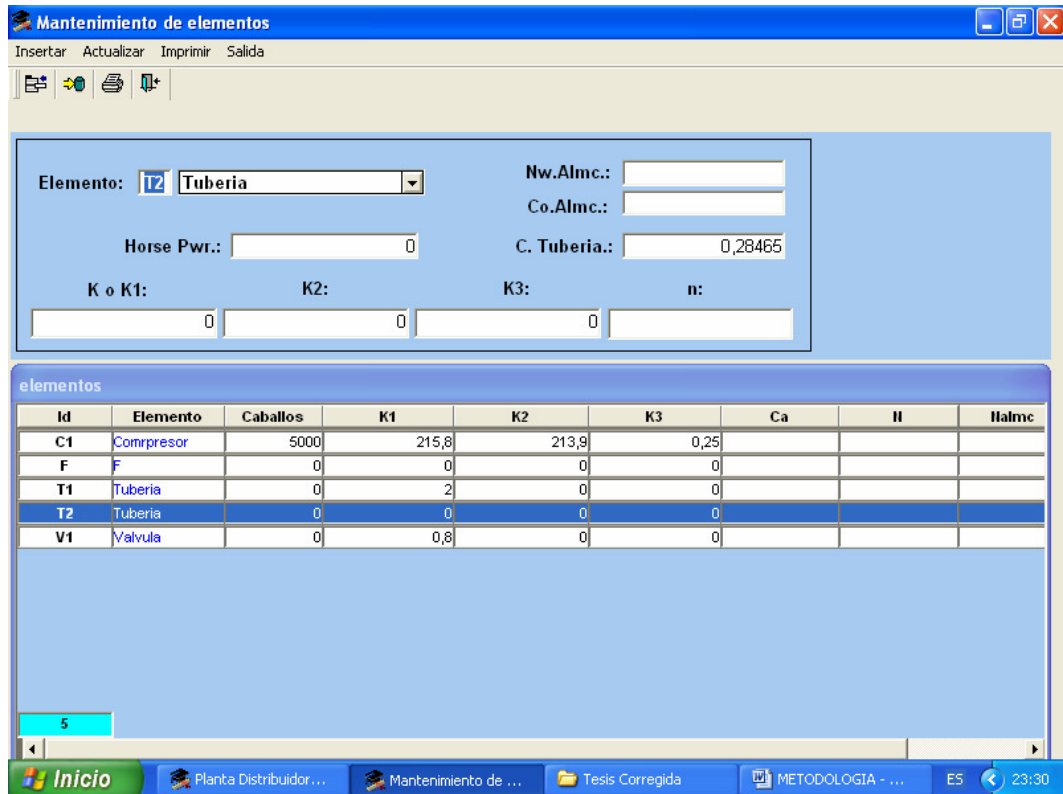


Figura. 38: Ventana de elementos

3.3.5.4 Ventana de Nodos

En la Figura 39 se definen los nodos que configuran la red, cada nodo debe tener la capacidad de cargarle las condiciones iniciales de presión y de flujo. Las incógnitas pueden ser el flujo o la presión pero solo uno de ellos, cuando se elige uno de estos parámetros como incógnita el valor que se introduce para este será tomado como el valor inicial del mismo para todo el proceso de cálculo, mientras que el otro debe ser un valor fijo conocido.

De esta ventana se podrá imprimir un informe referente a las incógnitas en cada nodo así como los valores iniciales correspondientes si este es incógnita, y los valores para los parámetros que son conocidos, este informe se muestra en la Figura 40.

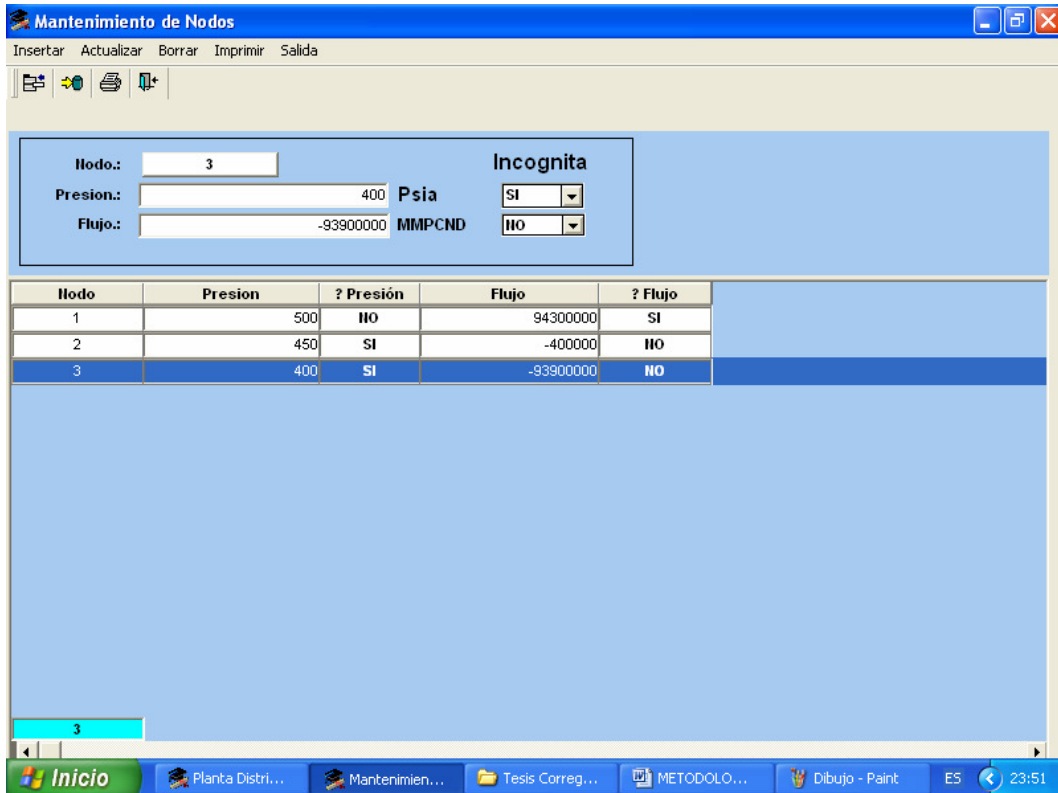


Figura 39: Mantenimiento de nodos

Reporte

Universidad Central de Venezuela Página.: 1 de 1
 Facultad.: Ingeniería del Petróleo Fecha.: 25/07/2006
 Proyecto.: "S.I.M.G"
 Autor: Carlos Romero

Listado General de Nodos

Nodo	Presion	? Presión	Flujo	? Flujo
1	500	NO	94300000	SI
2	450	SI	-400000	NO
3	400	SI	-93900000	NO

Zoom 100 View 100 P. Desde P. Hasta Imprimir Configurar Cerrar

Figura. 40: Listado general de nodos

3.3.5.5 Ventana de Mantenimiento de Conexiones

Esta ventana presenta la estructura de la red de distribución así como todas las características de la tubería, entre estas características se pueden apreciar, iteración en la cual nos encontramos, nodos entre los cuales se encuentra la línea, presiones en cada nodo, estos se cargan automáticamente ya que estas presiones son traídas desde la tabla de nodos, elemento que se tiene entre estos nodos (Tubería), Longitud de la tubería, diámetro interno, presión promedio en la línea, factor de compresibilidad, constante de la tubería, así como los valores necesarios para hallar el factor de compresibilidad (A,B,C,D). (Figura 41).

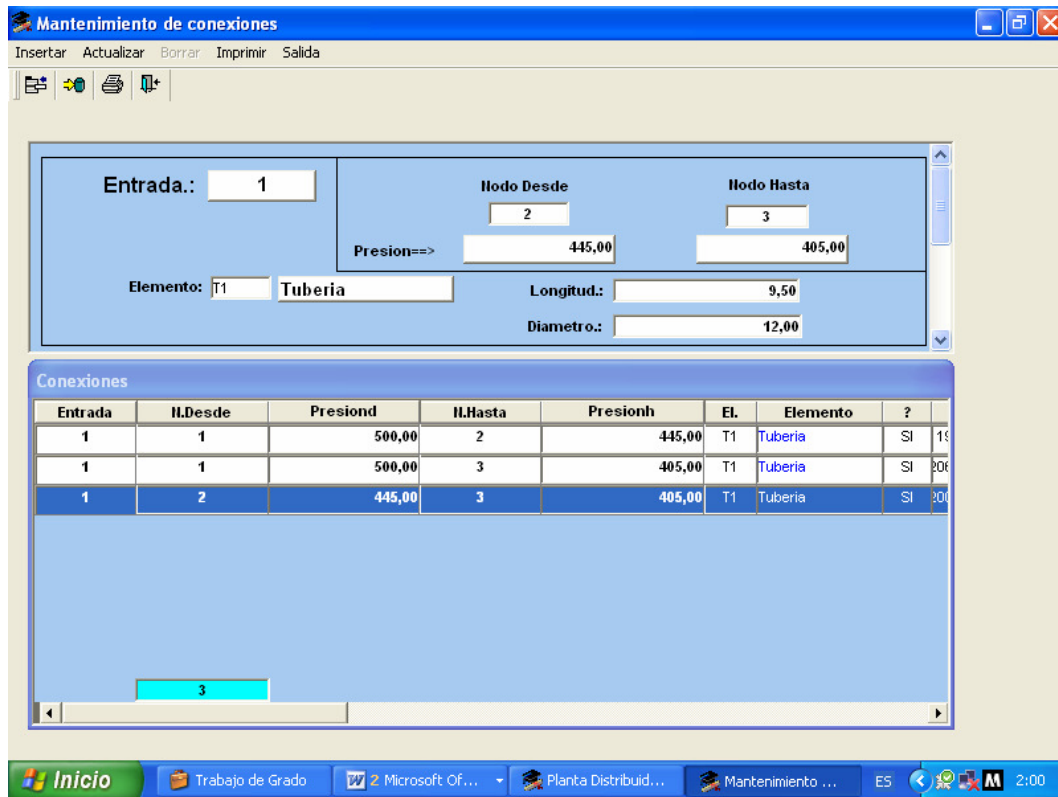


Figura 41: Ventana de mantenimiento de conexiones

4.3.5.6 Visualización de Incógnitas

Para verificar el tipo, cantidad de variables incógnitas y el valor que van tomando estas en la medida que se converge al balance del sistema de distribución se tiene la ventana de visualización de Incógnitas que se genera para cada iteración, esta ventana se actualiza una vez que se ejecuta la evaluación (ver Figura 42)

Iteración.:

Incógnita	Entrada	Tipo	Tipov	Hodod	Hodoh	Valor
1	1	P	P	2	0	445
2	1	P	P	3	0	405
3	1	F	F	1	0	9420000

Figura 42: Visualización de incógnitas

Esta tabla también dispone de un reporte general para el momento que el usuario así lo requiera (Figura 43). Este presenta las características antes mencionadas pertenecientes a la (Figura 42).

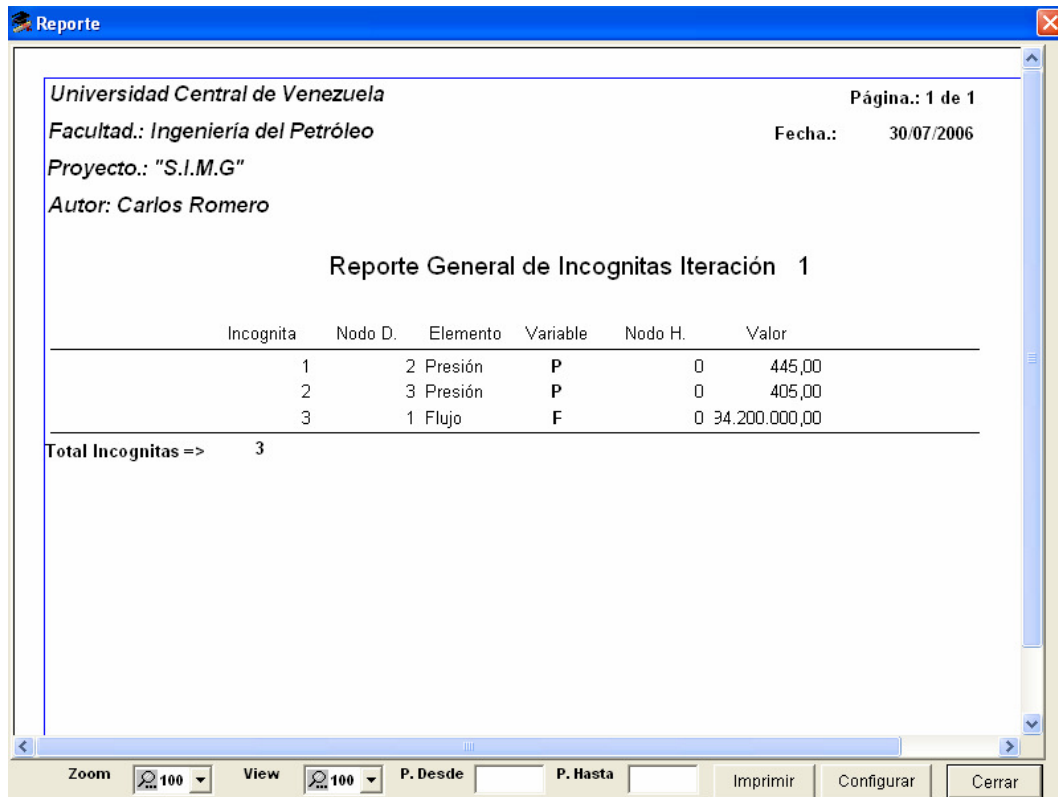


Figura 43: Listado general de incógnitas.

3.3.5.7 Visualización Literal de Funciones

Esta se despliega cuando se activa el botón de funciones. El objetivo de esta ventana es mostrar las ecuaciones de continuidad para cada nodo, el elemento que esta conectado, también nos da información referente a cuales son los flujos involucrados o que concurren a este nodo en particular, es importante señalar que estas funciones representan el balance para cada nodo y el sistema en general, cuando estas funciones tienden a cero se acerca al balance por tanto se debe tener un constante chequeo en la medida que se ejecuta el programa ya que esta ventana permite evaluar la convergencia.

El signo del flujo es asignado internamente por una función llamada signo puede ser más o menos depende de la disección de flujo. (Figura 44)

Para tener un informe completo que permita al usuario tener una visualización detallada de cada uno de los flujos que entran o salen en cada nodo se tiene el reporte análisis de flujo (Figura 45). En este informe se aprecia el valor de las ecuaciones de continuidad la cual nos da una idea de cómo se balancea el sistema en la medida que estas ecuaciones tienden a cero.

Función	Formula	Resultado
F1 =	$T1(01 - 02) + T1(01 - 03) + Q(01)$	-2.721.834,50
F2 =	$T1(02 - 03) + T1(02 - 01) + Q(02)$	6.798.113,50
F3 =	$T1(03 - 01) + T1(03 - 02) + Q(03)$	-4.076.279,25

Figura 44: Visualización Literal de Funciones

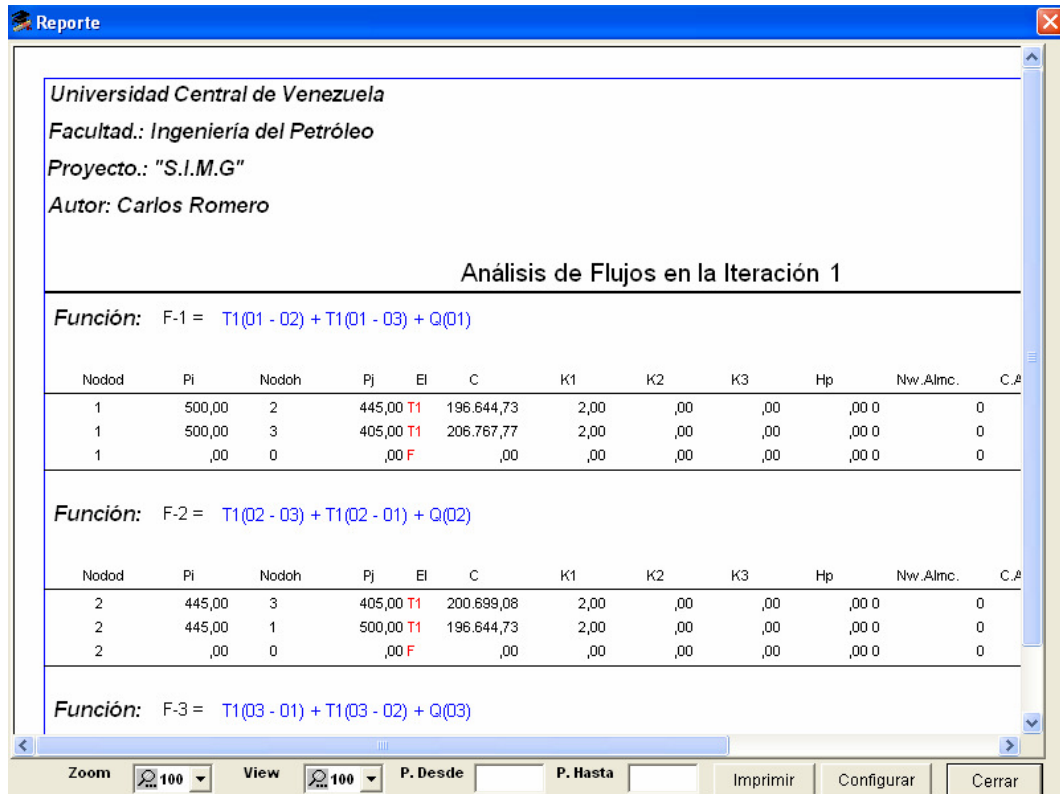


Figura 45: Análisis de flujo

3.3.5.8 Visualización de Funciones

Esta ventana presenta un análisis detallado de cada una de las operaciones matemáticas desarrolladas por el sistema en cada iteración, esta ventana al igual que las anteriores permite verificar el comportamiento de las operaciones ya que se requiere de muchas pruebas y validaciones cuando se afina un sistema de distribución de gas. (Figura 46)

Visualización de Funciones

Iteración.:

Hodo D.	Pi	Hodo H	Pj	EI	Pi - Pj	Pi2 - pj2	Pi/Pj	H
1	500	2	445	T1	55	51975	23595505617977	
1	500	3	405	T1	95	85975	34567901234568	
1	0	0	0	F	0	0	0	
0	0	0	0		0	0	0	
2	445	3	405	T1	40	34000	98765432098765	
2	445	1	500	T1	-55	-51975	0,89	
2	0	0	0	F	0	0	0	
0	0	0	0		0	0	0	
3	405	1	500	T1	-95	-85975	0,81	
3	405	2	445	T1	-40	-34000	01123595505618	
3	0	0	0	F	0	0	0	
0	0	0	0		0	0	0	

Figura 46: Visualización de funciones

3.3.5.9 Visualización de las Derivadas

El método de Newton Raphson Apéndice D, para sistemas de ecuaciones no lineales establece la creación de una matriz llamada matriz Jacobiana esta matriz se puede visualizar y evaluar en la ventana de resultados de las derivadas. (Figura 47)

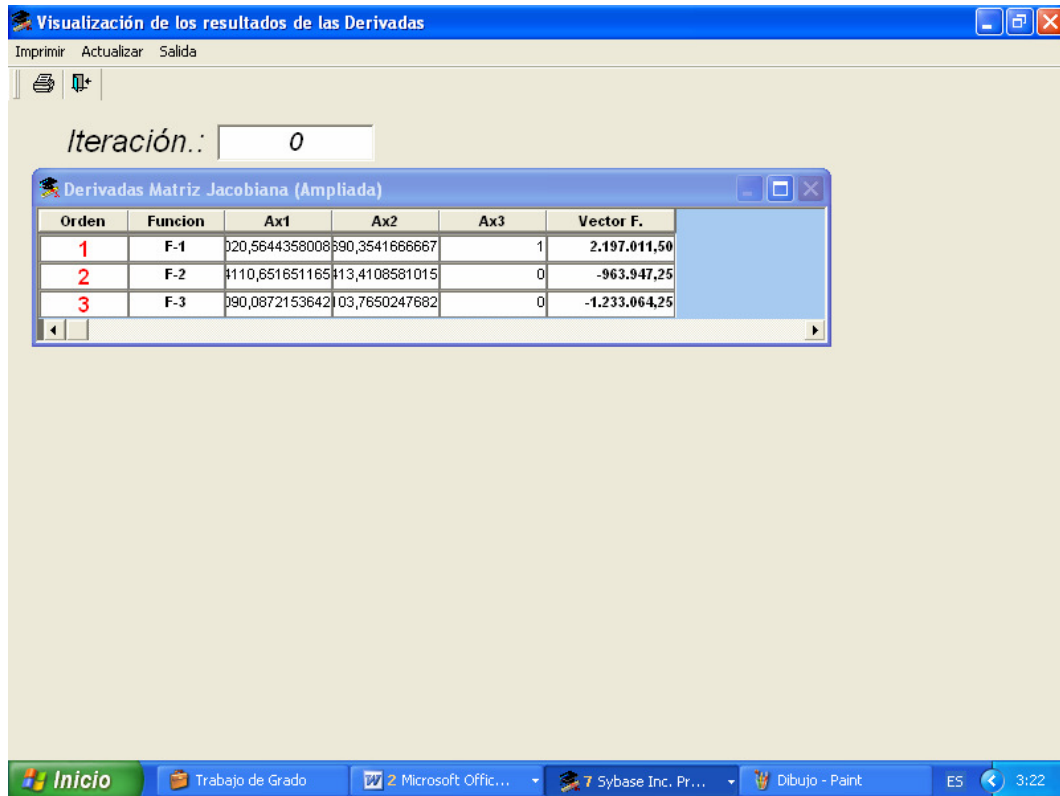


Figura 47: Visualización de las derivadas.

3.3.5.10 Solución del Sistema Lineal

Cuando se aplica Newton Raphson, es para resolver sistemas de ecuaciones no lineales, por medio de ecuaciones Lineales, este es el objetivo de aplicar este método iterativo. Una vez que se tiene el sistema de ecuaciones lineales se aplica cualquier método de solución, para este trabajo funciona bien Gauss Jordan, el cual se aplico buscando la triangular superior e inferior de la matriz para obtener la matriz identidad de esta última se obtienen finalmente el valor de las incógnitas buscadas. (ver Figuras 48), (Figura 49) y (Figura 50).

La Figura 48 muestra el nuevo valor de la incógnita buscada. Es importante que el método iterativo de Newton Raphson nos proporciona valores diferenciales de las incógnitas, estos valores se le suman a los valores de las variables buscadas en la iteración anterior al cálculo de este diferencial. (ver Apéndice D)

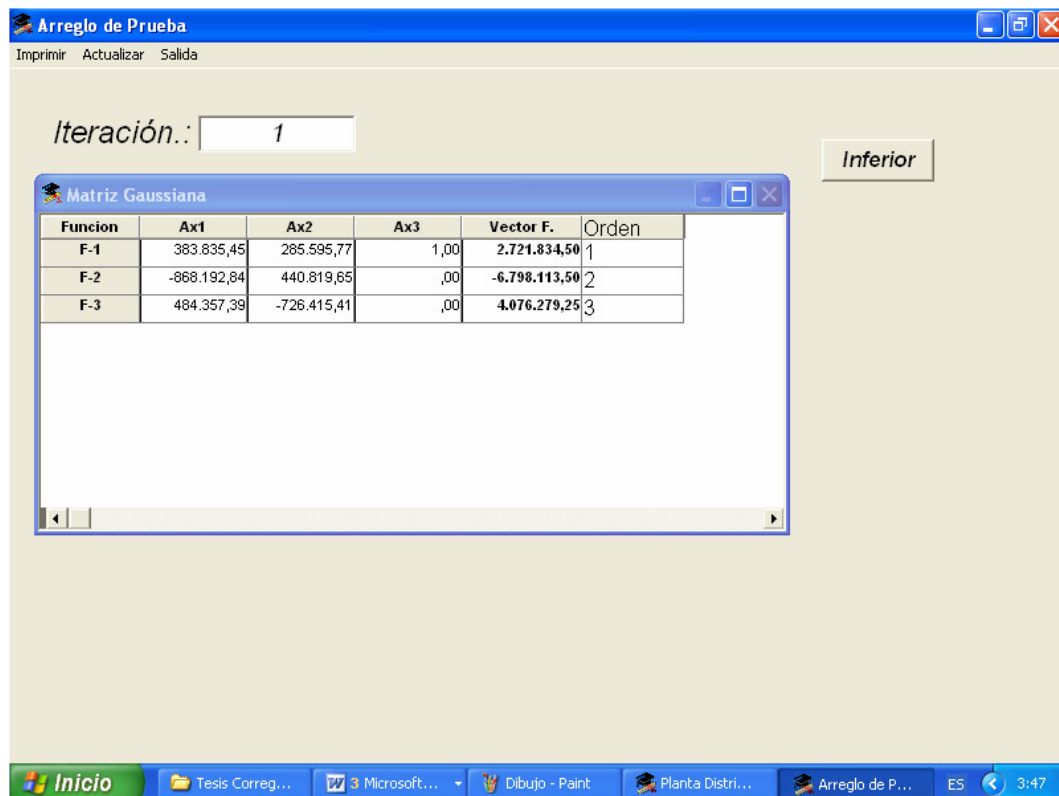


Figura 48: Gauss Jordan matriz inferior

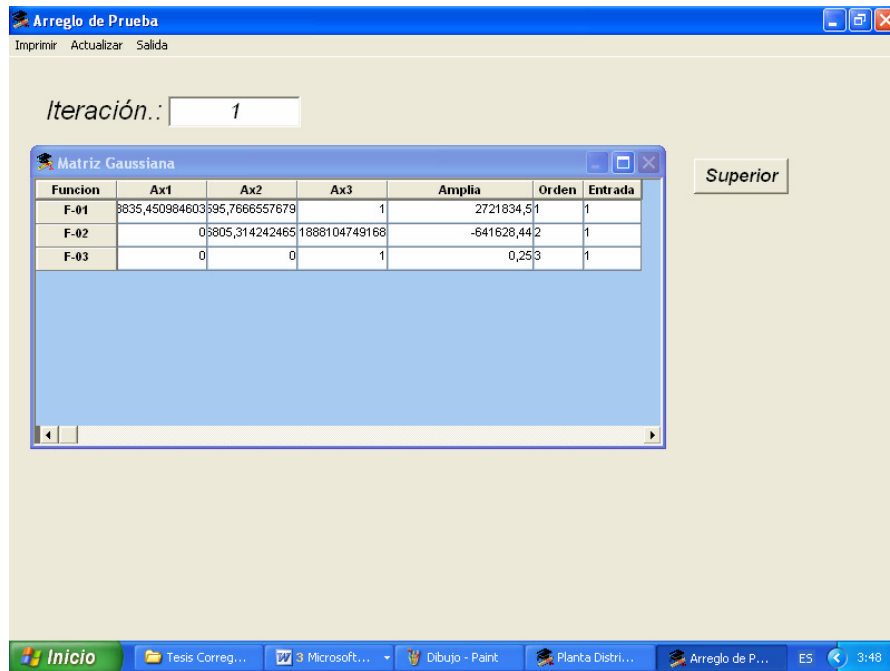


Figura 49: Gauss Jordan matriz superior

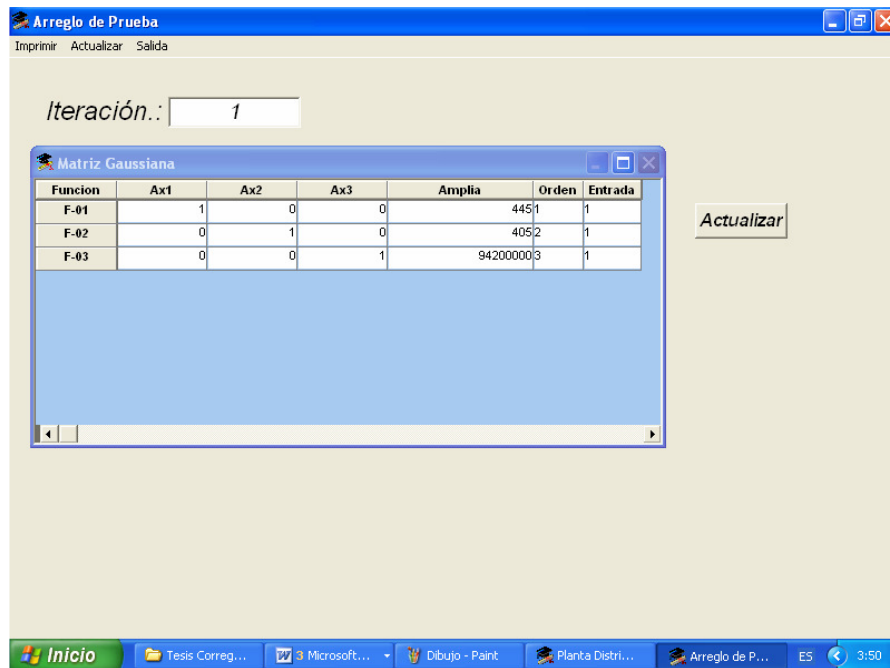


Figura 50: Gauss Jordan matriz identidad

3.3.6 Evaluación del Simulador S.I.M.G

La evaluación del simulador consistió en tomar una red de distribución, suministrada por PDVSA GAS, esta red de distribución fue diseñada en el simulador “THE STONER WORKSTATION SERVICE” (SWS), el objetivo de esta evaluación es reproducir los valores de flujo y presión en cada nodo así como los flujos en las líneas de gasoductos que la conforman.

Red Distribución I: Representa las dimensiones de una red real, simulada en THE STONER WORKSTATION SERVICE (SWS) por tratarse de información confidencial perteneciente a PDVSA GAS. No se tiene la información referente a la ubicación de dicha red de distribución

CAPITULO IV

ANÁLISIS Y RESULTADO

En este capítulo se realizara el análisis y resultados del modelo de Stoner, para evaluar sistemas de distribución de gas metano (CH_4), esta evaluación contempla:

- a) Estimar el caudal de gas inicial a distribuir.
- b) Determinar las presiones en los nodos.
- c) Estimar el flujo de gas que sale en cada nodo.
- d) Determinar el flujo en cada gasoducto.

4.1 Datos de la Red de Distribución I

Los datos de la red de distribución I dados por PDVSA GAS (Anexo 4), se resumen en las (Tablas N° 13) datos generales de entrada, (Tabla N° 14) datos generales de nodos, (Tabla N° 15) datos generales de conexiones unidades (SWS). (Tabla N° 16) conexiones en unidades (S.I.M.G).

Tabla N° 13: Datos Generales de Entrada Red I

Tipo de Gas	Metano	
Gravedad Específica.	0,68	Adimensional
Rugosidad	0,0018	pulgadas
Eficiencia	0,95	Adimensional
Presión Estándar	14,7	Psia
Temperatura Estándar	520	°R
Temperatura Promedio	534,87	°R

Tabla N° 14: Datos Generales de Nodos Red I

Nodos	Presión (psia)	Flujo (M3/HR)	Flujo (PCND)
1	500	126640	+107000000
2	499,4	16518	-14000000,00
3	494,5	7866	-6666844,042
4	475,4	7866	-6666844,042
5	467,6	7866	-6666844,042
6	467,9	39329	-33333372,66
7	469,6	7866	-6666844,042
8	470,4	39329	-33333372,66

Tabla N° 15: Datos Generales de Conexiones Unidades (SWS) Red I

Nodo D	Nodo H	Longitud (Metros)	Flujo (M3/HR)	Diámetro Nom (pulg)	Diámetro Interno(pulg)
1	2	10000	54421.5	26	25,25
1	8	20000	68285	16	15,25
2	3	9000	41836	16	15,25
3	4	11000	13667	8	7,981
3	7	21000	20304	12	10,02
4	5	23000	5801	8	7,981
6	5	6000	2065	8	7,981
7	6	3000	41394	16	15,25
8	7	2800	28956	16	15,25

Debido a que los datos suministrados por el simulador (SWS) no trabajan en las mismas unidades que las trabaja el simulador (S.I.M.G) hubo que realizar los cambios de unidades pertinentes para trabajar en el mismo sistema de unidades (ver Tabla N° 16).

Tabla N° 16: Datos de Conexiones en Unidades (S.I.M.G) Red I

Nodo D	Nodo H	Longitud (Millas)	Flujo (PCND)	Diámetro Nom (pulg)	Diámetro Interno(pulg)
1	2	6.213	46125051,57	26	25,25
1	8	12.427	57875088.41	16	15,25
2	3	5.592	35458185.53	16	15,25
3	4	6.835	11583493.2	8	7,981
3	7	13.048	17208695.83	12	10,02
4	5	14.291	4916649.16	8	7,981
6	5	3.728	1750194.883	8	7,981
7	6	1.864	35083567.54	16	15,25
8	7	1.739	24.541715.75	16	15,25

Teniendo las unidades adecuadas para el sistema se plantearon los siguientes escenarios:

4.2 Evaluación N° 1

En este caso se quiere determinar cuales serían las presiones desde el nodo 2 hasta el nodo 8, el flujo que debe entrar a la red, el flujo en cada línea si se conocen los requerimientos de gas en los nodos desde 2 hasta 8, sabiendo que la presión inicial es conocida. (ver Tabla N° 17 y Tabla N° 18)

Tabla N° 17: Requerimientos de Presiones y Flujo de Entrada a la Red N° 1

Nodos	Presión (psia)	Incógnita	Flujo (PCND)	Incógnita
1	500	No	?	Si
2	?	Si	-14000000	No
3	?	Si	-6666844,042	No
4	?	Si	-6666844,042	No
5	?	Si	-6666844,042	No
6	?	Si	-33333372,66	No
7	?	Si	-6666844,042	No
8	?	Si	-33333372,66	No

Tabla N° 18: Requerimientos de Flujo en las Conexiones Evaluación N° 1

Nodo D	Nodo H	Longitud (Millas)	Flujo (PCND)	Diámetro Nom (pulg)	Diámetro Interno(pulg)
1	2	6.213	?	26	25,25
1	8	12.427	?	16	15,25
2	3	5.592	?	16	15,25
3	4	6.835	?	8	7,981
3	7	13.048	?	12	10,02
4	5	14.291	?	8	7,981
6	5	3.728	?	8	7,981
7	6	1.864	?	16	15,25
8	7	1.739	?	16	15,25

4.3 Evaluación N° 2

Para este caso se tiene el flujo que entra a la red y se conocen las presiones desde el nodo 2 hasta el nodo 8, se quiere determinar cuales deben ser los flujos para estos nodos a las presiones dadas y además cual debe ser la presión inicial del sistema y los flujos en cada línea. (Tabla N° 19 y Tabla N° 20)

Tabla N° 19: Requerimientos de Flujos y Presión en la Entrada Red N° 1

Nodos	Presión (psia)	Incógnita	Flujo (PCND)	Incógnita
1	?	Si	100000000	No
2	499,4	No	?	Si
3	494,5	No	?	Si
4	475,4	No	?	Si
5	467,6	No	?	Si
6	467,9	No	?	Si
7	469,6	No	?	Si
8	470,4	No	?	Si

Tabla N° 20: Requerimiento de Flujo en las Conexiones Evaluación N° 2

Nodo D	Nodo H	Longitud (Millas)	Flujo (PCND)	Diámetro Nom (pulg)	Diámetro Interno(pulg)
1	2	6.213	?	26	25,25
1	8	12.427	?	16	15,25
2	3	5.592	?	16	15,25
3	4	6.835	?	8	7,981
3	7	13.048	?	12	10,02
4	5	14.291	?	8	7,981
6	5	3.728	?	8	7,981
7	6	1.864	?	16	15,25
8	7	1.739	?	16	15,25

En la Figura 51 se presenta un esquema representativo de las conexiones

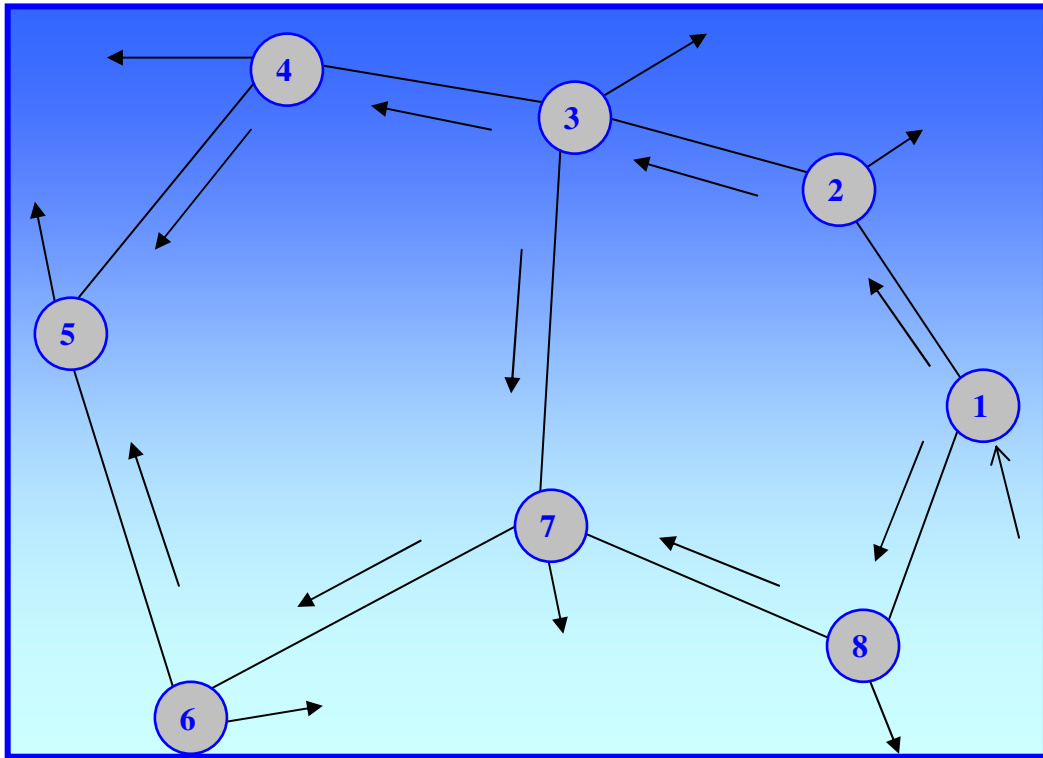


Figura 51: Esquema de Red de Distribución I

4.4 Resultados de la evaluación N° 1, red de distribución I

Los resultados de la primera evaluación se presentan a continuación (Tabla 21) esta tabla presenta los resultados obtenidos por la simulación hecha por PDVSA GAS y los resultados obtenidos por simulador (SIMG) desarrollado en este trabajo.

Tabla N° 21: Resultados de las Presiones Calculadas Red N° 1.

Nodo	Presión (psia)(SWS)	Presión (psia) (SIMG)	Tolerancia %
1	500	No incógnita	-
2	499,4	499,25	0,030036043
3	494,5	494,11	0,078867543
4	475,4	472,3	0,652082457
5	467,6	464,17	0,733532934
6	467,9	464,54	0,718102159
7	469,6	466,43	0,675042589
8	470,4	467,3	0,659013605

En cuanto al valor del caudal que entra al sistema se presenta en la Tabla 22

Tabla 22: Resultados del Caudal Calculado Red N° 1.

Nodo	Caudal (PCND)(SWS)	Caudal (PCND) (SIMG)	Tolerancia %
1	107000000	105906936	1,02155514
2	-6666844,042	No incógnita	-
3	-6666844,042	No incógnita	-
4	-6666844,042	No incógnita	-
5	-6666844,042	No incógnita	-
6	-333333372,7	No incógnita	-
7	-6666844,042	No incógnita	-
8	-333333372,7	No incógnita	-

Los Caudales calculados en las líneas de conexión se presentan en la Tabla 23

Tabla 23: Resultados del Caudal Calculado en las Conexiones Red I

Nodo D	Nodo H	Caudal (PCND)(SWS)	Caudal (PCND)(SIMG)	Tolerancia %
1	2	46125051,57	48277924	4,667468885
1	8	57875088,41	57629008	0,425192284
2	3	35468185,53	34561428	2,556537687
3	4	11583493,2	11280968	2,6116923
3	7	17208695,83	16817614	2,272582617
4	5	4916649,16	4682892,5	4,754389675
6	5	1750194,883	1954437,38	11,66970027
7	6	35083567,54	35275516	0,547117849
8	7	24541715,75	24800742	1,055452898

En las Tablas N° 24, Tabla 25 y tabla 26 se presentan los resultados obtenidos de la evaluación N° 2, donde además se muestran los valores de tolerancia arrojados en comparación con el simulador Comercial y el modelo desarrollado para la simulación en este trabajo.

4.5 Resultados de la evaluación N° 2, red de distribución I

Tabla 24: Resultados de los flujos calculados en la red N° 1

Nodo	Caudal (PCND)(SWS)	Caudal (PCND) (SIMG)	Tolerancia %
1	107000000	105906936	1,02155514
2	-14000000	-14077200,83	0,5514345
3	-6666844,042	-6966239,7	4,490815386
4	-6666844,042	-5786636,73	13,2027584
5	-6666844,042	-6162541,45	7,564337621
6	-33333372,66	-30591667,14	8,225106856
7	-6666844,042	-6154005,5	7,692373464
8	-33333372,66	-30261480,04	9,215666987

Tabla 25: Resultado de la presión en la entrada red N° 1

Nodo	Presión (psia)(SWS)	Presión (psia) (SIMG)	Tolerancia %
1	500	500,04	0,008
2	499,4	-	
3	494,5	-	
4	475,4	-	
5	467,6	-	
6	467,9	-	
7	469,6	-	
8	470,4	-	

Tabla 26: Resultados del Caudal Calculado en las Conexiones Red I

Nodo D	Nodo H	Caudal (PCND)(SWS)	Caudal (PCND)(SIMG)	Tolerancia %
1	2	46125051,57	46767540	1,392927288
1	8	57875088,41	53232460	8,021807893
2	3	35468185,53	32690234	7,832234687
3	4	11583493,2	10244817	11,55675733
3	7	17208695,83	15479176	10,05026672
4	5	4916649,16	4458180,5	9,324819508
6	5	1750194,883	1704360,88	2,618794252
7	6	35083567,54	32296028	7,945427833
8	7	24541715,75	22970858	6,400765806

Después de realizar la corrida para cada escenario (Anexo 2) y obtener los resultados, se compararon los resultados obtenidos en los nodos, con los resultados para los nodos simulados con (SWS) de PDVSA GAS, se pudo apreciar que el máximo error obtenido para las presiones fue de 0,733 % y se presenta en el nodo número 5. En el caso de las conexiones, se pudo apreciar que el error máximo 11,669 % y se presenta en la conexión desde el nodo 6, hasta el nodo 5. Si se considera que estos errores no son muy significativos, se puede decir que el programa converge adecuadamente a la solución en el caso de las presiones.

Comparando ahora los resultados de la segunda simulación (evaluación N° 2) calculo de flujo en los nodos (Anexo3), se observo un error máximo para el caudal de 9,215 %, y se obtuvo en el nodo 8, para esta simulación el error mayor para el flujo en las conexiones fue de 11,556 % en la conexión desde el nodo 3, hasta el nodo 4. Si consideramos un margen de error para los flujos en los nodos de un 15 % se pueden considerar estos resultados como aceptables.

A pesar que se aplico el modelo a sistemas de distribución de 8 nodos, luego de una ardua labor de búsqueda y de lograr obtener a disposición la data del sistema de distribución, el modelo tiene meritos suficientes para ser el comienzo de una herramienta eficiente para verificar la entrega de gas a clientes.

CONCLUSIONES

1. El Sistema integrado de manejo gas (SIMG), ofrece resultados satisfactorios a nivel de la comparación con el simulador comercial (SWS) de PDVSA GAS, principalmente en el calculo de presiones, en los cuales se obtuvieron errores menores del 1%
2. A pesar que la aplicación del modelo para calcular los flujos en los nodos ofrece errores elevados, en el orden del 10% se pueden considerar satisfactorio de igual manera ya que estimaciones de caudal por debajo del 15% son valores aproximados aceptables.
3. Las diferencias en los resultados de ambos simuladores (SWS) y (SIMG) se deben a la manera como se determinen los factores que influyen en el fluido cuando es transportado, ya que se deben utilizar correlaciones que reproduzcan exactamente, factores como compresibilidad, fricción, viscosidad, gradiente de presión en cada línea del sistema y gradiente de temperatura entre otros.
4. Finalmente a nivel general, se puede decir que el programa evalúa las condiciones de entrega de gas Metano en un sistema de distribución e operación es decir, presión y volumen de gas por día al usuario final.

RECOMENDACIONES

- Probar el modelo con redes que contengan mayor número de nodos y conexiones para comprobar su aplicación.
- Investigar métodos o modelos que pudiera introducir mejor estimación de la temperatura y de esta manera tener valores del factor de compresibilidad más representativos de las condiciones de operación.
- Realizar estudios referentes al concepto de matriz dispersa, y aplicarlo a la solución del sistema de ecuaciones generado, lo cual podría reducir el tiempo de ejecución y mejorar las soluciones del programa.
- Para la solución del sistema de ecuaciones no lineales se pueden probar otros métodos como: Gauss-Siedel y probar su eficiencia con la finalidad de mejorar los resultados.
- Para analizar el impacto de introducir Válvulas o Compresores se pudiera completar el algoritmo que determina los parámetros más importantes de estos elementos tales como: área de flujo de la válvula y la potencia del compresor en el caso que se requieran.
- Queda abierta la posibilidad del mejoramiento y continuación de este trabajo en futuras investigaciones relacionadas con el tema.

APÉNDICE A

Energía cinética

El trabajo asociado con un cambio en la velocidad de un sistema se llama trabajo de la aceleración. El trabajo de este tipo requerido para acelerar un cuerpo de masa m , desde una velocidad inicial de V_i a una velocidad final V_2 se determina por la definición de aceleración y la segunda ley de Newton:

$$F = m \times a \quad (1)$$

$$a = \frac{dV}{dt} \quad (2)$$

Sustituyendo (2) en (1) resulta:

$$F = m \times \frac{dV}{dt} \quad (3)$$

El desplazamiento diferencial se relaciona con la velocidad V por medio de la siguiente ecuación:

$$V = \frac{ds}{dt} \rightarrow ds = V \times dt \quad (4)$$

Si sustituimos la ecuación (3) y (4) en la expresión de trabajo resulta:

$$W = \int_1^2 F \times ds = \int_1^2 \left(m \times \frac{dV}{dt} \right) \times (V \times dt) = m \int_1^2 V \times dV = \frac{1}{2} m \times (V_2^2 - V_1^2) \quad (5)$$

Donde:

m = Masa (Kg)

V = Velocidad ($\frac{m}{s}$)

W = Trabajo (kJ)

APÉNDICE B

Energía Potencial

El trabajo efectuado por un campo de fuerza gravitacional se define como trabajo gravitacional. En un campo gravitacional la fuerza que actúa sobre un cuerpo es:

$$F = m \times g \quad (1)$$

Donde:

m = Masa, Lbm

g = Aceleración de la gravedad $32.174 \text{ pie}/\text{s}^2$

El trabajo necesario para levantar este cuerpo del nivel z_1 al nivel z_2 es:

$$W = \int_1^2 F \times dz = mg \int_1^2 dz = m \times g \times (z_2 - z_1) \quad (2)$$

Donde:

W = Trabajo, Btu

z_2, z_1 = Distancia vertical recorrida, Pie

APÉNDICE C

Trabajo de Flujo

Si la presión del fluido es P y el área de la sección transversal del elemento del fluido es A , la fuerza aplicada sobre el elemento del fluido se define como:

$$F = P \times A \quad (1)$$

Para empujar todo el elemento del fluido dentro del volumen de control, esta fuerza debe actuar a lo largo de una distancia L . De esta manera el trabajo hecho al empujar el elemento del fluido a través de la frontera está definido de la manera siguiente:

$$W = F \times L = P \times A \times L = P \times V \quad (2)$$

El trabajo de flujo por unidad de masa se obtiene al dividir ambos lados de la ecuación entre la masa del elemento del fluido queda:

$$W = P \times v \quad (3)$$

Esta relación de trabajo de flujo es la misma sin importar que el fluido se empuje hacia fuera o hacia dentro del volumen de control.

Donde:

W = Trabajo, $\frac{kJ}{kg}$

v = Velocidad ($\frac{m}{s}$)

P = Presión, Mpa

APÉNDICE D

Descripción del método de Newton Raphson

Matriz Jacobiana: Si se tienen dos funciones $f_1(x, y)$ y $f_2(x, y)$ funciones de dos variables independientes x e y . Entonces la matriz Jacobiana $J(x, y)$ es:

$$J(x, y) = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x} & \frac{\partial f_1}{\partial y} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x} & \frac{\partial f_2}{\partial y} \end{bmatrix} \quad (1)$$

Análogamente, si $f_1(x, y, z)$, $f_2(x, y, z)$, $f_3(x, y, z)$, son funciones de tres variables independientes x, y y z , entonces su matriz Jacobiana es la matriz $J(x, y, z)$ de orden 3×3 definida por:

$$J(x, y, z) = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x} & \frac{\partial f_1}{\partial y} & \frac{\partial f_1}{\partial z} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x} & \frac{\partial f_2}{\partial y} & \frac{\partial f_2}{\partial z} \\ \frac{\partial f_3}{\partial x} & \frac{\partial f_3}{\partial y} & \frac{\partial f_3}{\partial z} \end{bmatrix} \quad (2)$$

Para un sistema de “ n ” funciones de “ n ” variables su matriz Jacobiana de orden “ $n \times n$ ” queda expresada.

$$J(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial x_n} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial x_n} \\ \vdots & \vdots & \dots & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial x_1} & \frac{\partial f_n}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_n}{\partial x_n} \end{bmatrix} \quad (3)$$

Donde:

$\frac{\partial f_n}{\partial x_n}$: Derivada parcial de la función n -sima, respecto de la variable independiente x_n .

La diferencial: Cuando tenemos una función de varias variables, la diferencial es el instrumento que se usa para mostrar el efecto de los cambios de las variables independientes en los cambios de las variables dependientes.

Supongamos que los valores de las funciones:

$$u = f_1(x, y, z), \quad v = f_2(x, y, z) \quad \text{y} \quad W = f_3(x, y, z) \quad (4)$$

Si se conocen los valores en el punto (x_0, y_0, z_0) y que queremos estimar sus valores en el punto cercano (x, y, z) . Si denotamos por du, dv y dw los cambios diferenciales en las variables dependientes y por dx, dy y dz los cambios diferenciales en las variables independientes, entonces estos cambios obedecen las relaciones que se presentan a continuación.

$$\begin{aligned} du &= \frac{\partial f_1}{\partial x}(x_0, y_0, z_0)dx + \frac{\partial f_1}{\partial y}(x_0, y_0, z_0)dy + \frac{\partial f_1}{\partial z}(x_0, y_0, z_0)dz \\ dv &= \frac{\partial f_2}{\partial x}(x_0, y_0, z_0)dx + \frac{\partial f_2}{\partial y}(x_0, y_0, z_0)dy + \frac{\partial f_2}{\partial z}(x_0, y_0, z_0)dz \\ dw &= \frac{\partial f_3}{\partial x}(x_0, y_0, z_0)dx + \frac{\partial f_3}{\partial y}(x_0, y_0, z_0)dy + \frac{\partial f_3}{\partial z}(x_0, y_0, z_0)dz \end{aligned} \quad (5)$$

Usando notación vectorial, La ecuación (5) puede escribirse como de una forma más compacta usando la matriz Jacobiana. Si denotamos los cambios en la función vectorial por dF y los cambios en las variables por dX , entonces.

$$dF = \begin{bmatrix} du \\ dv \\ dw \end{bmatrix} = J(x_0, y_0, z_0) \begin{bmatrix} dx \\ dy \\ dz \end{bmatrix} = J(x_0, y_0, z_0)dX \quad (6)$$

Sistemas Lineales Triangulares: Definición. Se dice que una matriz $A = [a_{ij}]$ de orden $N \times N$ es **triangular superior** cuando sus elementos verifican $a_{ij} = 0$ siempre que $i > j$. Se dice que una matriz $A = [a_{ij}]$ de orden $N \times N$ es **triangular inferior** si $a_{ij} = 0$ siempre que $i < j$.

Solución de Sistemas de Ecuaciones Lineales Triangular Superior.

Si A es una matriz triangular superior, entonces se dice que el sistema de ecuaciones $AX=B$ Es un sistema triangular superior de ecuaciones lineales, sistema que tiene la forma:

$$\begin{aligned} a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + a_{13}x_3 + \dots + a_{1N-1}x_{N-1} + a_{1N}x_N &= b_1 \\ a_{22}x_2 + a_{23}x_3 + \dots + a_{2N-1}x_{N-1} + a_{2N}x_N &= b_2 \\ a_{33}x_3 + \dots + a_{3N-1}x_{N-1} + a_{3N}x_N &= b_3 \\ &\vdots \\ a_{N-1N-1}x_{N-1} + a_{N-1N}x_N &= b_{N-1} \\ a_{NN}x_N &= b_N \end{aligned} \quad (7)$$

El método de Newton-Raphson para sistemas no lineales se puede describir mediante un esquema de la manera siguiente:

Paso1. Supongamos un punto $P_k(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n)$.

$$Paso2. \text{ Evaluamos la función } F(P_k) = \begin{bmatrix} f_1(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \\ f_2(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \\ \vdots \\ f_n(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \end{bmatrix} \quad (8)$$

Paso3. Evaluemos la matriz Jacobiana.

$$J(P_k) = J(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1}(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) & \frac{\partial f_1}{\partial x_2}(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial x_n}(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1}(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) & \frac{\partial f_2}{\partial x_2}(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial x_n}(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial x_1}(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) & \frac{\partial f_n}{\partial x_2}(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) & \dots & \frac{\partial f_n}{\partial x_n}(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \end{bmatrix} \quad (9)$$

Paso4 Calculamos ΔP resolviendo el sistema lineal. Este sistema consiste en la matriz Jacobiana ampliada con el vector de funciones.

$$J(P_k)\Delta P = -F(P_k) \quad (10)$$

Paso5 Calculamos el siguiente punto.

$$P_{k+1} = P_k + \Delta P \quad (11)$$

Y se repite el proceso hasta alcanzar una tolerancia establecida.

REFERENCIAS BILIOGRÁFICAS

1. Barberii, E.E. (2001). **El Pozo Ilustrado**. 5ta ed. Caracas. Binev. 669 p.
2. Berard, G.P. y Eliason, B.G. (1978). **An Improved Gas Transmisión System Simulator**. SPE paper 6872.
3. Busto, T. I. y Zamora, M. O. N., (2.002). **Evaluación del Sistema de Manejo de Fluidos en Superficie Para el Área Mayor de Socororo**. Trabajo especial de grado. Inédito. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
4. Craft, B.C. y Hawkins, M. F. (1959). **Ingeniería Aplicada de Yacimientos Petrolíferos**. Madrid. Tecnos. 560 p.
5. Eraso, Cesar. E., (2005). **Visualización de un Sistema de Distribución de gas metano Para la Ciudad de Santa Ana de Coro, Estado Flacón**. Trabajo especial de grado. Inédito. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
6. Frontados, Y. (1988). **Evaluación del sistema de distribución y Mezclas de gas Combustible de la Refinería de Puerto la Cruz**. Trabajo especial de grado. Inédito Universidad Central De Venezuela, Caracas.
7. Ikoku, C.U. (1984). **Natural Gas Production Engineering**.. New York. Wiley, J & Sons Inc. 517 p.
8. Katz, D.L. Cornell, D. K. y otros. (1959). **Handbook of Natural Gas Engineering**. New York. McGraw-Hill Book Co. Inc. 802 p.

9. Kumar, Santay. (1987) **Gas Producción Engineering**. Houston. Gula Publishing Company. 1987
10. Martínez, Marcías. (1993).Cálculo de Tuberías y Redes de Gas. Maracaibo, Venezuela. EDILUZ. 356 p.
11. Mathews, J. H. y Fink, K. D.(2.000). **Métodos Numéricos con Matlab**. 3 ra ed. Madrid. Prentice Hall. 736 p.
12. McCain, W.D. Jr. (1990). **The Properties of Petroleum Fluids**. 2 da ed. Tulsa, Oklahoma. PennWell Books. 547 p.
13. McNeil P., Ralph (Junio, 2.001). **A Procedure for Modelling Gas Gathering Systems**. The Journal of Canadian Petroleum Technology
14. PDVSA (Febrero, 2000) El Plan de Negocios de PDVSA para el período 2000- 2009 fue discutido con el Ministerio de Energía y Minas y su sentido de dirección fue aprobado por la Junta Directiva de PDVSA en el mes de diciembre de 1999.
15. Rojas, G. (2.003). **Ingeniería de Yacimientos de Gas Condensado**. Puerto la Cruz 389 p.
16. Rosato Mattey, Miguel (2001) **Diseño de un programa para el análisis de fluidos compresibles en redes de tuberías**. Trabajo especial de grado. Inédito. Universidad Central de Venezuela, Caracas.

17. Stoner, M., (1.969). **Steady-State Análisis of Gas Production, Transmission and Distribution Systems**. SPE paper 2554.
18. Yunus, A. C. y Boles, M.A. (2.000). **Termodinámica**. 2da ed. Tomo I. México. McGraw-Hill. 448 p.
19. http://www.pdvsa.com/planes_estrategicos/noticia.html

ANEXO 1

Table A-1
Physical Constants *See the Table of Notes and References

Number	Compound	Formula	A. Molar mass (molecular weight)	B. Boiling point, °F 14.696 psia	C. Vapor pressure, psia 100 °F	D. Freezing point, °F 14.696 psia	E. Refractive index, n _D 60 °F	Critical constants			Number
								Pressure, psia	Temperature, °F	Volume, r ³ /lbm	
1	Methane	CH ₄	16.043	-258.73	(5000)*	-295.44*	1.00042*	666.4	-116.67	0.0988	1
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.070	-127.49	(800)*	-297.04*	1.20971*	705.5	-89.92	0.0783	2
3	Propane	C ₃ H ₈	44.097	-43.75	188.84	-305.73*	1.29480*	815.0	-205.08	0.0727	3
4	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.123	10.78	72.581	-255.28	1.3245*	527.9	274.46	0.0714	4
5	n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.123	31.08	51.706	-217.05	1.33586*	550.8	305.82	0.0703	5
6	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	82.12	20.445	-255.82	1.35831*	490.4	369.10	0.0679	6
7	n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.150	98.62	15.574	-201.51	1.3592	458.8	385.8	0.0575	7
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	49.10	36.69	2.17	1.342*	464.0	321.13	0.0573	8
9	n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.177	155.72	4.9597	-139.58	1.37708	436.9	453.8	0.0588	9
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	140.47	6.769	-244.62	1.37387	436.8	435.83	0.0582	10
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	145.89	6.103	—	1.37888	453.1	448.4	0.0582	11
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.177	121.52	9.859	-147.72	1.37126	446.8	420.13	0.0587	12
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.177	136.36	7.405	-199.38	1.37730	453.5	440.29	0.0585	13
14	n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.204	209.16	1.889	-131.05	1.38889	396.8	512.7	0.0591	14
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	194.09	2.272	-150.89	1.38714	396.5	495.00	0.0573	15
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	197.33	2.131	—	1.39091	408.1	503.80	0.0546	16
17	3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	200.25	2.013	-181.48	1.39556	419.3	513.39	0.0585	17
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	174.54	3.494	-190.86	1.38446	402.2	477.23	0.0585	18
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	176.89	3.293	-182.63	1.38379	396.9	475.95	0.058	19
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	186.91	2.774	-210.01	1.38564	427.2	505.87	0.0582	20
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.204	177.58	3.375	-12.81	1.39168	428.4	495.44	0.0536	21
22	n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.231	258.21	0.53694	-70.18	1.39956	360.7	564.22	0.0590	22
23	Dilaobutyl	C ₈ H ₁₈	114.231	228.39	1.102	-132.11	1.39461	360.8	530.44	0.0478	23
24	Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.231	210.63	1.709	-161.27	1.38524	372.4	519.46	0.0586	24
25	n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.258	303.47	0.17953	-64.28	1.40746	331.8	610.68	0.0584	25
26	n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.285	345.48	0.06068	-21.36	1.41385	305.2	652.0	0.0579	26
27	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.134	120.65	9.215	-136.91	1.40896	853.8	481.2	0.0594	27
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.161	161.25	4.503	-224.40	1.41210	548.9	499.35	0.0607	28
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.161	177.29	3.266	43.77	1.42862	590.8	536.6	0.0586	29
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.188	213.68	1.609	-195.87	1.42538	503.5	570.27	0.0500	30
31	Ethane(Ethylene)	C ₂ H ₄	28.054	-154.73	(1400)*	-272.47*	(1.228)*	731.0	48.54	0.0746	31
32	Propene(Propylene)	C ₃ H ₆	42.081	-53.84	227.7	-301.45*	1.3130*	668.6	197.17	0.0589	32
33	1-Butene(Butylene)	C ₄ H ₈	56.108	20.79	62.10	-301.63*	1.3494*	583.5	295.48	0.0585	33
34	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	38.69	45.95	-218.06	1.3665*	612.1	324.37	0.0568	34
35	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	33.58	49.87	-157.96	1.3563*	587.4	311.86	0.0579	35
36	Isobutene	C ₄ H ₈	56.108	19.59	63.02	-220.65	1.3512*	580.2	292.55	0.0582	36
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.134	85.93	19.12	-265.39	1.37426*	511.8	376.93	0.0576	37
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	51.53	36.53	-213.16	—	(553.)*	(340.)*	(0.065)*	38
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	24.06	59.46	-164.02	1.3975*	627.5	305.	0.0634	39
40	Isoprene	C ₅ H ₈	68.119	83.31	16.68	-230.73	1.42498	(568.)*	(412.)*	(0.065)*	40
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	-120.49*	—	-114.5*	—	890.4	95.34	0.0695	41
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.114	176.18	3.225	41.95	1.50396	710.4	552.22	0.0531	42
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.141	231.13	1.033	-139.00	1.49942	695.5	605.57	0.0550	43
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.167	277.16	0.3716	-138.956	1.49826	523.0	651.29	0.0565	44
45	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	291.97	0.2643	-13.59	1.50767	541.8	674.92	0.0557	45
46	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	282.41	0.3265	-54.18	1.49951	512.9	651.02	0.0567	46
47	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	281.07	0.3424	55.83	1.49810	609.2	649.54	0.0570	47
48	Styrene	C ₈ H ₈	104.152	293.25	0.2582	-23.10	1.54937	587.8	(703.)*	0.0534	48
49	Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₀	120.194	306.34	0.1884	-140.814	1.49372	465.4	676.3	0.0572	49
50	Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	148.44	4.629	-143.79	1.33034	1174.	463.08	0.0590	50
51	Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.90	2.312	-173.4	1.36346	890.1	465.39	0.0581	51
52	Carbon monoxide	CO	28.010	-312.68	—	-337.00*	1.00036*	507.5	-220.43	0.0532	52
53	Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-109.257*	—	-69.83*	1.00048*	1071.	87.91	0.0344	53
54	Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.08	-75.497	394.59	-121.86*	1.00060*	1300.	212.45	0.0461	54
55	Sulfur dioxide	SO ₂	64.06	14.11	85.46	-103.86*	1.00062*	1143.	315.8	0.0305	55
56	Ammonia	NH ₃	17.0305	-27.99	211.9	-107.88*	1.00036*	1646.	270.2	0.0681	56
57	Air	N ₂ +O ₂	28.9625	-317.8	—	—	1.00028*	546.9	-221.31	0.0517	57
58	Hydrogen	H ₂	2.0159	-422.955*	—	-435.26*	1.00013*	188.1	-399.9	0.0585	58
59	Oxygen	O ₂	31.9988	-297.332*	—	-361.820*	1.00027*	731.4	-181.43	0.0367	59
60	Nitrogen	N ₂	28.0134	-320.451	—	-346.00*	1.00028*	493.1	-232.51	0.0510	60
61	Chlorine	Cl ₂	70.905	-29.13	157.3	-149.73*	1.3878*	1157.	290.75	0.0280	61
62	Water	H ₂ O	18.0153	212.000*	0.9501	32.00	1.33336	3198.8	705.16	0.04971	62
63	Helium	He	4.0026	-452.09	—	—	1.00003*	32.99	-450.31	0.2300	63
64	Hydrogen chloride	HCl	36.461	-121.27	906.71	-173.52*	1.00042*	1205.	124.77	0.0356	64

12-12-86

NOTE: Numbers in this table do not have accuracies greater than 1 part in 1000; in some cases extra digits have been added to calculated values to achieve consistency or to permit recalculation of experimental values.

Physical properties (from *Engineering Data Book*, GPSA, 1987, with permission).

Figura 52: Propiedades físicas de los componentes puros de los gases naturales.

Table A-1

Physical Constants *See the Table of Notes and References

Number	See Note No. →	Compound	Formula	A. Molar mass (molecular weight)	B. Boiling point, °F 14.696 psia	C. Vapor pressure, psia 100 °F	D. Freezing point, °F 14.696 psia	E. Refractive index, n _D 60 °F	Critical constants			Number
									Pressure, psia	Temperature, °F	Volume, ft ³ /lbw	
1		Methane	CH ₄	16.043	-258.73	(5000)*	-295.44*	1.00042*	665.4	-116.67	0.0958	1
2		Ethane	C ₂ H ₆	30.070	-127.49	(800)*	-297.04*	1.20971*	705.5	-89.92	0.0783	2
3		Propane	C ₃ H ₈	44.097	-43.75	188.64	-305.73*	1.29480*	815.0	205.08	0.0727	3
4		Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.123	10.78	72.581	-255.28	1.3245*	527.9	274.46	0.0714	4
5		n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.123	31.08	51.708	-217.05	1.33586*	550.8	305.62	0.0703	5
6		Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	82.12	20.445	-255.82	1.35831*	490.4	369.10	0.0679	6
7		n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.150	98.92	15.574	-201.51	1.35992*	488.6	385.8	0.0675	7
8		Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	49.10	36.69	2.17	1.342*	464.0	311.13	0.0673	8
9		n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.177	155.72	4.9597	-139.58	1.37708	436.9	453.8	0.0688	9
10		2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	140.47	6.769	-244.62	1.37387	436.6	435.83	0.0682	10
11		3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	145.89	6.103	—	1.37888	453.1	448.4	0.0682	11
12		Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.177	121.52	9.859	-147.72	1.37128	448.8	420.13	0.0687	12
13		2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.177	136.36	7.405	-199.38	1.37730	453.5	440.29	0.0685	13
14		n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.204	209.16	1.889	-131.05	1.38589	398.8	512.7	0.0691	14
15		2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	194.09	2.272	-180.89	1.38714	398.5	495.00	0.0673	15
16		3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	197.33	2.131	—	1.39091	408.1	503.80	0.0646	16
17		2-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	200.25	2.013	-181.48	1.39565	419.3	513.39	0.0655	17
18		2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	174.54	3.494	-190.85	1.38446	402.2	477.23	0.0655	18
19		2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	176.89	3.293	-182.63	1.38379	395.9	475.95	0.0658	19
20		3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	186.91	2.774	-219.01	1.38564	427.2	505.87	0.0652	20
21		Triptane	C ₇ H ₁₆	100.204	177.58	3.375	-12.81	1.39168	428.4	496.44	0.0636	21
22		n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.231	256.21	0.53694	-70.18	1.39956	360.7	564.22	0.0690	22
23		Diisobutyl	C ₈ H ₁₈	114.231	228.39	1.102	-132.11	1.39461	360.8	530.44	0.0678	23
24		Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.231	210.63	1.709	-161.27	1.38624	372.4	519.46	0.0656	24
25		n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.258	303.47	0.17953	-64.28	1.40746	331.8	610.68	0.0684	25
26		n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.285	345.48	0.06088	-21.36	1.41385	305.2	652.0	0.0679	26
27		Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.134	120.65	9.915	-156.91	1.40898	853.8	481.2	0.0594	27
28		Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.161	161.26	4.503	-224.40	1.41210	648.9	499.35	0.0607	28
29		Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.161	177.29	3.266	43.77	1.42862	590.8	536.6	0.0586	29
30		Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.188	213.68	1.609	-195.87	1.42538	503.5	570.27	0.0600	30
31		Ethane(Ethylene)	C ₂ H ₄	28.054	-154.73	(1400)*	-272.47*	(1.228)*	731.0	48.54	0.0745	31
32		Propene(Propylene)	C ₃ H ₆	42.081	-53.84	227.7	-301.45*	1.3130*	668.8	187.17	0.0689	32
33		1-Butene(Butylene)	C ₄ H ₈	56.108	20.79	62.10	-301.63*	1.3494*	583.5	295.48	0.0685	33
34		cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	38.69	45.95	-218.05	1.3665*	612.1	324.37	0.0668	34
35		trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	33.56	49.87	-157.96	1.3563*	587.4	311.86	0.0679	35
36		Isobutene	C ₄ H ₈	56.108	19.59	63.02	-220.65	1.3512*	680.2	292.56	0.0682	36
37		1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.134	85.93	19.12	-265.39	1.37426	511.8	376.93	0.0676	37
38		1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	51.53	36.53	-213.16	(553.)*	(340.)*	(K0.065)*	38	
39		1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	24.06	59.46	-164.02	1.3975*	627.5	305.	0.0654	39
40		Isoprene	C ₅ H ₈	68.119	93.31	16.68	-230.73	1.42498	(558.)*	(412.)*	(K0.065)*	40
41		Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	-120.49*	—	-114.5*	—	890.4	95.34	0.0695	41
42		Benzene	C ₆ H ₆	78.114	176.18	3.225	41.95	1.50396	710.4	552.22	0.0531	42
43		Toluene	C ₇ H ₈	92.141	231.13	1.033	-139.00	1.48942	626.5	605.57	0.0550	43
44		Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.167	277.16	0.3716	-138.956	1.48826	523.0	651.29	0.0565	44
45		o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	291.97	0.2643	-13.59	1.50767	541.6	674.92	0.0557	45
46		m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	282.41	0.3265	-54.18	1.49951	512.9	651.02	0.0567	46
47		p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	281.07	0.3424	55.83	1.49810	509.2	649.54	0.0570	47
48		Styrene	C ₈ H ₈	104.152	293.26	0.2582	-23.10	1.54937	587.8	(703.)*	0.0534	48
49		Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.194	306.34	0.1884	-140.814	1.49372	465.4	676.3	0.0572	49
50		Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	148.44	4.629	-143.79	1.33034	1174.	463.08	0.0590	50
51		Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.90	2.312	-173.4	1.36346	890.1	485.39	0.0581	51
52		Carbon monoxide	CO	28.010	-312.68	—	-337.00*	1.00036*	507.5	-220.43	0.0532	52
53		Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-109.257*	—	-69.83*	1.00048*	1071.	67.91	0.0344	53
54		Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.08	-76.497	394.59	-121.88*	1.00050*	1300.	212.45	0.0481	54
55		Sulfur dioxide	SO ₂	64.06	14.11	85.46	-103.86*	1.00062*	1143.	315.8	0.0305	55
56		Ammonia	NH ₃	17.0305	-27.99	211.9	-107.88*	1.00036*	1646.	270.2	0.0681	56
57		Air	N ₂ +O ₂	28.9625	-317.8	—	—	1.00028*	546.9	-221.31	0.0517	57
58		Hydrogen	H ₂	2.0159	-422.955*	—	-435.26*	1.00013*	188.1	-399.9	0.05165	58
59		Oxygen	O ₂	31.9988	-297.332*	—	-361.820*	1.00027*	731.4	-181.43	0.0367	59
60		Nitrogen	N ₂	28.0134	-320.451	—	-346.00*	1.00028*	493.1	-232.51	0.0516	60
61		Chlorine	Cl ₂	70.905	-29.13	157.3	-149.73*	1.3878*	1157.	290.75	0.0280	61
62		Water	H ₂ O	18.0153	212.000*	0.9501	32.00	1.33335	3168.8	705.16	0.04971	62
63		Helium	He	4.0026	-452.09	—	—	1.00003*	32.99	-450.31	0.2300	63
64		Hydrogen chloride	HCl	36.461	-121.27	906.71	-173.52*	1.00042*	1205.	124.77	0.0356	64

NOTE: Numbers in this table do not have accuracies greater than 1 part in 1000; in some cases extra digits have been added to calculated values to achieve consistency or to permit recalculation of experimental values.

Physical properties (from *Engineering Data Book*, GPSA, 1987, with permission).

Table A-1 (cont.)

Physical Constants

*See the Table of Notes and References

Number	Compound	K.						L.	M.	Flammability limits, vol %		ASTM octane number		Number		
		Heating value, 80°F								Heat of vaporization 14,696 pascals at boiling point, BTU/lbm	Air required for combustion (ideal gas) ft ³ (air)/ft ³ (gas)	in air mixture			Motor method D-357	Research method D-908
		Net			Gross							Lower	Higher			
BTU/ft ³ ideal gas, 14,696 pascals	BTU/lbm Liquid	BTU/ft ³ ideal gas, 14,696 pascals	BTU/lbm Liquid	BTU/ft ³ ideal gas, 14,696 pascals	BTU/lbm Liquid	BTU/ft ³ ideal gas, 14,696 pascals	Heat of vaporization 14,696 pascals at boiling point, BTU/lbm	ft ³ (air)/ft ³ (gas)	Lower	Higher						
1	Methane	909.4		1010.0			219.45	9.548								
2	Ethane	1618.7	20277.7	1769.6	22181.4	65869.9	211.14	16.710								
3	Propane	2314.9	19257.7	2516.1	21489.4	90830.0	183.01	23.871								
4	Isobutane	3000.4	19437.7	3251.9	21079.4	88917.7	157.23	31.032								
5	n-Butane	3010.8	19494.4	3262.3	21136.4	102911.1	165.93	31.032								
6	Isopentane	3699.0	19303.0	4000.9	20891.0	108805.5	147.12	38.193								
7	n-Pentane	3706.9	19335.0	4008.9	20923.0	110091.1	153.57	38.193								
8	Neopentane	3682.9	19235.7	3984.7	20822.4	103577.7	135.58	38.193								
9	n-Hexane	4403.8	19232.0	4755.9	20783.0	115021.1	143.94	45.355								
10	2-Methylpentane	4395.0	19202.0	4747.3	20753.0	113822.0	135.45	45.355								
11	3-Methylpentane	4398.2	19213.0	4750.3	20764.0	115811.0	140.05	45.355								
12	Neohexane	4384.0	19163.0	4736.2	20714.0	112916.0	131.23	45.355								
13	2,3-Dimethylbutane	4392.9	19195.0	4745.0	20746.0	115246.0	136.07	45.355								
14	n-Heptane	5100.0	19155.0	5502.5	20679.0	118648.0	135.00	52.516								
15	2-Methylhexane	5092.2	19133.0	5494.6	20657.0	117644.0	131.58	52.516								
16	3-Methylhexane	5096.0	19146.0	5498.6	20671.0	119197.0	132.10	52.516								
17	3-Ethylpentane	5098.3	19154.0	5500.7	20679.0	121158.0	132.82	52.516								
18	2,2-Dimethylpentane	5079.6	19095.0	5481.9	20520.0	118606.0	125.12	52.516								
19	2,4-Dimethylpentane	5084.4	19111.0	5486.7	20535.0	116526.0	126.87	52.516								
20	3,3-Dimethylpentane	5086.4	19119.0	5488.8	20543.0	120080.0	127.20	52.516								
21	Triptane	5081.2	19103.0	5483.5	20528.0	119451.0	124.21	52.516								
22	n-Octane	5796.1	19096.0	6248.9	20501.0	121422.0	129.52	59.677								
23	Dilaobutyl	5780.5	19047.0	6233.3	20552.0	119586.0	122.83	59.677								
24	Isooctane	5778.8	19063.0	6231.7	20568.0	119389.0	112.94	59.677								
25	n-Nonane	6493.2	19054.0	6996.5	20543.0	123634.0	124.36	66.839								
26	n-Decane	7189.6	19018.0	7742.9	20494.0	125448.0	119.65	74.000								
27	Cyclopentane	3512.1	18825.0	3763.7	20186.0	126304.0	167.33	35.806								
28	Methylcyclopentane	4199.4	18771.0	4501.2	20132.0	128467.0	148.54	42.968								
29	Cyclohexane	4179.7	18675.0	4481.7	20036.0	130873.0	153.03	42.968								
30	Methylcyclohexane	4863.6	18640.0	5215.9	20002.0	129071.0	136.30	50.129								
31	Ethene(Ethylene)	1499.1		1599.8			207.41	14.323								
32	Propane(Propylene)	2181.8	(18858.0)	2332.7	(21208.0)	(92113.0)	188.19	21.484								
33	1-Butene(Butylene)	2878.7	19309.0	3079.9	20570.0	103582.0	167.96	28.645								
34	cis-2-Butene	2871.0	19241.0	3072.2	20502.0	107724.0	178.89	28.645								
35	trans-2-Butene	2866.8	19221.0	3068.0	20562.0	104666.0	174.37	28.645								
36	Isobutene	2859.9	19182.0	3061.1	20543.0	102830.0	169.47	28.645								
37	1-Pentene	3575.0	19184.0	3626.5	20545.0	110602.0	154.48	35.806								
38	1,2-Butadiene	2789.0	19378.0	2939.9	20437.0	112111.0	191.88	26.258								
39	1,3-Butadiene	2729.0	18967.0	2879.9	20025.0	104717.0	185.29	26.258								
40	Isoprene	3410.8	18832.0	3612.1	19953.0	114141.0	163.48	33.419								
41	Acetylene	1423.2	(20887.0)	1473.5	(21613.0)	(75204.0)	151.90	11.935								
42	Benzene	3590.9	17256.0	3741.8	17989.0	132651.0	169.24	35.806								
43	Toluene	4273.6	17421.0	4475.0	18250.0	132661.0	154.83	42.968								
44	Ethylbenzene	4970.5	17593.0	5222.2	18492.0	134387.0	144.02	50.129								
45	o-Xylene	4958.2	17544.0	5209.9	18444.0	136036.0	149.10	50.129								
46	m-Xylene	4956.3	17541.0	5207.9	18440.0	133559.0	147.24	50.129								
47	p-Xylene	4957.1	17545.0	5208.8	18444.0	133131.0	145.71	50.129								
48	Styrene	4829.8	17414.0	5031.1	18147.0	137841.0	152.85	47.742								
49	Isopropylbenzene	5660.9	17709.0	5962.8	18562.0	134792.0	134.24	57.290								
50	Methyl alcohol	766.1	8559.0	866.7	9751.0	64731.0	482.58	7.161								
51	Ethyl alcohol	1448.1	11530.0	1599.1	12770.0	84539.0	359.07	14.323								
52	Carbon monoxide	320.5		320.5			92.77	2.387								
53	Carbon dioxide	0.0		0.0			246.47									
54	Hydrogen sulfide	586.8	6337.0	637.1	6897.0	46086.0	235.63	7.161								
55	Sulfur dioxide	0.0		0.0			167.22									
56	Ammonia	359.0		434.4			589.48	3.581								
57	Air	0.0		0.0			88.20									
58	Hydrogen	273.8		324.2			192.74	2.387								
59	Oxygen	0.0		0.0			91.59									
60	Nitrogen	0.0		0.0			85.59									
61	Chlorine	0.0		0.0			123.76									
62	Water	0.0		0.0			970.18									
63	Helium	0.0		0.0												
64	Hydrogen chloride	0.0		0.0			190.43									

NOTE: Numbers in this table do not have accuracies greater than 1 part in 1000; in some cases extra digits have been added to calculated values to achieve consistency or to permit recalculation of experimental values.

ANEXO 2

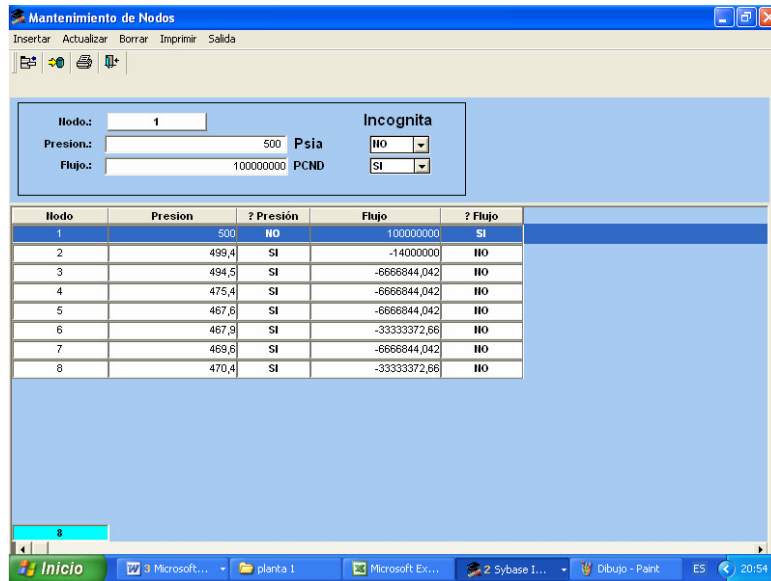


Figura 53: Valores iniciales de las incógnitas

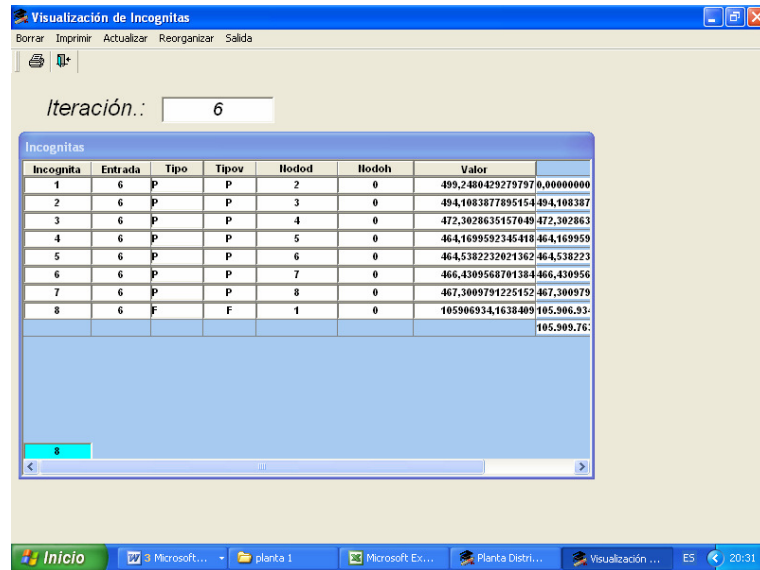
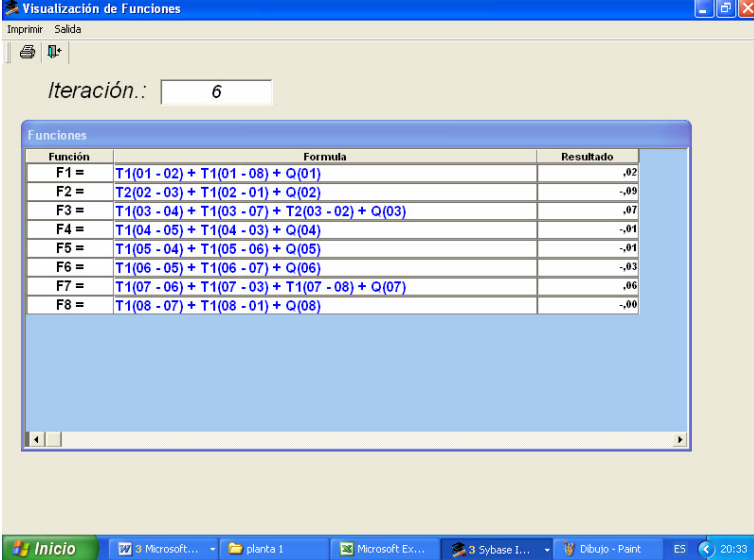


Figura 54: Calculo de presiones



Iteración.:

Función	Formula	Resultado
F1 =	$T1(01 - 02) + T1(01 - 08) + Q(01)$,02
F2 =	$T2(02 - 03) + T1(02 - 01) + Q(02)$	-,09
F3 =	$T1(03 - 04) + T1(03 - 07) + T2(03 - 02) + Q(03)$,07
F4 =	$T1(04 - 05) + T1(04 - 03) + Q(04)$	-,01
F5 =	$T1(05 - 04) + T1(05 - 06) + Q(05)$	-,01
F6 =	$T1(06 - 05) + T1(06 - 07) + Q(06)$	-,03
F7 =	$T1(07 - 06) + T1(07 - 03) + T1(07 - 08) + Q(07)$,06
F8 =	$T1(08 - 07) + T1(08 - 01) + Q(08)$	-,00

Figura 55: Ecuación de continuidad en balance iteración 6

ANEXO 3

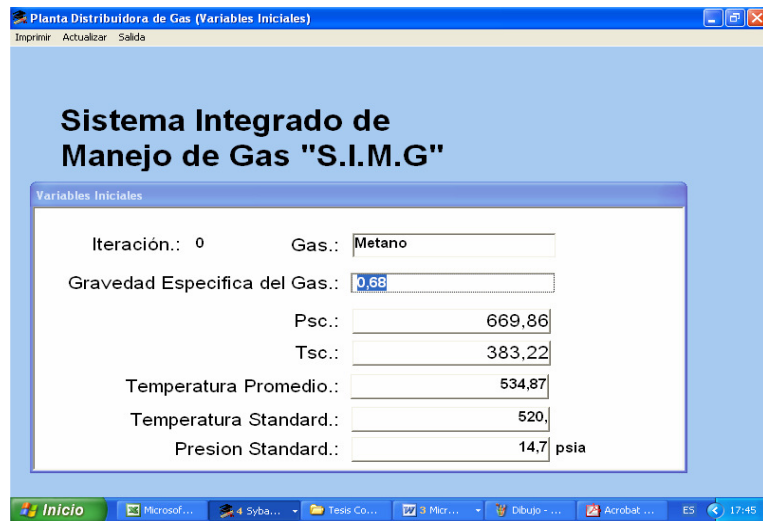


Figura 56: Constantes para todo el sistema

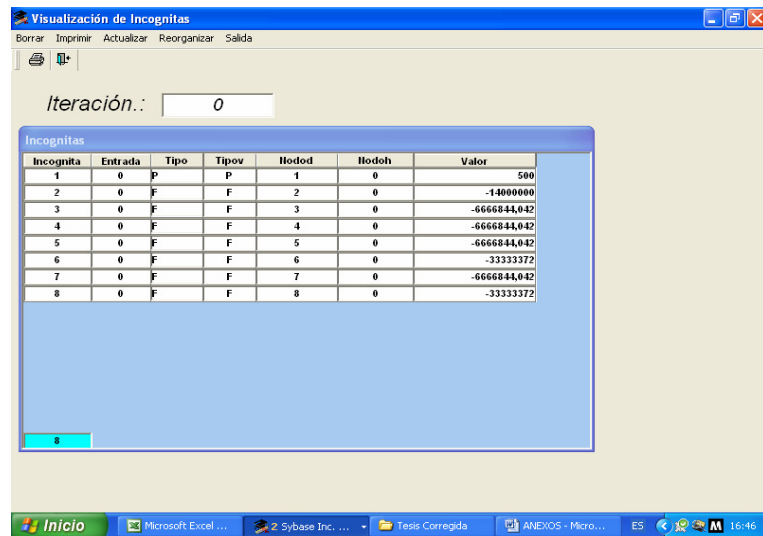


Figura 57: Valores iniciales de la presión y los flujos en los nodos.

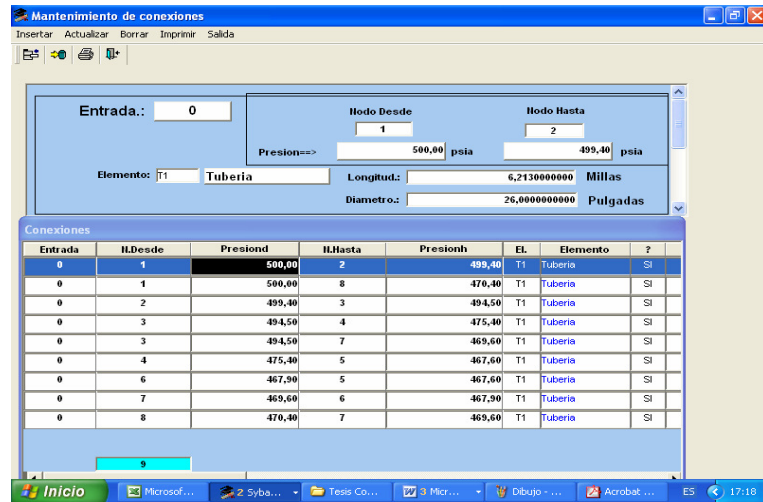


Figura 58: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 1-2

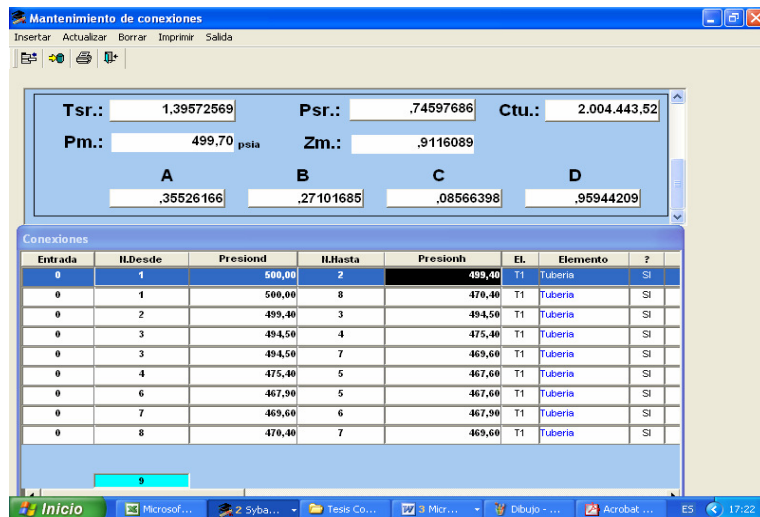


Figura 59: Valores de presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 1-2

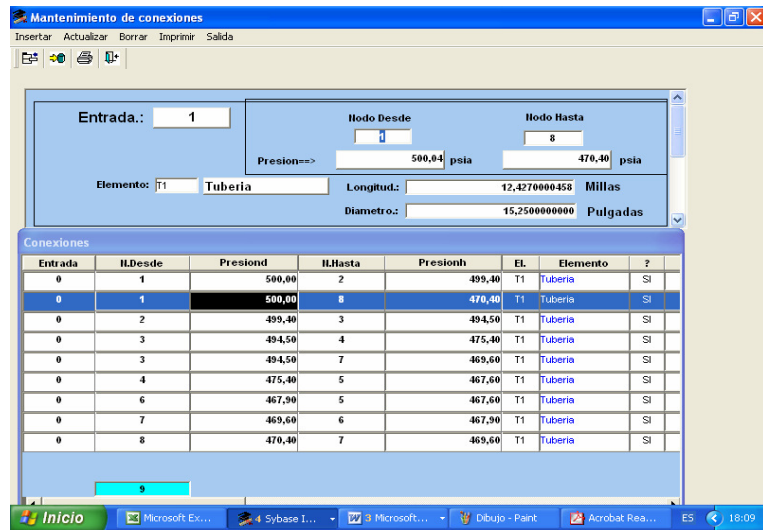


Figura 60: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 1-8

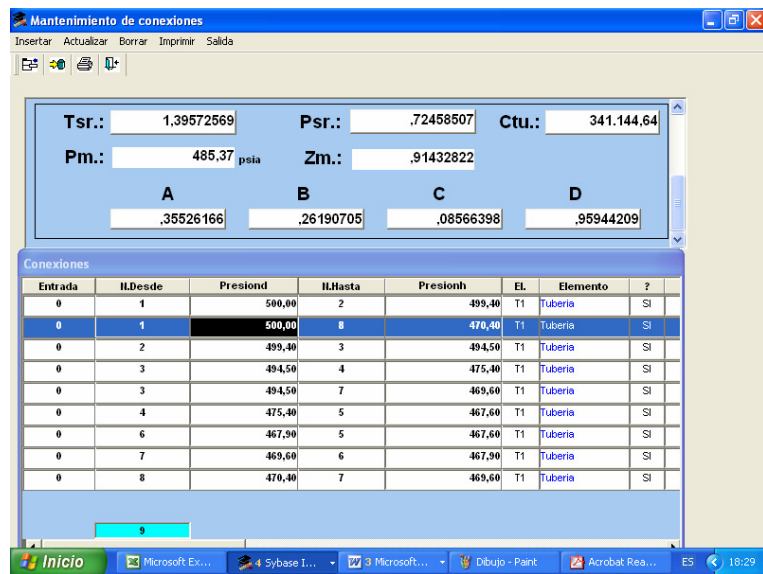


Figura 61: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 1-8

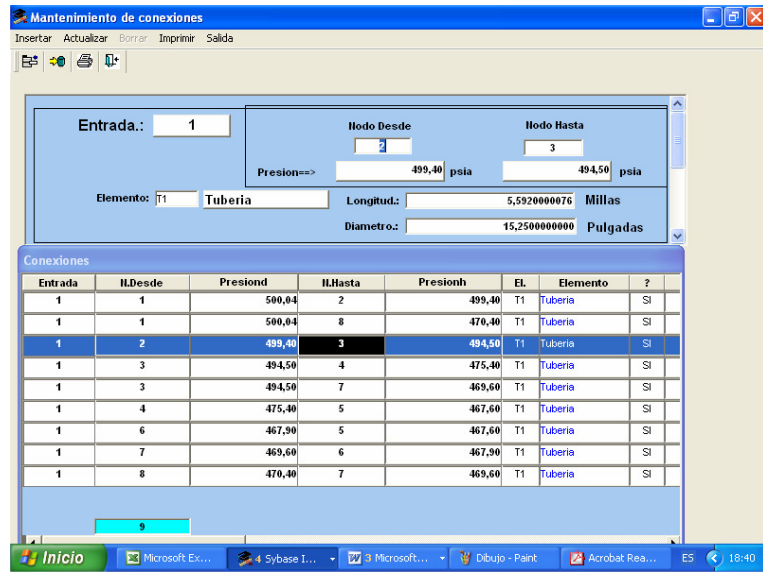


Figura 62: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 2-3

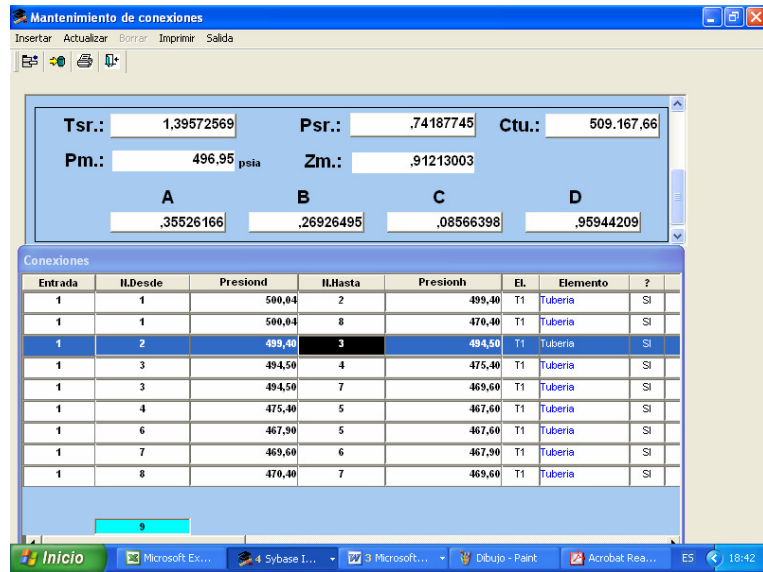


Figura 63: Valores de presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 2-3

Entrada.: 1

Hodo Desde: 3 Hodo Hasta: 4

Presion==>: 494,50 psia 475,40 psia

Elemento: T1 Tuberia Longitud: 6,835000381 Millas

Diametro: 7,981600000 Pulgadas

Entrada	ILDesde	Presiond	ILHasta	Presionh	EL	Elemento	?
1	1	500,04	2	499,40	T1	Tuberia	SI
1	1	500,04	8	470,40	T1	Tuberia	SI
1	2	499,40	3	494,50	T1	Tuberia	SI
1	3	494,50	4	475,40	T1	Tuberia	SI
1	3	494,50	7	469,60	T1	Tuberia	SI
1	4	475,40	5	467,60	T1	Tuberia	SI
1	6	467,90	5	467,60	T1	Tuberia	SI
1	7	469,60	6	467,90	T1	Tuberia	SI
1	8	470,40	7	469,60	T1	Tuberia	SI

Figura 64: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 2-3

Tsr.: 1,39572569 Psr.: .72405083 Ctu.: 81.815,62

Pm.: 485,01 psia Zm.: .91439612

A: .35526166 B: .26168055 C: .08566398 D: .95944209

Entrada	ILDesde	Presiond	ILHasta	Presionh	EL	Elemento	?
1	1	500,04	2	499,40	T1	Tuberia	SI
1	1	500,04	8	470,40	T1	Tuberia	SI
1	2	499,40	3	494,50	T1	Tuberia	SI
1	3	494,50	4	475,40	T1	Tuberia	SI
1	3	494,50	7	469,60	T1	Tuberia	SI
1	4	475,40	5	467,60	T1	Tuberia	SI
1	6	467,90	5	467,60	T1	Tuberia	SI
1	7	469,60	6	467,90	T1	Tuberia	SI
1	8	470,40	7	469,60	T1	Tuberia	SI

Figura 65: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 3-4

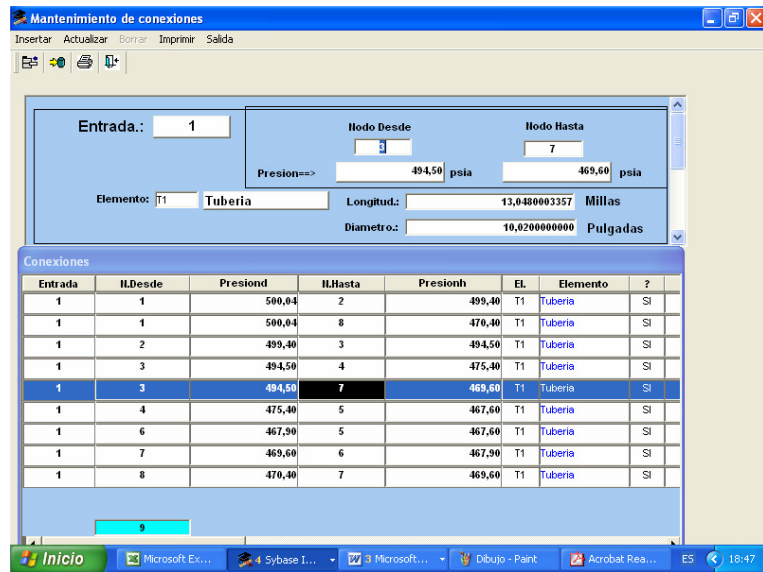


Figura 66: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 3-7

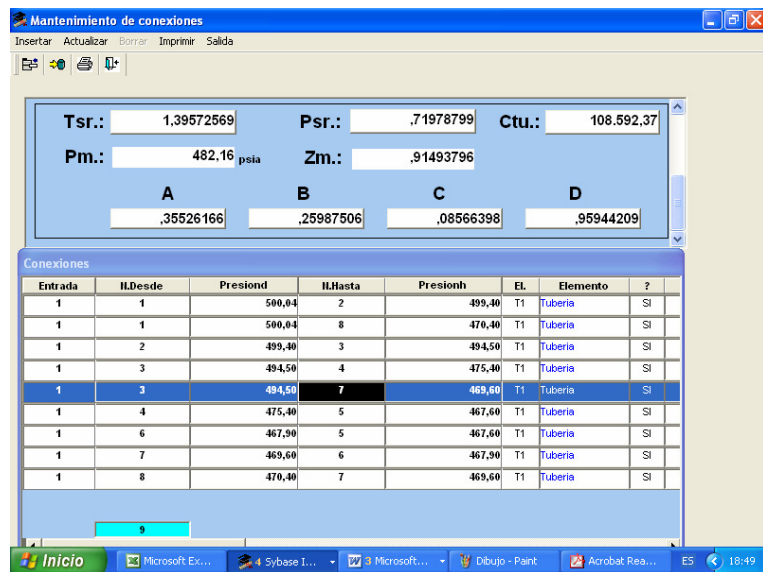


Figura 67: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 3-7

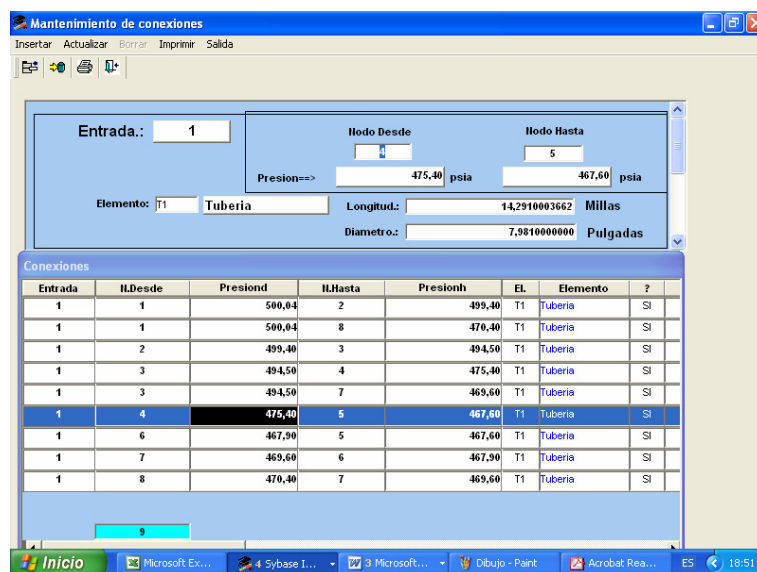


Figura 68: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 4-5

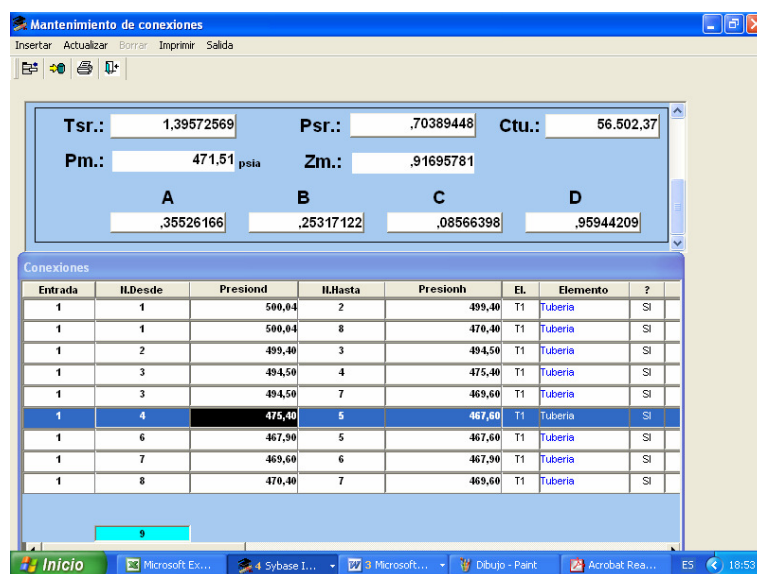


Figura 69: Valores de presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 4-5

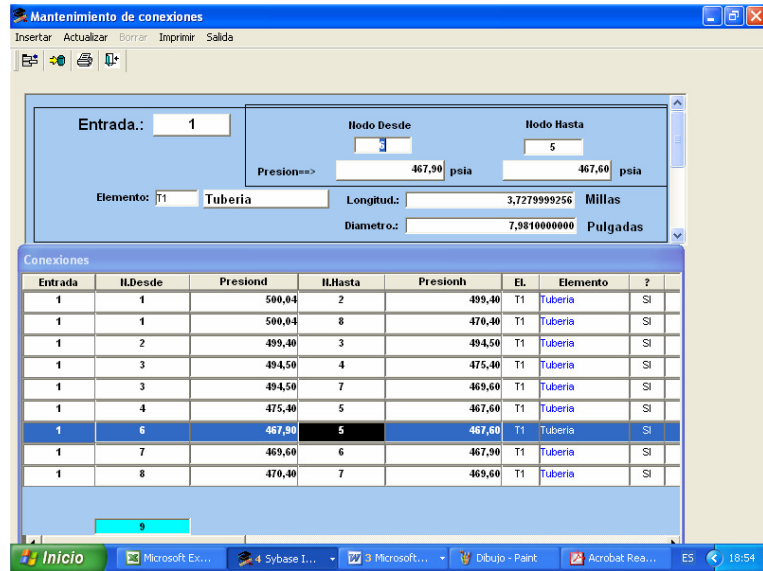


Figura 70: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 6-5

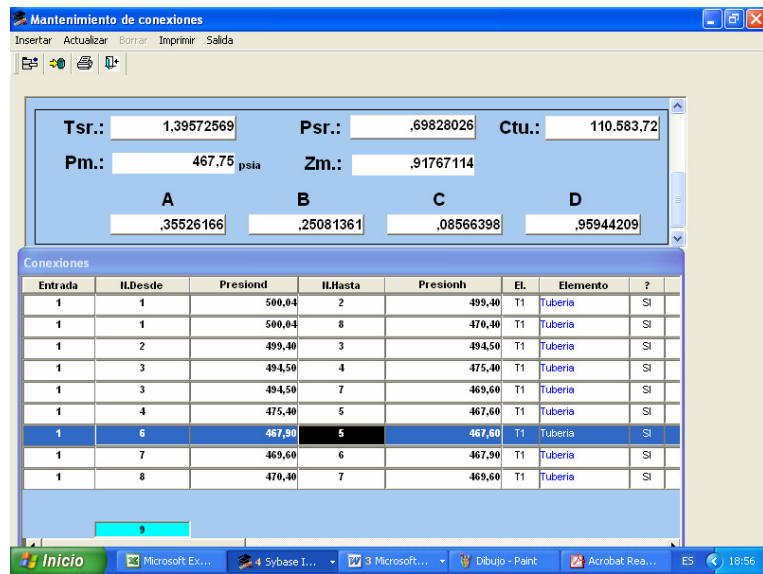


Figura 71: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 6-5

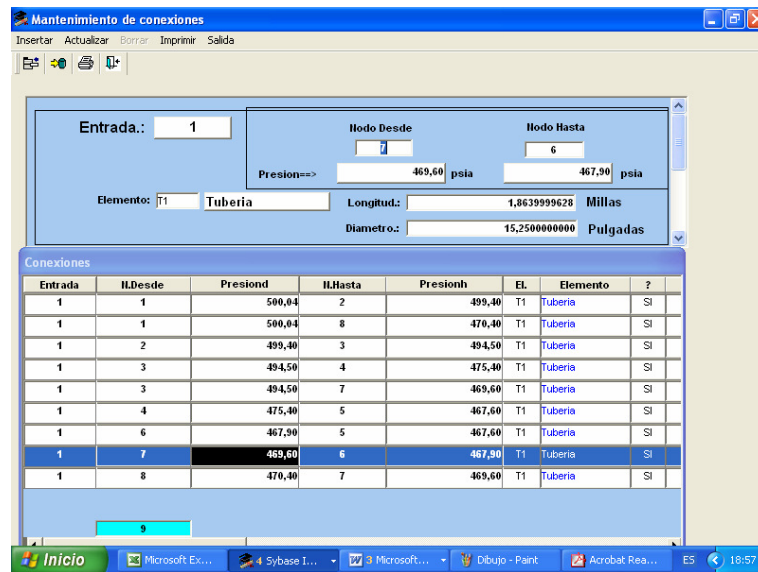


Figura 72: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 7-6

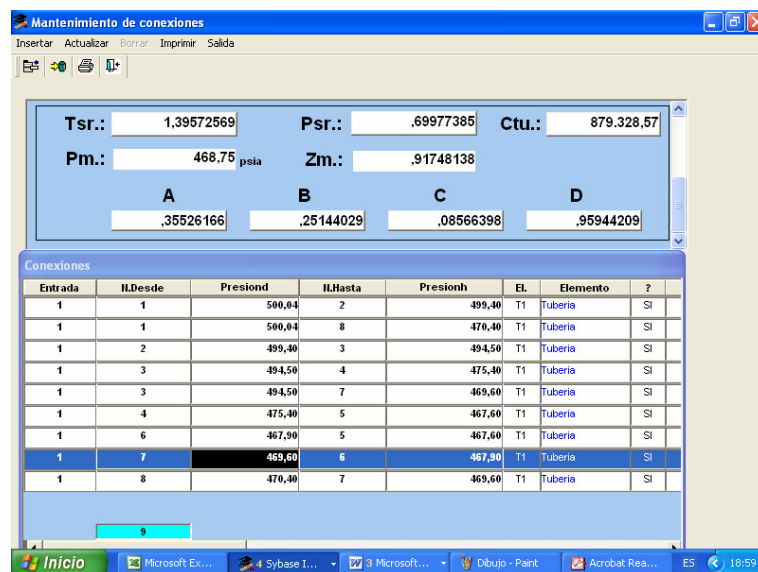


Figura 73: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 7-6

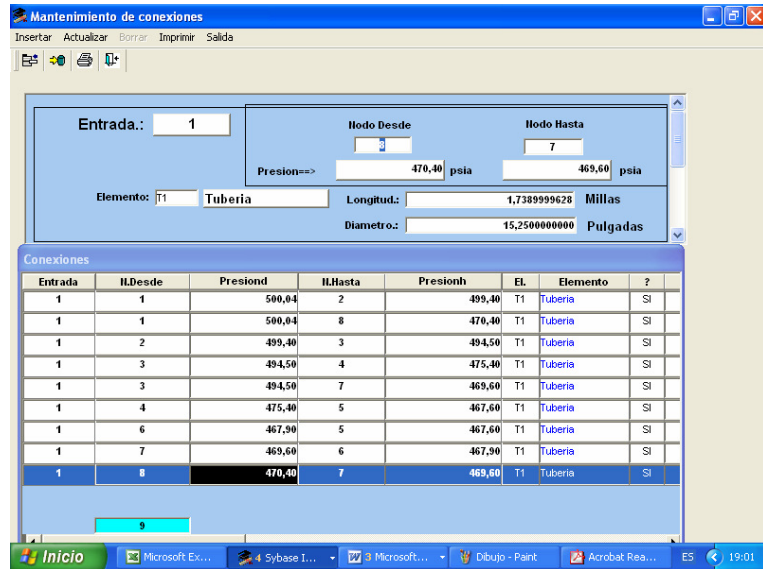


Figura 74: Diámetro, longitud y presiones de los nodos de la Conexión 8-7

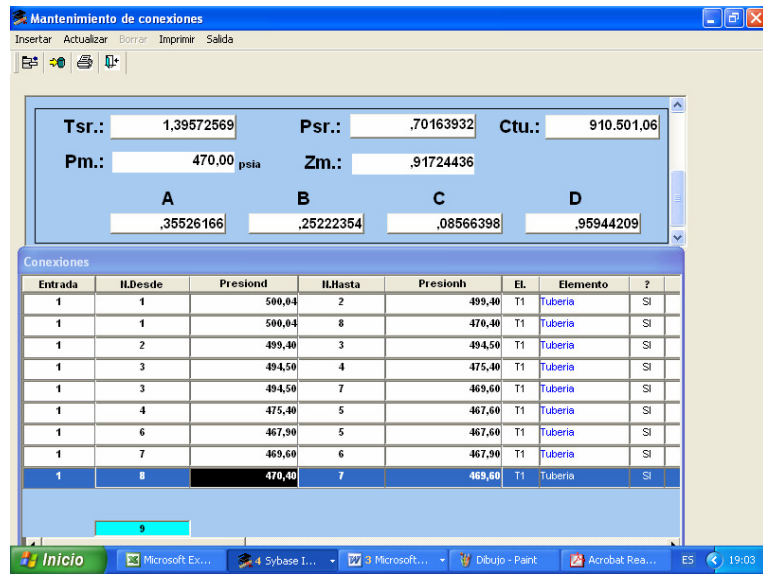


Figura 75: Valores de: presión promedio, factor de compresibilidad, constante de Weymouth y las constantes de Brill y Begg. En la conexión 8-7

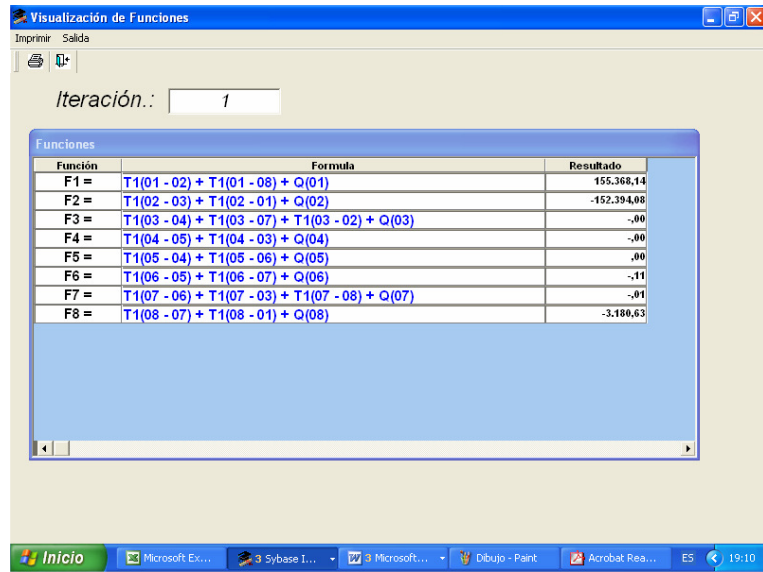


Figura 76: Ecuaciones de continuidad

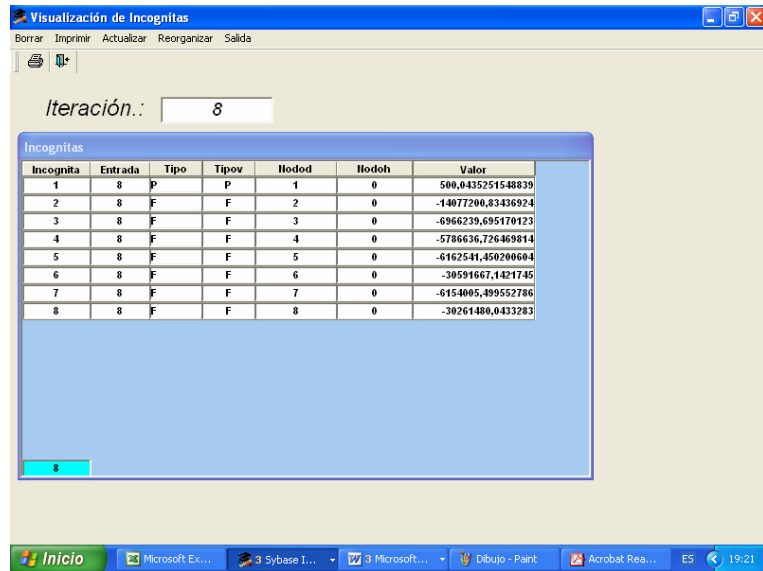
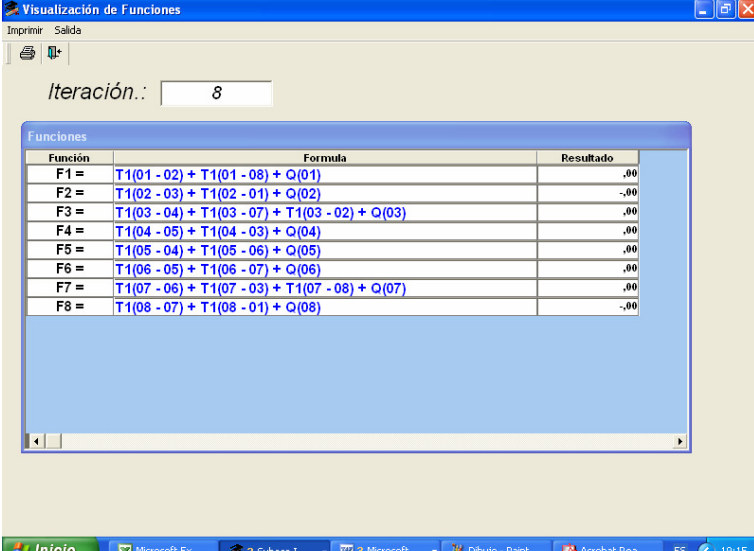


Figura 77: Valor de las incógnitas en la iteración 8



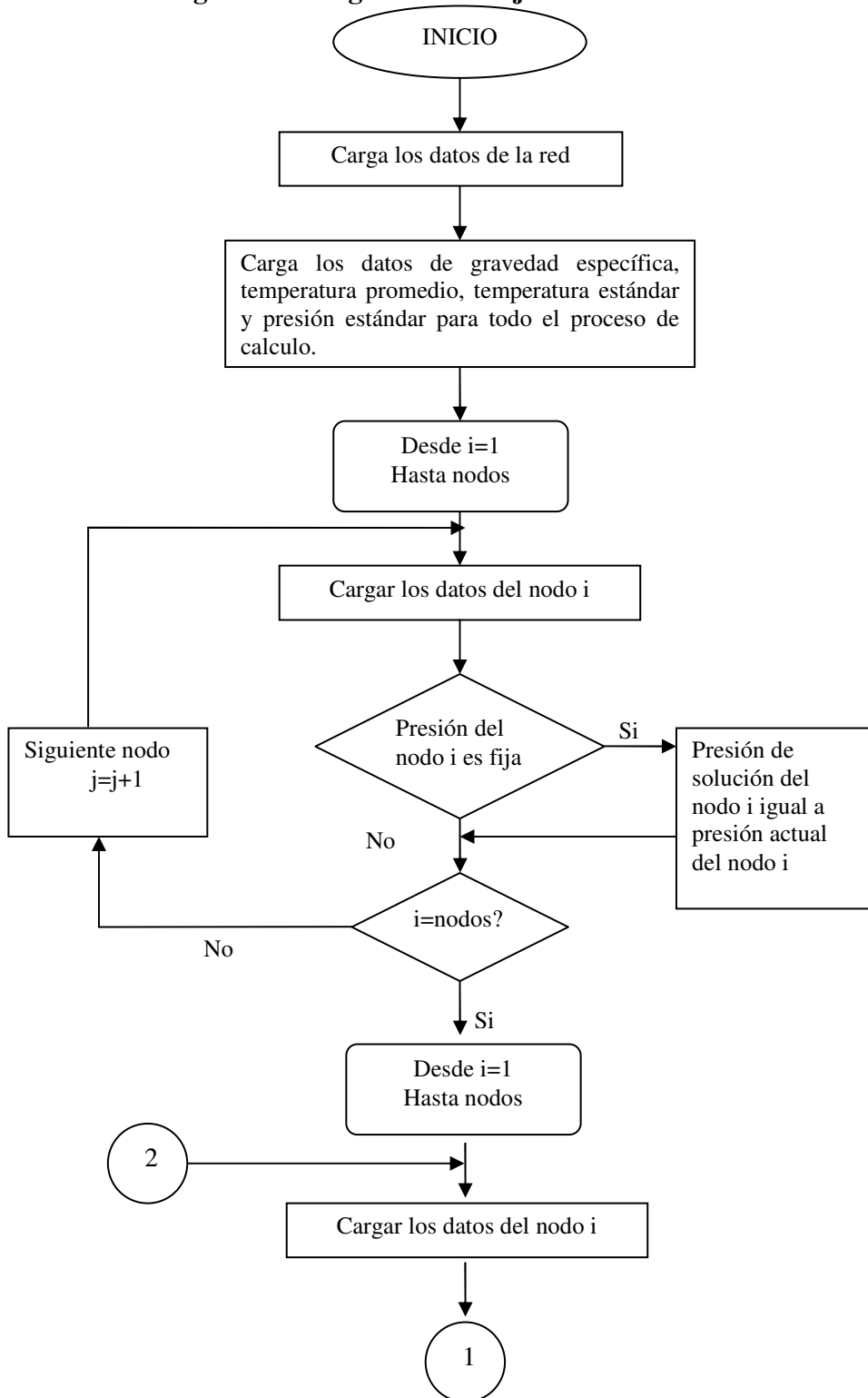
Iteración.: 8

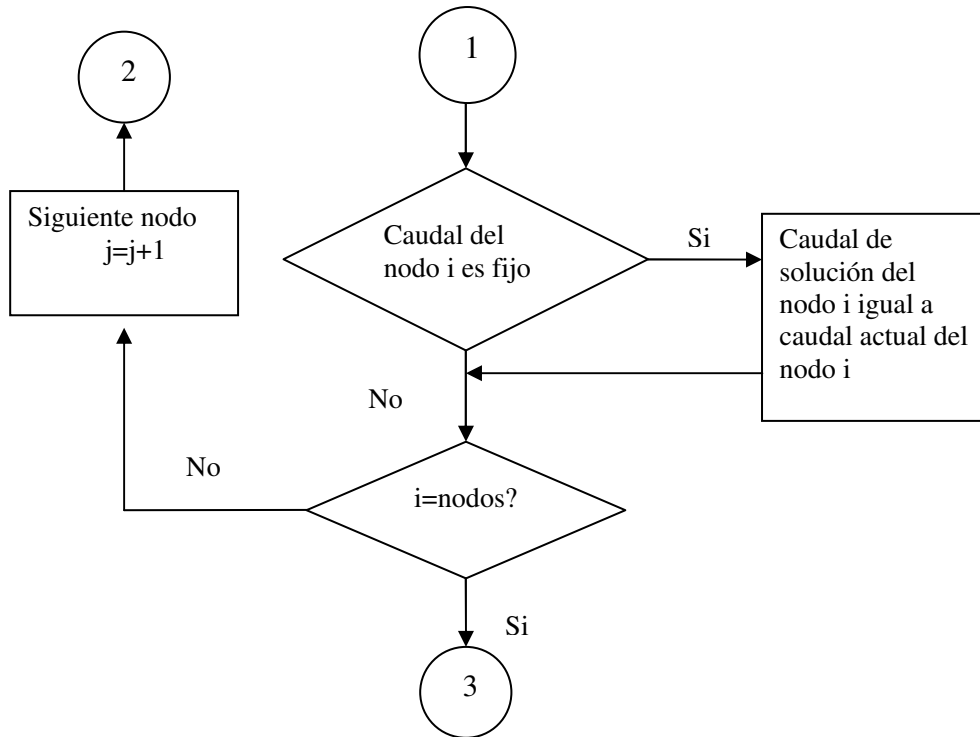
Función	Formula	Resultado
F1 =	$T1(01 - 02) + T1(01 - 08) + Q(01)$,00
F2 =	$T1(02 - 03) + T1(02 - 01) + Q(02)$	-,00
F3 =	$T1(03 - 04) + T1(03 - 07) + T1(03 - 02) + Q(03)$,00
F4 =	$T1(04 - 05) + T1(04 - 03) + Q(04)$,00
F5 =	$T1(05 - 04) + T1(05 - 06) + Q(05)$,00
F6 =	$T1(06 - 05) + T1(06 - 07) + Q(06)$,00
F7 =	$T1(07 - 06) + T1(07 - 03) + T1(07 - 08) + Q(07)$,00
F8 =	$T1(08 - 07) + T1(08 - 01) + Q(08)$	-,00

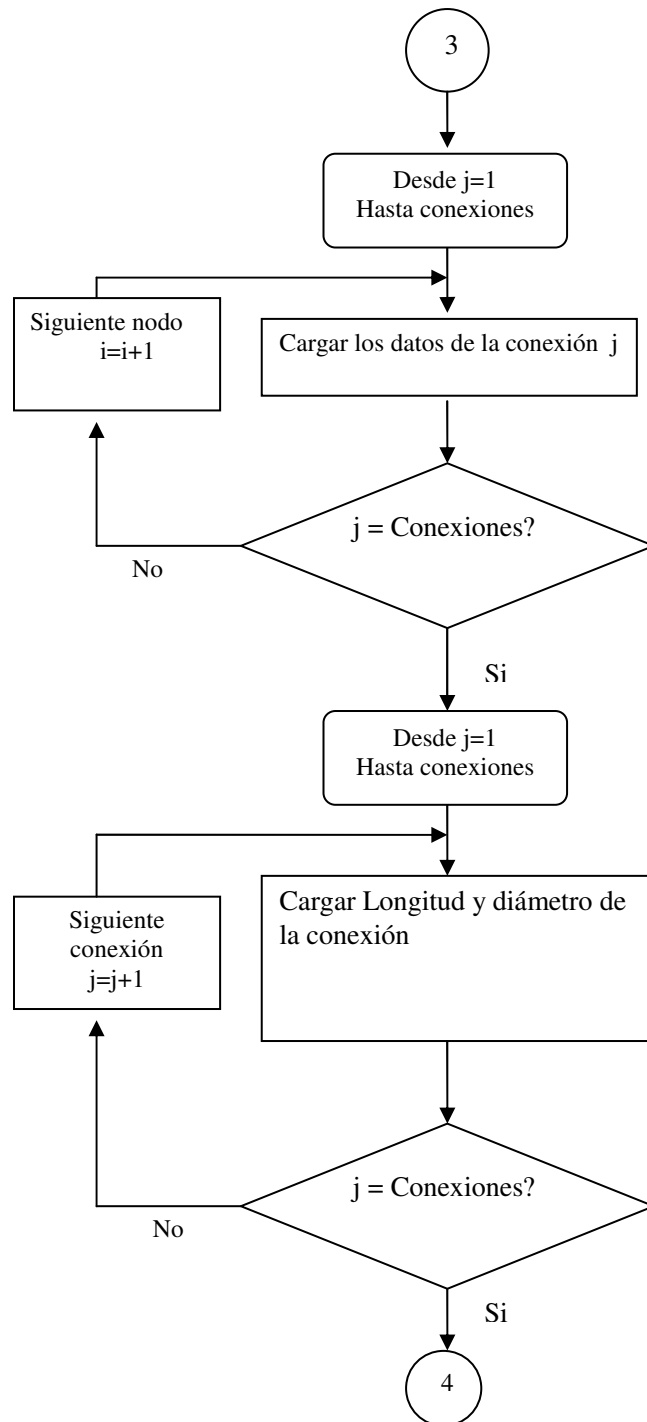
Figura 78: Ecuación de continuidad en balance iteración 8

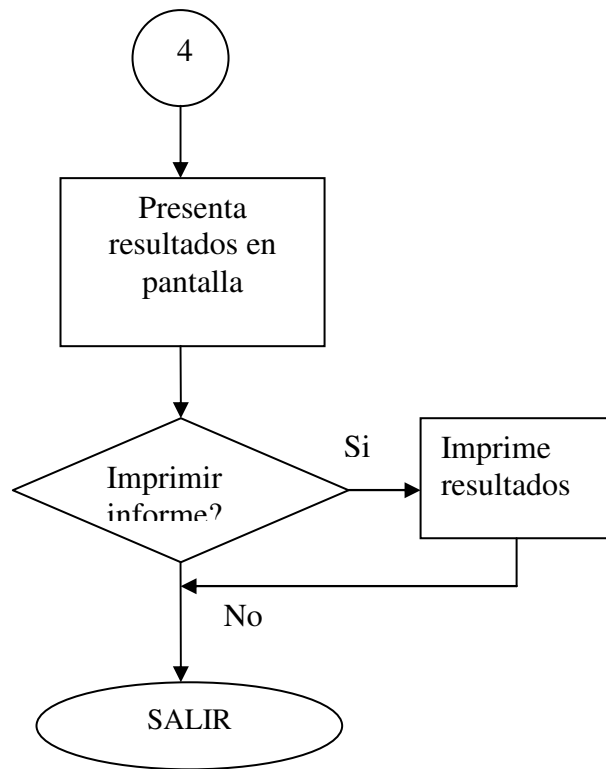
ANEXO 4

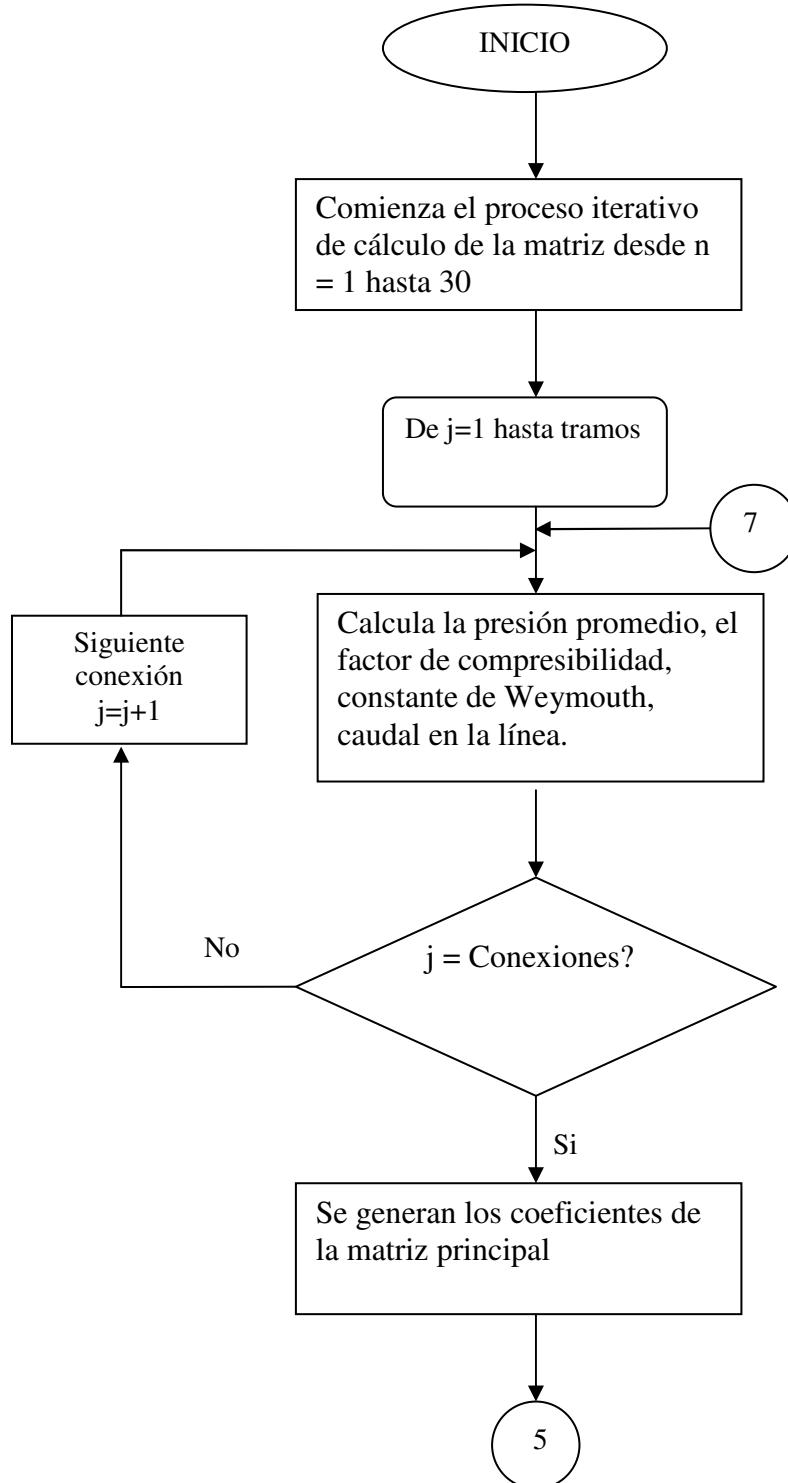
Figura 79: Diagrama de Flujo del método de Stoner

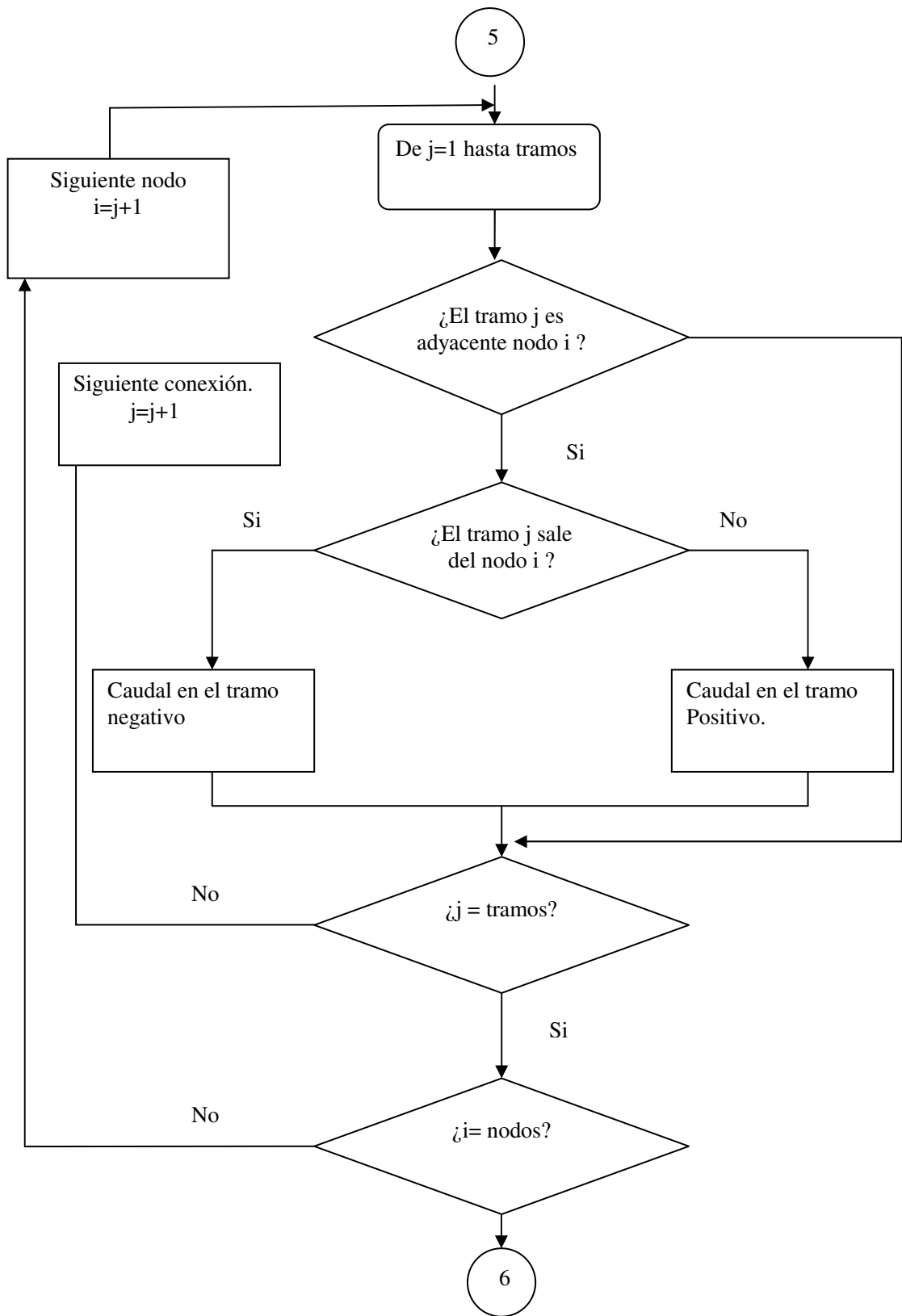


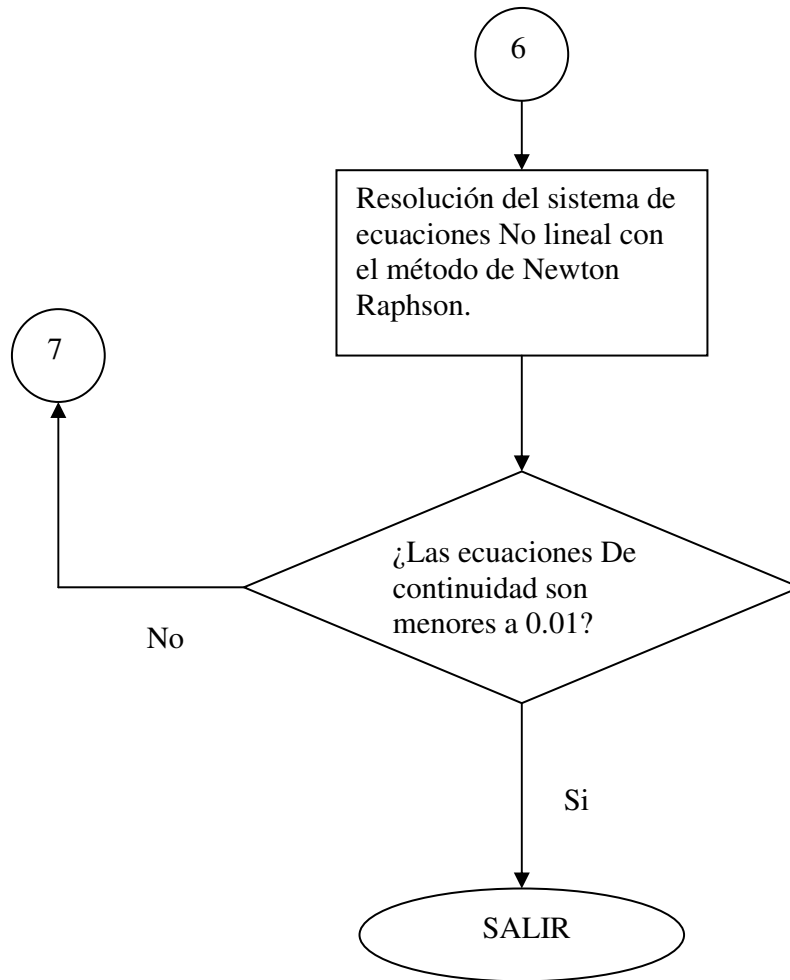






Resolución del sistema de ecuaciones





ANEXO 5

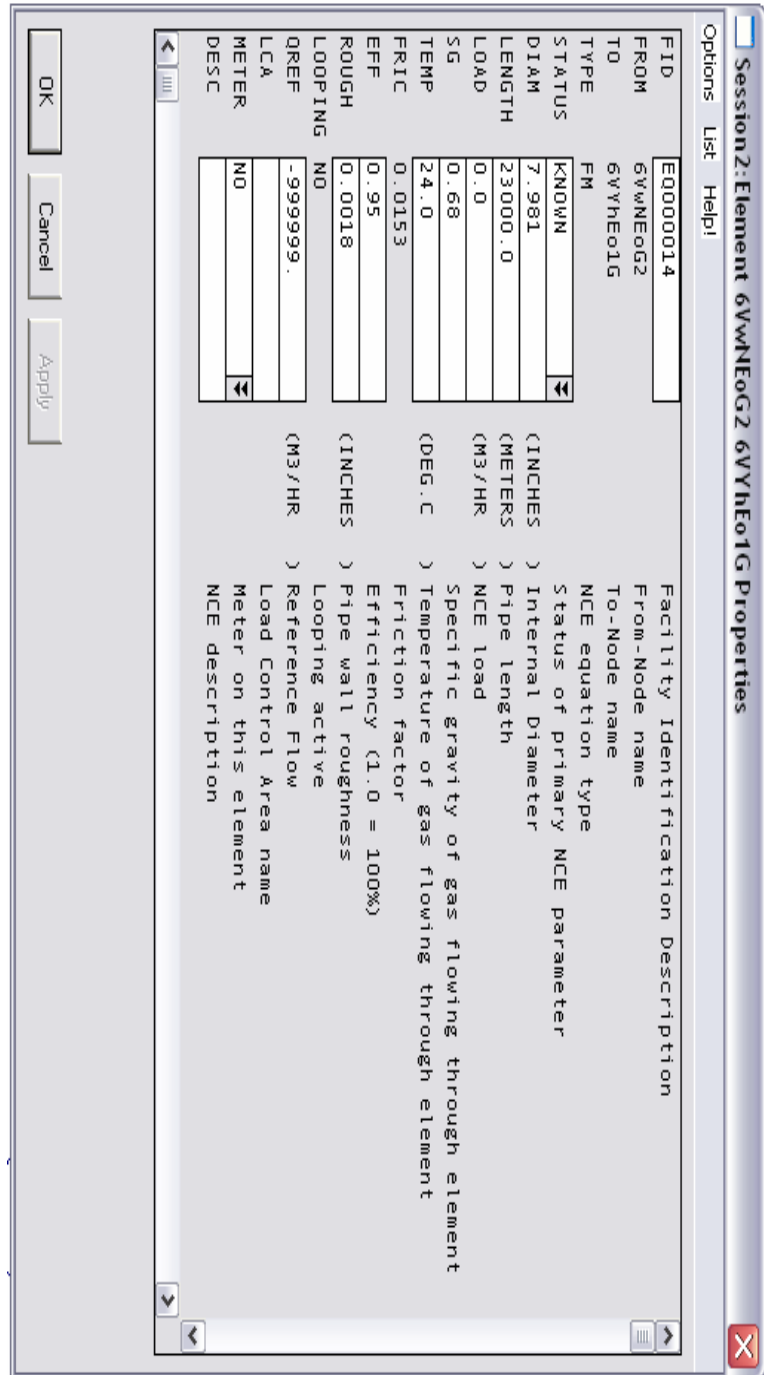


Figura 80: Datos de entrada (S.W.S)

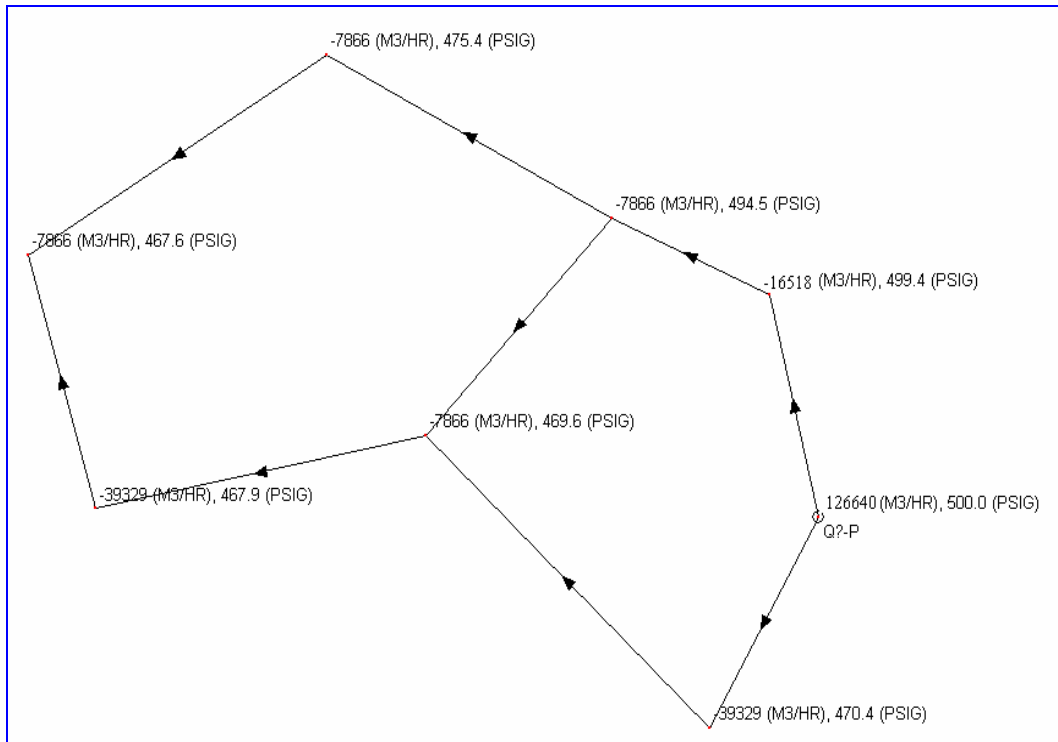


Figura 81: Esquema red de Distribución I