

0124
13



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

APUNTES DE MEDICIÓN Y TRANSPORTE DE
HIDROCARBUROS (FASE GASEOSA)

T E S I S P R O F E S I O N A L

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO PETROLERO

P R E S E N T A

GARCÍA GARCÍA ANTELMO



DIRECTOR: ING. CARLOS JAVIER LIRA SIL



MEXICO, D. F., CIUDAD UNIVERSITARIA, 2003



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

PAGINACIÓN DISCONTINUA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIRECCIÓN
60-1-850

SR. ANTELMO GARCÍA GARCÍA
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Ing. Carlos Javier Lira Sil y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

APUNTES DE MEDICIÓN Y TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS (FASE GASEOSA)

- RESUMEN
- INTRODUCCIÓN
- I FLUJO DE GAS NATURAL EN TUBERÍAS CONDUCTORAS A ALTA PRESIÓN
- II FÓRMULAS PRÁCTICAS PARA CALCULAR EL FLUJO DE GAS NATURAL POR TUBERÍAS
- III PROCEDIMIENTOS PARA CALCULAR EL FLUJO COMERCIAL
- IV EL CONCEPTO DE LONGITUD EQUIVALENTE
- V SIMPLIFICACIÓN DE LOS PROBLEMAS DE DEMANDA Y CAPACIDAD
- VI DISEÑO DE GASODUCTOS
- VII TRANSPORTE BIFÁSICO DE HIDROCARBUROS
- VIII OTROS MÉTODOS PARA CALCULAR EL TRANSPORTE BIFÁSICO DE HIDROCARBUROS
- CONCLUSIONES
- REFERENCIAS

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo, le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Cd. Universitaria, D. F., a 22 de agosto de 2003
EL DIRECTOR

M. en C. GERARDO FERRANDO BRAVO
GENIACC[®] gte

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

b

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

**“APUNTES DE MEDICIÓN Y TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS
(FASE GASEOSA)”**

Tesis presentada por: Antelmo García García.

Número de Cuenta: 09305213-5.

Dirigida por: Ing. Carlos Javier Lira Sil.

JURADO DEL EXAMEN PROFESIONAL

PRESIDENTE: M. I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA
VOCAL: ING. CARLOS JAVIER LIRA SIL.
SECRETARIO: M. I. NÉSTOR MARTÍNEZ ROMERO
1ER. SUPLENTE: ING. SANTIAGO RIVAS GÓMEZ
2DO. SUPLENTE: M. I. JOSÉ MARTÍNEZ PÉREZ

The image shows a grid of five horizontal lines, each corresponding to a name in the jury list. Each line has a handwritten signature or set of initials written over it. The signatures are somewhat stylized and overlapping. The first signature is the most prominent, followed by the others. The grid is used to verify the presence and approval of each jury member.

AGRADECIMIENTOS

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Doy gracias a la vida por permitirme llegar hasta aquí y que me siga otorgando con benevolencia la salud para continuar, y lograr mis metas que tengo y tendré a lo largo de ella, así realizarme como ser humano.

El agradecimiento más especial es para mi mamá Nicasia García Guerrero y para mi papá Matías García Hernández quienes con amor, cariño, comprensión y mucha paciencia sembraron en mí el amor hacia todo lo que realice y que nunca me debo de dar por vencido aun cuando se tenga todo en contra; gracias, muchas gracias por confiar, alentarme y apoyarme en todo, para que pudiera continuar con mis estudios, sin ustedes no lo hubiera logrado; son tantas cosas por las cuales quiero darles las gracias pero la más importante es por ser mis padres, los quiero mucho.

Un súper agradecimiento a mis hermanos Ofé, Bibi, Marco, Joha, Cise y Juli quienes me han apoyado de una manera muy especial e incondicionalmente, y han compartido con mígo momentos de alegría, tristeza y desesperación, pero que siempre estuvieron para apoyarme en esos momentos; por su amor y todo lo bello que tiene cada uno de ellos.

A mi hermano Matías quien con su ejemplo me oriento para que continuara sin dejarme derrotar, donde quiera que te encuentres gracias por escucharme.

Para mis sobrinos Rubi, Aldo, Ángel, Daniel, Furitei y Abigail, que con su inocencia me enseñaron y permitieron tener esperanzas y poder seguir soñando.

A Pablo, a mi Tía Irma y a Jesús que me permitieron y dieron la confianza para poder desarrollar este trabajo, por sus preocupaciones y alentadores comentarios.

Para mi tía Mago, que compartió todo lo que estaba a su alcance y me enseñó que la lucha siempre debe ser constante.

A todos mis tíos que siempre estuvieron pendientes sobre el avance de mi carrera y que siempre me dijeron palabras de aliento para continuar.

Para todos mis primos, que con sus comentarios y propio ejemplo lograron que no dejara de superarme.

A Marcela Gallegos Rojas y Karla Zárate Tapia; por su amor, amistad, paciencia, tolerancia y por la oportunidad que me dio la vida para conocer a estos dos maravillosos seres humanos.

A mis compañeros y amigos de carrera, José Luis Hernández, Octavio Flores, Jaime Izompanzi, Teodoro Ivan Guerrero, César González, Jesús Hernández, Alejandrina Nola, Rafael Trejo, Arturo Villagas, Pablo González, Arturo Zamora, Fidel Mendoza, César Pinzón, Pablo Bos, Edmundo Carmona, Moisés Díaz, Eduardo Sánchez, Luis Brito, Gabriel González, Luis Armando Montes, Gerardo Velázquez, Jorge Ivan García, Haydee Coronado, Ivan Olea, Daniel Dillanes, Keylla Ramírez y a todos aquellos que me faltaron; por brindarme su amistad y compartir un momento de su vida.

Para mis compañeros y amigos de la Universidad, Carlos Baeza, Paola Farfán, Felipe Armentilla, Raúl Ayala, Javier Flores, Said, Nadia, Alma Ella, Carlos, Javier, Abrian Avila, Luis Bautista, Jorge y Luis Rodríguez, José Alonso, Joel Asensio, José Luis Hernández, Arturo Mayorga, Victor; por su compañerismo y ayuda en todo momento.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

A la Universidad Nacional Autónoma de México mi alma mater quien me permitió desarrollarme profesionalmente, donde adquirí los conocimientos y valores de un profesional.

Para la Facultad de Ingeniería; que fue el segundo hogar y permitió utilizar todas sus instalaciones donde mi aprendizaje se reforzó día con día.

A todos mis profesores que tuve y conocí durante mi paso por la Universidad, por los conocimientos y experiencias recibidas de ellos.

Para el Ingeniero Carlos Javier Lira Gil; por su confianza y tiempo para el desarrollo del tema de tesis; por sus comentarios y correcciones para el buen término de este.

Al M. C. José Ángel Gómez Cabrera, M. C. Néstor Martínez Romero, M. C. Santiago Rivas Gómez y M. C. José Martínez Pérez; por su tiempo y amabilidad en la revisión tesis.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN.	i
RESUMEN.	ix
CAPÍTULO I. FLUJO DE GAS NATURAL EN TUBERÍAS CONDUCTORAS A ALTA PRESIÓN.	
I-1. Antecedentes y fundamentos.	1
I-2. Dedución de la fórmula general para calcular el flujo en gasoductos.	3
I-3. Suposiciones y simplificaciones.	7
I-4. Valuación del trabajo a desarrollar para vencer la resistencia opuesta por la fricción.	10
CAPÍTULO II. FÓRMULAS PRÁCTICAS PARA CALCULAR EL FLUJO DE GAS NATURAL POR TUBERÍAS.	
II-1. Clasificación de fórmulas según la función del coeficiente de presión.	22
II-2. Fórmulas en las que el coeficiente de fricción es constante.	23
II-3. Fórmulas en las que el coeficiente de fricción está expresado. como una función del diámetro.	27
II-4. Fórmulas en las que el coeficiente de fricción está expresado en función del criterio de Reynolds.	33

**CAPÍTULO III. PROCEDIMIENTOS PARA CALCULAR EL
FLUJO COMERCIAL.**

III-1. Ejemplo de la fórmula de Weymouth.	36
III-2. Métodos de cálculo.	43
III-3. Ejemplo del empleo de las tablas.	45

CAPÍTULO IV. EL CONCEPTO DE LONGITUD EQUIVALENTE.

IV-1. Procedimientos prácticos para la solución de problemas de tuberías acopladas en paralelo, por conversión a diámetro y longitud equivalente.	56
IV-2. Fórmulas.	57
IV-2a. Tuberías en serie.	57
IV-2b. Tubería en paralelo.	59
IV-3. Ejemplos.	60
3-1. Sistemas en serie.	60
3-2. Sistema en paralelo.	62

**CAPÍTULO V. SIMPLIFICACIÓN DE LOS PROBLEMAS DE
DEMANDA Y CAPACIDAD.**

V-1. Determinación de la longitud de línea paralela necesaria para satisfacer aumentos de demanda.	67
V-2. Volumen contenido en una línea de operación.	76
V-3. Ejemplo de la fórmula de Panhandle simplificada.	82

CAPÍTULO VI. DISEÑO DE GASODUCTOS

VI-1. Aspectos del problema.	90
------------------------------	----

h

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

VI-2. Localización.	91
VI-3. Volumen de gas transportado.	92
VI-4. Determinación de los valores que intervienen en la fórmula de cálculo.	93
VI-5. Reductor de presión.	99
VI-6. Eliminación de hidratos.	100
VI-7. Espesor de la tubería.	104
VI-8. Peso de la tubería.	105
VI-9. Costo de la tubería.	106
VI-10. Cálculo de la potencia de compresión.	106
VI-11. Costo de operación de compresión.	108
VI-12. Cálculo del costo general del proyecto.	108

CAPÍTULO VII. TRANSPORTE BIFÁSICO DE HIDROCARBUROS.

VII-1. Generalidades.	115
VII-2. Métodos de solución del problema.	117
VII-3. Mecanismo del flujo bifásico en oleogasoductos.	118
VII-4. Patrones de flujo.	119
VII-5. Método de Lockhart y Martinelli.	122
VII-6. Especificaciones para el diseño.	124
VII-7. Síntesis del procedimiento.	126

CAPÍTULO VIII. OTROS MÉTODOS PARA CALCULAR EL TRANSPORTE BIFÁSICO DE HIDROCARBUROS.

VIII-1. Método de Bertuzzi, Tek y Poettmann.	135
VIII-2. Ejemplo de diseño (Oleogasoductos Atún-Poza Rica).	141

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	153
NOMENCLATURA.	155
BIBLIOGRAFÍA.	158

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

INTRODUCCIÓN

El transporte de Gas es un reto para PEMEX ya que presenta características muy especiales en cuanto a su volumen, variando muy rápidamente con respecto a los cambios de temperatura y presión, este problema se resuelve mediante la aplicación de métodos, con los cuales se puede representar el comportamiento del gas (flujo) en un determinado trayecto; lo cual no es fácil, se tuvieron que hacer muchos experimentos y determinar las variables que afectaban el flujo, después de tantos experimentos y sacando conclusiones pudieron obtener métodos que representan el flujo del gas por ductos; estos experimentos fueron realizados por varios investigadores, así como compañías, donde se encuentran definidas las variantes involucradas, las cuales pueden ser: la longitud, diámetro, presión, temperatura, propiedades del gas, entre otras.

Algunos de los métodos que representan el flujo de gas por tuberías o los que se consideran más importantes para este trabajo se encuentran aquí recopilados; **esta recopilación la realizó el Ingeniero Eduardo Lozano Vistuer, a quien se le hace un reconocimiento póstumo por su trabajo y trayectoria;** estos se pueden clasificar en varios aspectos ya que algunos expresan una variable en función de otra, lo cual permite su clasificación en varios rubros; para tener una referencia aparecen los nombre de los autores de las fórmulas que se utilizan en el desarrollo de la predicción del flujo de gas por ductos.

Actualmente se han desarrollado muchos programas de cómputo, que toman los métodos que se desarrollaron hace mucho tiempo, los cuales fueron y son base fundamental para poder determinar o simular el comportamiento del gas por ductos; con esto se quiere

señalar que para entender el software que está en el mercado, tanto estudiantes como profesionista deben de conocer como funcionan, y para ello se tiene que estudiar los métodos que aquí se encuentran, que son base de dicho software.

Como es sabido el transporte de gas se realiza principalmente por medio de tuberías las cuales tienen una capacidad de flujo dependiendo de su diámetro, aunque no es el único parámetro que se considera; para seleccionar una determinada tubería, se debe tener en mente cuanto gas va a transportar, la longitud que tiene que recorrer, si tendremos una línea o varias en paralelo; para todo esto hay procedimientos, así como fórmulas que facilitan de alguna manera el poder tomar decisiones, con esto se consigue resolver problemas de demanda y capacidad de los gasoductos.

El problema que se presenta durante el transporte del gas por ductos es y será el poder diseñar los gasoductos, ya que presenta muchos y variados problemas como son: la topografía del terreno, la distancia entre los puntos de recolección y entrega, cuanto volumen de gas se transportará, costos de operación y de mantenimiento, cuantos sistemas de compresión tendremos y que potencia debemos tener en cada una, para complicarlo un poco más se presenta el flujo bifásico; como se puede apreciar no es sencillo, pero se pueden tener las armas necesarias para poder hacerlo.

Para tener una idea de la importancia que tiene el transporte de hidrocarburos a través de tuberías se presenta una descripción del sistema de tuberías de PEMEX-Gas

Actualmente PEMEX-Gas cuenta con 8 complejos procesadores de gas natural con las siguientes capacidades: endulzamiento de gas:

4,173 MMpcd; recuperación de líquidos: 5,034 MMpcd; fraccionamiento de líquidos: 563 Mbd. Para el transporte de gas natural opera 9,031 Km. de ductos, además de 6 interconexiones con sistemas de gasoductos norteamericanos. La logística del gas licuado se apoya en 16 terminales de distribución y 1,822 Km. de ductos. Para el manejo de petroquímicos básicos, se cuenta con 1,023 Km. de ductos. Para todo ello cuenta con poco más de 12,000 kms. de ductos.

El 90% de la demanda de gas licuado se ubica en el centro y norte de la República. Para atenderla, PEMEX-Gas cuenta con una red de distribución de ductos de 1,822 kms., que permiten conectar los principales centros de producción del sureste con la región del Altiplano y el norte del estado de Veracruz. El abasto al noroeste del país se realiza a través del puerto de Salina Cruz, Oaxaca, reduciendo los costos en el transporte del producto a las terminales de distribución de gas licuado de Topolobampo y Rosarito. Al norte del país se cuenta con el ducto Hobbs-Méndez (Cd. Juárez) con una longitud de 35 kms hasta la frontera norte, donde se conecta con la red de ductos de los Estados Unidos de Norte América, lo que representa un acceso directo a los sistemas de producción y almacenamiento en el centro de ese país, y ofrece a PEMEX-Gas una fuente alterna de suministro a través de un sistema de transporte seguro y confiable.

El Sistema Nacional de Gasoductos (SNG) pasa por 18 estados de la República. Inicia en Chiapas y pasa por Veracruz y Tabasco hasta Tamaulipas con líneas de 24, 36 y 48 pulgadas de diámetro; posteriormente se prolonga por los estados de Nuevo León, Coahuila, Durango y Chihuahua, con líneas de 24 y 36 pulgadas de diámetro. Existen tres líneas importantes de 18, 24 y 36 pulgadas que recorren

el centro del país pasando por los estados de Veracruz, Puebla, Tlaxcala, Hidalgo, México, Querétaro, Guanajuato, San Luis Potosí, Michoacán y Jalisco

El Sistema Nacional de Gas (SNG) Licuado del Petróleo, con una extensión total de 1,822 kms, se extiende a lo largo de 11 estados de la República, iniciando en Cactus, Chiapas, hasta Guadalajara, Jalisco, pasando por Tabasco, Veracruz, Puebla, Edo. de México, Hidalgo, Querétaro, Guanajuato y Jalisco, con líneas de 20, 22 y 14 pulgadas de diámetro. De Minatitlán parte un ducto de 14 pulgadas al puerto de Salina Cruz, Oaxaca.

A través de un ducto de 14 pulgadas, llega a la Ciudad de México la quinta parte de su consumo. El resto por vía carretera desde puntos cercanos como son Puebla y Tepeji de Río.

El SNG cuenta con puntos de inyección de gas natural de origen nacional y puntos de conexión internacional. A través de estos últimos se pueden realizar operaciones de importación o exportación con los Estados Unidos de Norte América.

El "sistema nacional de transporte por ductos" de PEMEX-Gas y Petroquímica Básica se compone de tres subsistemas:

Sistema de Gas Natural

Conscientes del nuevo entorno de negocios del transporte de gas natural en México, en el que somos un participante más en el mercado, nuestro mayor interés es el de proporcionar en forma eficiente el servicio de transporte por ducto y servicios asociados a nuestros clientes.

Sistema de Gas LP

El sistema de transporte de gas LP se desarrolla desde Chiapas y se une al sistema de gas natural en Tabasco para llegar hasta Guadalajara, Jalisco.

Sistema de Petroquímicos Básicos

En cuanto al transporte de petroquímicos básicos, su objetivo principal es el de llevar productos tales como butano, gas y gasolinas amargas de los centros de producción a los puntos de consumo, en donde son procesados y transformados en otros productos para la industria.

Semblanza del Ingeniero Eduardo Lozano Vistuer.

Nacido el 16 de septiembre de 1917; Mexicano por naturalización.

A) Preparación académica.

- ✓ Licenciatura en Ingeniería petrolera.
- ✓ Estudios realizados en la Escuela Nacional de Ingenieros en el período de 1940 a 1944. presentando su examen profesional en octubre de 1946.
- ✓ Cursos de Postgrado.
 - "Análisis e Interpretación de registros eléctricos". Schlumberger Oil Well Surveing Corp. Houston, Tex. EUA. (1953)
 - "Terminación, Estimulación y Reparación de pozos petroleros". Universidad de Oklahoma, EUA. (1968)
 - "Tecnología Avanzada de perforación de pozos petroleros, para Ingenieros". International Petroleum Institute. Oklahoma, EUA. (1970)

B) Experiencia profesional.

- ✓ 1943: Ingreso a Petróleos Mexicanos como Paleontólogo ayudante, en la Gerencia de Explotación.
- ✓ 1945: Ayudante de Jefe de Brigada, en sondeos estructurales (Península de Baja California)
- ✓ 1946: Jefe de Brigada, en sondeos estructurales.
- ✓ 1947: Ingeniero a cargo de la perforación de pozos exploratorios en el Estado de Chihuahua, (PEMEX).

- ✓ 1948: Ingeniero Petrolero en el departamento de Ingeniería Petrolera, perforación de pozos y desarrollo de campos productores del Distrito Noreste.
- ✓ 1951: Supervisor de operaciones de ingeniería petrolera en los pozos exploratorios de la Cuenca de Papaloapan.
- ✓ 1954: Asesor de la superintendencia general de operaciones de Ingeniería petrolera, para las operaciones de desarrollo de campos del Distrito Noreste.
- ✓ 1967: Jefe del departamento general de operaciones de ingeniería petrolera.
- ✓ 1972: Jefe del departamento de planeación en la subdirección de planeación industrial y de estudios económicos, (IMP).
- ✓ 1973: Jubilación de Petróleos Mexicanos al cumplir 30 años ininterrumpidos de servicios.

C) Labor docente.

- ✓ Profesor del curso de "Geología aplicada a las construcciones" (por substitución del titular); de 1952 a 1954.
- ✓ Profesor "C" de enseñanza técnica superior, del "2° curso de explotación del petróleo, en la Escuela Superior de Ingeniería y Arquitectura del Instituto Politécnico Nacional, de 1954 a 1958.
- ✓ Profesor titular (fundador) del curso: "Mecánica de fluidos " para estudiantes de ingeniería petrolera, escuela Nacional de Ingenieros, UNAM, de 1954 a 1959.

- ✓ Profesor titular (fundador) del curso: "Medición y Transporte de Hidrocarburos", en la Facultad de Ingeniería, UNAM., de 1959 a 1981.
- ✓ Miembro de las comisiones para la revisión de los planes de estudio, durante el período de 1958 a 1974.
- ✓ Obtuvo la categoría de profesor de asignatura "B" definitivo.

Su jubilación de la Facultad fue el primero de Noviembre de 1981.

D) Publicaciones.

- ✓ "Comportamiento de los pozos Reynosa #5 y Misión #4 en su etapa productiva"; Boletín de la Asociación Mexicana de Geólogos Petroleros. México DF. (1950).
- ✓ "Apuntes de medición y transporte de hidrocarburos", editada por el departamento de apuntes de la Facultad de Ingeniería, UNAM., (1974 y 1976).

E) Funciones de administración académica.

- ✓ Jefe del departamento de Ingeniería Petrolera, Minera y Geológica de la Facultad de Ingeniería, UNAM, un año 1967.

Fue socio de la AIPM donde desarrollo el cargo de "Director de estudios técnicos de la AIPM", por el año de 1980.

RESUMEN

En el capítulo I se trata del flujo de gas natural en tuberías conductoras a alta presión, los antecedentes y fundamentos por los que el transporte de gas ha pasado para desarrollar los procedimientos y poder hacer la deducción de la fórmula general para calcular el flujo en gasoductos; lo cual nos lleva a las suposiciones, que son: flujo isotérmico, ninguna desviación con respecto a la ley de Boyle y ninguna diferencia en elevación, llevándonos a las simplificaciones de las fórmulas. Así como hacer la valuación del trabajo a desarrollar para vencer la resistencia opuesta por la fricción.

El capítulo II contiene las fórmulas prácticas para calcular el flujo de gas natural por tuberías; donde se da una clasificación de las fórmulas según la función del coeficiente de fricción, que son: cuando es constante (Cox, Towl, Pittsburg y Panhandle), cuando está expresado como una función del diámetro (Oliphant, Unwin, Weymouth, California, Spitzglass y Clark) y cuando está expresado en función del criterio de Reynolds (Firtzche, McAdams y Sherwood).

En la industria del transporte de gas, la fórmula más ampliamente empleada para calcular el flujo de gas natural a lo largo de tuberías, es la desarrollada, por Tomas R. Weymouth, la fórmula es utilizada en los procedimientos para calcular el flujo comercial. También se muestra un ejemplo de la fórmula de Weymouth, los métodos de cálculo utilizados en la fórmula; donde se utilizan varias tablas, las cuales se relacionan una con la otra y se desarrolla un ejemplo del empleo de las tablas; esto es lo que se presenta en el capítulo III.

Para el capítulo IV se tiene el concepto de longitud equivalente, ya que es muy raro encontrar un sistema de transporte de hidrocarburos por ducto, que esté constituido por tuberías de un diámetro único a lo largo de toda su extensión. La mayoría de los sistemas está compuesto por varias secciones de tuberías de diferentes diámetros, o bien, están formados por varias líneas paralelas entre sí. Para ello se tienen procedimientos prácticos para la solución de problemas de tuberías acopladas en paralelo, por conversión a diámetro y longitud equivalente; se presentan las fórmulas necesarias para las tuberías en serie y paralelo, a si como ejemplos de éstas.

Simplificación de los problemas de demanda y capacidad los encontramos en el capítulo V, el problema de demanda lo se puede resolver con la determinación de la longitud de línea paralela necesaria para satisfacer aumentos de ésta. La cantidad de gas almacenado o contenido en un momento dado en un gasoducto, depende de la longitud y del diámetro de la tubería, de la presión media y de la temperatura del gas, que se puede determinar como un volumen contenido en una línea de operación. Se da un ejemplo de la fórmula de Panhandle simplificada, que ha sido y sigue siendo muy empleada por numerosos operadores para calcular el flujo de gas en ductos de gran diámetro, es decir, de 12 pulgadas y mayores.

En el capítulo VI se incluye como se puede hacer un diseño de gasoductos, así como cuáles son los aspectos del problema que se encontraran, que pueden ser: económico, técnico y social; también los hay topográficos que se refiere a los estudios y reconocimiento del terreno, que aunados están los de construcción de las líneas. También cuando se hable de volumen de gas transportado se refiere al total de la producción de un yacimiento considerando sus aspectos

fisicoquímicos. Para poder diseñar un gasoducto debemos de tener muy en cuenta como se podrán determinar los valores que intervienen en la fórmula de cálculo, seleccionar el mejor reductor de presión para aprovechar mejor las presiones que disponemos, como se pueden eliminar hidratos o prevenirlos, debemos de considerar el espesor de la tubería, el peso de la tubería, el costo de la tubería, cálculo de la potencia de compresión, costo de operación de compresión y cálculo del costo general del proyecto; que son aspectos para el diseño de gasoductos.

En el capítulo VII se da el tema de transporte bifásico de hidrocarburos, donde se da una introducción de las investigaciones que se realizan al transporte de hidrocarburos y como están al orden del avance de la tecnología; se mencionan los métodos de solución del problema y quienes fueron los que realizaron estos métodos; en el flujo bifásico el principal factor que afecta la velocidad y flujo, es la rugosidad y las altas caldas de presión, las genera la energía necesaria para mover el líquido a lo largo de la línea; el flujo bifásico se podrá encontrar de diferentes formas dependiendo de cómo es la relación de la fase líquida y gaseosa, esta dependencia se puede llamar como patrones de flujo; el método de Lockhart y Martinelli es utilizado como una relación ya que se calcula la presión del gas y del líquido como si fueran los únicos que están presentes y que fue utilizado para ciertos regímenes.

El último capítulo el número VIII se muestra otro método para el cálculo del transporte bifásico de hidrocarburos, este método lo desarrollaron Bertuzzi, Tek y Poettmann el cual aventaja a otros métodos según sus autores; así también se da un ejemplo de diseño, el cual lo desarrolló PEMEX en el oleogasoducto Atún-Poza Rica.

CAPÍTULO I

FLUJO DE GAS NATURAL EN TUBERÍAS CONDUCTORAS A ALTA PRESIÓN.

I-1 Antecedentes y fundamentos.

El transporte de gas natural desde los pozos productores hasta las plantas de distribución en las ciudades ha evolucionado considerablemente en los últimos 90 ó 100 años, en que la conducción se llevaba a cabo a lo largo de una línea conductora de baja presión de unos 30 ó 40 Km de longitud, formada por tramos cortos de tubería de madera de 8 pulgadas de diámetro, hasta alcanzar el estado en que se encuentra actualmente donde es una de las ramas más importante de la industria petrolera en general, y de la industria del gas natural en particular. Actualmente, se encuentran en operación miles de kilómetros de tubería de acero de gran diámetro, que transportan gas natural entre puntos apartados, 1,000 ó 2,000 Km., como suele haber entre los puntos de suministro y los de consumo.

A medida que han ido aumentando la longitud, el diámetro y las presiones de operación de las líneas conductoras de gas de alta presión, han ido multiplicándose también los problemas de ingeniería inherentes a ellas. La resolución de muchos de esos problemas ha hecho posible la realización de los sistemas de conducción de gran longitud y la consecuente utilización en gran escala de un recurso

natural que, de otro modo, se despreciaba con bastante frecuencia, la conservación, que equivale a decir no desperdicio, y la utilización del gas natural comenzaron el mismo día que se construyó la primera línea conductora y desde entonces ha dependido casi enteramente del desarrollo de los sistemas de transporte.

Los factores que influyen de manera directa en el flujo del gas por tuberías conductoras son numerosos y variados, aunque pueden dividirse, de manera general, en dos clases: los relativos a las tuberías y a los gases que transportan, y los que se refieren a las características de construcción y de operación de las líneas.

En el primer grupo se incluyen las dimensiones y condiciones de la tubería (longitud, diámetro y rugosidad de la pared interior), las propiedades del gas fluyente (densidad relativa y viscosidad) y características del régimen (velocidad del gas). Las relaciones entre estos factores constituyen la base de la que se derivan las fórmulas para cálculos de flujo en gasoductos.

El segundo grupo de factores que influyen en el flujo de gas a lo largo de las líneas conductoras lo constituye cualquier material extraño a la conducción (destilado, herrumbre, polvo, parafina, asfalto fósil, etc.) o cualquier característica operación que tenga relación con la resistencia al flujo o que resulte en una disminución del diámetro efectivo de la tubería. Generalmente estos factores son peculiares de cada sistema de conducción y por esta razón raramente aparecen considerados en las fórmulas para el cálculo de flujo. Sin embargo, han sido analizados en algunas líneas los efectos que producen estos factores particulares y se han expresado en términos de una reducción de la eficiencia del gasoducto para el desplazamiento del gas.

Los resultados que se pueden obtener utilizando las diferentes fórmulas de cálculo varían ampliamente y esto se debe a que hay que hacer una serie de suposiciones para deducir la fórmula general y otra serie de suposiciones para adaptar ésta a una forma práctica.

I-2 Dedución de la fórmula general para calcular el flujo en gasoductos.

La necesidad de conocer las condiciones en que es aplicable cada una de las fórmulas que se utilizan para cálculos de flujo en gasoductos, así como las suposiciones que se hacen para deducir cada una de estas fórmulas, justifica un análisis detallado de las ecuaciones básicas. A partir de ese análisis debe entenderse más fácilmente la diferencia que hay entre las diferentes fórmulas para el cálculo de flujo de gas natural. Las deducciones matemáticas incluyen la fórmula fundamental para determinar el flujo de fluidos compresibles y la fórmula general para calcular el flujo de gas natural en gasoductos. La teoría del desplazamiento de fluidos compresibles y la deducción de las fórmulas fundamentales se puede encontrar en la mayoría de los libros de texto relacionados con la termodinámica.

La deducción de la fórmula general para determinar el gasto de gas natural por ductos puede hacerse siguiendo numerosos caminos; el método que se da aquí parece ser más directo: considérese una determinada longitud horizontal de tubería comprendida entre dos secciones cualesquiera, transversales, normales axialmente a la tubería y a lo largo de la cual, se especifican las dos siguientes condiciones de flujo entre las secciones consideradas:

- 1- No se realiza sobre el fluido ningún trabajo por medios externos.
- 2- El flujo se efectúa en régimen permanente; esto es, la misma cantidad de peso de gas pasa por cada sección transversal de la tubería en un mismo intervalo de tiempo.

En la práctica industrial los gases se miden en términos de volumen más que en peso; sin embargo, al deducir la fórmula general para el cálculo del desplazamiento de fluidos compresibles, las relaciones de energía pueden presentarse más fácilmente al considerar un determinado peso de fluido. Posteriormente se introduce en la deducción de los factores de convergencia de peso a volumen.

En la deducción de la fórmula fundamental para calcular el gasto de un fluido compresible en un ducto cerrado, el primer paso consiste en aplicar la ley de la conservación de la energía, en balancear solamente la energía mecánica. Considerando únicamente la longitud de la tubería seleccionada, el balance de energía mecánica para la unidad de peso del fluido en movimiento es:

$$X_1 + p_1V_1 + \frac{v_1^2}{2g} + W_e - W_f = X_2 + p_2V_2 + \frac{v_2^2}{2g} \quad (1-1)$$

Los índices 1 y 2 indican las condiciones a la entrada y a la salida de las secciones transversales respectivamente.

La fórmula (1-1) puede estar expresada en cualquier sistema homogéneo de unidades. Si se emplea el sistema inglés (pie, libra,

segundo) y la unidad de peso de fluido es una libra y la notación de la ecuación es:

X = energía potencial de la libra de fluido debida a su posición, medida por su altura, en pies, por arriba de un plano de referencia supuesto.

pV = trabajo mecánico desarrollado en forzar la libra de fluido a través de la sección transversal en la que;

p = presión absoluta del fluido que está en movimiento, en lb/pie^2

V = volumen específico del fluido a la presión p , en pie^3/lb .

$\frac{V^2}{2g}$ = energía cinética de la libra de fluido en la que;

V = velocidad del fluido, en pie/seg .

g = aceleración debida a la gravedad, en pie/seg^2 .

W_e = trabajo mecánico efectuado y recibido por, la libra de fluido, debido a la expansión sufrida al pasar desde la entrada a la salida.

En el flujo de un fluido compresible por el interior de una tubería, al expandirse cada libra de fluido desde una presión p_1 , a un volumen específico V_1 , hasta una presión p_2 a un volumen específico V_2 , efectúa un trabajo de:

$$\int_{V_1}^{V_2} p dV$$

sobre el fluido circundante y en una tubería en la que el flujo es permanente, cada libra de fluido recibe esta misma cantidad de trabajo del resto del fluido que se encuentra en la línea; por lo tanto, cada libra del fluido puede ser considerada como realizando este trabajo sobre sí misma. Por lo tanto:

$$W_f = \int_{V_1}^{V_2} p dV$$

W_f = trabajo mecánico, por libra de fluido, realizado para vencer la resistencia opuesta por la fricción entre la salida y la entrada.

A partir de la ecuación (1-1), es posible deducir del balance de energía mecánica las fórmulas correspondientes a numerosas condiciones de flujo. En la derivación de la fórmula general para determinar el gasto de gas natural en gasoductos, solamente se han tomado en cuenta las condiciones que comúnmente están presentes en el transporte comercial de gas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

I-3 Suposiciones y simplificaciones.

Al aplicar la ecuación (1-1) al flujo por ductos de gas natural, algunos de los factores que intervienen en la fórmula son de magnitud relativamente reducida y por esta razón, pueden despreciarse; asimismo, pueden hacerse varias suposiciones que no afectan materialmente al valor de la ecuación resultante y que la simplifican. Tres de estas suposiciones o condiciones básicas son las siguientes:

- a) Que el flujo se realiza bajo condiciones isotérmicas; es decir, la temperatura del gas permanece constante. La temperatura del gas se asemeja muchísimo a la de la tubería que lo contiene, y como generalmente, las tuberías de gas natural están enterradas, la temperatura del gas que fluye no se afecta de manera apreciable por los rápidos cambios atmosféricos de temperatura. Los cambios de temperatura del gas generalmente corresponden a las estaciones del año y por ello, en observaciones simultáneas de temperatura a la entrada y a la salida de una sección, éstas deben ser casi la misma.
- b) El gas natural se comporta de acuerdo a la ley de Boyle, que establece que: "a temperatura constante, el volumen que ocupa un gas es inversamente proporcional a su presión absoluta, " $(p_1V_1 = p_2V_2)$ ". Por lo tanto, si se hace la suposición de flujo isotérmico, los productos de presión y volumen que aparecen en ambos lados de la ecuación (1-1) se nulifican y la expresión se simplifica, quedando como la ecuación (1-2):

$$X_1 + \frac{V_1^2}{2g} + W_e - W_f = X_2 + \frac{V_2^2}{2g} \quad (1-2)$$

Sin embargo, es bien sabido que ningún gas real se comporta estrictamente de acuerdo con la ley de Boyle. A medida que aumenta la temperatura y para los valores más altos, es significativa la desviación del gas natural con respecto a la ley de Boyle, debido a la composición química del gas natural, así como las condiciones de presión y temperatura prevalecientes.

- c) Que el gasoducto es horizontal. Los cambios de elevación de los ductos a todo lo largo son comúnmente no muy grandes, por lo que el efecto que puedan tener en el cálculo del flujo del gas es generalmente despreciable; sin embargo, en el caso de flujo de líquidos, el peso de ellos hace imposible ignorar las diferencias en elevación al planear una ecuación de balance de energía. La densidad del gas natural a condiciones normales de presión de los ductos es pequeña en comparación con la de los líquidos y en la mayoría de los casos, las diferencias en energía potencial del gas debidas a diferencias de elevación tienen relativamente poca importancia. El ritmo de flujo del gas es por lo general suficientemente alto para dar valores de magnitud considerables con respecto a los otros términos que intervienen en la ecuación (1-1) en comparación con los valores que representan la diferencia entre los términos X_1 y X_2 , por lo tanto, también pueden eliminarse en la ecuación (1-1).

De acuerdo con las tres suposiciones: flujo isotérmico, ninguna desviación con respecto a la ley de Boyle y ninguna diferencia en elevación, la ecuación 1-1 se transforma en:

$$\frac{V_1^2}{2g} + W_e - W_f = \frac{V_2^2}{2g} \quad (1-3)$$

o en esta:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$W_f = W_e - \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} \quad (1-3a)$$

cuando fluye el gas por tuberías largas, la caída de presión que se produce entre el punto de entrada y el de salida es, generalmente, grande, por lo tanto, es preciso considerar las condiciones de flujo que influyen en un gran porcentaje de estas caídas de presión. A medida que disminuye la presión a lo largo de la tubería y la temperatura permanece constante, aumenta el volumen del gas y como es constante el peso del gas que pasa por cada punto de la tubería durante el mismo intervalo de tiempo, y puesto que la tubería es de sección transversal constante, la velocidad de flujo aumenta. Por lo que se acaba de decir, la relación entre la energía tienen que plantearse para una longitud infinitesimal o diferencial (dl). Para una longitud dada, la ecuación (1-3a) se transforma en :

$$dW_f = dW_e - \frac{1}{2g} d(V)^2 \quad (1-4)$$

o también:

$$dW_f = dW_e - \frac{VdV}{g} \quad (1-4a)$$

I-4 Valuación del trabajo a desarrollar para vencer la resistencia opuesta por la fricción .

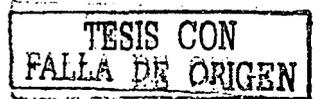
Antes de continuar con la valuación del término "dW", es necesario definir brevemente la naturaleza del flujo del gas natural en el transporte comercial. En el movimiento de los fluidos, el movimiento de las partículas del fluido es lineal o turbulento. Tal como su nombre lo indica, en el flujo en línea recta o laminar, las partículas se mueven paralelamente a las paredes de la tubería, y por esto no hay corrientes transversales o de remolino. Como el flujo de gas en tuberías de transporte comercial es de tipo turbulento, conviene expresar el balance de energía para este régimen de flujo.

El trabajo que se realiza para vencer la resistencia opuesta por la fricción a lo largo de la distancia "dl", es igual a la resistencia de la fricción multiplicada por la distancia a lo largo de la cual hay que vencer la resistencia. En flujo turbulento, la resistencia que opone la fricción es proporcional al área con al que se encuentra en contacto el fluido, además es aproximadamente proporcional al cuadrado de la velocidad y es proporcional al peso específico del fluido. Si la resistencia es, como se acaba de decir, proporcional al cuadrado de la velocidad, también lo será a la primera potencia de la energía cinética " $\frac{V^2}{2g}$ " de una unidad de peso de fluido. Expresado en símbolos, la resistencia por fricción es proporcional a:

$$(dl)(\text{per})\left(\frac{V^2}{2g}\right)(\gamma)$$

en la que:

dl = longitud de la tubería (pie)
 per = perímetro de la tubería (pie)
 V = velocidad (pie / seg.)
 γ = peso específico (lb / pie³)



$$\text{O bien, la resistencia por fricción} = (f)(dl)(per)\left(\frac{V^2}{2g}\right)(\gamma) \quad (1-5)$$

Puede verse que el término "f" se transforma entonces en una relación o factor de proporcionalidad para satisfacer la igualdad; comúnmente se le llama "coeficiente de fricción".

Expresado en símbolos, el trabajo para vencer la resistencia por fricción en la longitud de tubería "dl" es:

$$(f)(dl)(per)\left(\frac{V^2}{2g}\right)(\gamma)(dl) \quad (1-5a)$$

El peso del fluido en la longitud de tubería "dl" es igual al producto del área de la sección transversal, la longitud y el peso específico del fluido:

$$(A)(dl)(\gamma)$$

Por lo tanto, el trabajo que es necesario realizar para vencer la resistencia opuesta por la fricción en la longitud "dl", por libra de peso de fluido, es:

$$dW_f = \frac{(f)(dl)(per)\left(\frac{V^2}{2g}\right)(\gamma)(dl)}{(A)(dl)(\gamma)} \quad (1-6)$$

Para una tubería de sección transversal circular, el cociente del perímetro y el área vale:

$$\frac{\text{per}}{\text{área}} = \frac{2(\Pi)r}{\Pi(r^2)} = \frac{2}{r}, \quad 2r = D(\text{pie})$$

por lo tanto. $\frac{2}{r} = \frac{4}{D}$

en la que "D" representa el diámetro interno de la tubería, en pies. Simplificando la ecuación (1-6) y sustituyendo "per/A" por "4/D" la ecuación (1-6) queda:

$$dW_f = \frac{4(f)(V^2)dl}{2(g)(D)} \quad (1-7)$$

Con frecuencia, otros autores incluyen en el coeficiente de fricción de la ecuación (1-7) a una o ambas constantes numéricas de la ecuación; es decir, que el coeficiente de fricción de la ecuación (1-7) lo han definido algunos autores como (4f), (2f) ó (f/2). Estas definiciones conducen a confusión e incertidumbre en cuanto al significado numérico del coeficiente de fricción. En las líneas precedentes y en las que siguen, el coeficiente de fricción está representado por "f" sencillamente.

Como ya se ha visto:

$$W_e = \int_{v_1}^{v_2} p dV$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

por lo tanto: $dW_e = p dV$ (1-8)

Sustituyendo los valores de "dW_e" y de "dW_r" obtenidos en las ecuaciones (1-7) y (1-8), en la ecuación (1-4a):

$$\frac{4(f)(v^2)dl}{2(g)(D)} = pdV - \frac{vdv}{g} \quad (1-9)$$

Para simplificar la solución de la ecuación 1-9, conviene expresar a "v" y "p" como sigue:

$$v = \frac{(N)V}{A}$$

$$dv = \frac{NdV}{A}$$

$$p = \frac{(b)T}{V} \quad (\text{Para un gas ideal})$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Donde:

N = gasto (en unidades de peso) del gas, (lb / seg).

v = velocidad, (pie / seg).

A = sección transversal de la tubería, (pie²).

T = temperatura, (°F).

b = B/M :

B = 1554, constante de los gases para este sistema de unidades.

M = peso molecular.

V = volumen específico, (pie³ / lb)

Sustituyendo en la ecuación 1-9 a $\frac{(N)V}{A}$, $\frac{NdV}{A}$ y $\frac{(b)T}{V}$ por v, dv y p

respectivamente:

$$\frac{4(f)(N^2)(V^2)dl}{2(g)(D)(A^2)} = \frac{(b)(T)dV}{V} - \frac{(N^2)(V)dV}{(A^2)g} \quad (1-10)$$

Dividiendo entre "V²" ambos miembros de la ecuación (1-10), se tiene:

$$\frac{4(f)N^2}{2(g)(D)(A^2)} dl = (b)(T) \frac{dV}{V^3} - \left(\frac{N^2}{(g)A^2} \frac{dV}{V} \right) \quad (1-11)$$

Integrando entre los límites de cero y "l" para la longitud y entre los de V₁ y V₂ para el volumen:

$$\frac{4(f)(N^2)l}{2(g)(D)(A^2)} = \frac{(b)(T)}{2} \left(\frac{1}{V_1^2} - \frac{1}{V_2^2} \right) + \left(\frac{N^2}{(g)A^2} \log_e \frac{V_1}{V_2} \right) \quad (1-12)$$

Y como p₁V₁ = p₂V₂ = bT, la ecuación (1-12) puede escribirse también así:

$$\frac{4(f)(N^2)l}{2(g)(D)A^2} = \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{2(b)T} \right) + \left(\frac{N^2}{(g)A^2} \log_e \frac{p_2}{p_1} \right) \quad (1-13)$$

Multiplicando ambos miembros de la ecuación (1-13) por $\left(\frac{bT}{P_1} \right)^2$

queda:

$$\frac{4(f)l}{2(g)(D)(A^2)} \left(\frac{(N)(b)T}{P_1} \right)^2 = \frac{(b)T(p_1^2 - p_2^2)}{2P_1^2} + \left(\frac{(N)(b)T}{P_1} \right)^2 \left(\frac{1}{(g)A^2} \log_e \frac{P_2}{P_1} \right) \quad (1-14)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Despejando a " $\frac{(N)(b)T}{p}$ ", reacomodando y sustituyendo a "b" por " $\frac{B}{M}$ " en el segundo miembro:

$$\frac{(N)(b)T}{p_1} = A \left[\frac{(B)(T)g(p_1^2 - p_2^2)}{2(M)p_1^2} \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{4(f)l}{2D} + \log_e \left(\frac{p_1}{p_2} \right) \right] \quad (1-15)$$

Despejando a "V" de:

$$p = \frac{(b)T}{V}$$

se tiene:

$$V = \frac{(b)T}{p}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Por lo tanto también:

$$\frac{(N)(b)T}{p_1} = (N)V_1 \quad (1-16)$$

Y como también:

$$v = \frac{(N)V}{A} \quad \text{por lo tanto:} \quad (N)V_1 = (A)v_1 \quad (1-17)$$

$$\text{Donde:} \quad \frac{(N)(b)T}{p_1} = (A)v_1 \quad (1-18)$$

Si se tiene en cuenta que la relación entre la longitud y el diámetro de los gasoductos comerciales es grande, en comparación con la relación entre las presiones de entrada y de salida, podrá

despreciarse el término " $\log_e \frac{p_1}{p_2}$ " : en comparación con el rango del valor que tiene el término " $\frac{4(f)l}{2D}$ " ambos de la ecuación (1-15), cuando ésta intervenga en cálculos sencillos o normales.

La ecuación (1-15) podrá escribirse por lo tanto como:

$$(A)v_1 = A \left[\frac{(B)(T)(g)D(p_1^2 - p_2^2)}{4(M)(p_1^2)(f)l} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (1-19)$$

Como:

$$p_1^2 - p_2^2 [lb / pie^2] = 144(p_1^2 - p_2^2) [lb / pg^2]$$

Y también:

$$p_1^2 [lb / pie^2] = 144(p_1^2) [lb / pg^2]$$

Cuando "p" expresa (lb/pg²), y como el volumen de gas "q" a la temperatura "T" y a la presión "p₁" que fluye por segundo, es igual al producto del área multiplicada por la velocidad: q = (A)v₁ la ecuación (1-19) puede escribirse en la forma:

$$q = (A)v_1 = A \left[\frac{(B)(T)(g)D(p_1^2 - p_2^2)}{4(M)(p_1^2)(f)l} \right]^{\frac{1}{2}} \left(\frac{pie^3}{seg} \right) \quad (1-20)$$

Las ecuaciones (1-19) y (1-20) son fórmulas fundamentales para el flujo de fluidos compresibles por tuberías de longitud considerable.

La ecuación (1-20) puede simplificarse todavía más para emplearla industrialmente en el transporte de gas natural, de modo que se exprese en variables que sean fáciles de medir. La principal función que debe cumplir cualquier fórmula para calcular el flujo en tuberías es su aplicación al diseño de sistemas de ductos. Por esta razón, se procura expresar las relaciones entre los varios factores que influyen en el flujo, en su forma más simple, para facilitar el cálculo de cualquier factor cuando se dispone del valor de los otros. Es costumbre generalizada (en EE.UU.), expresar la cantidad de gas que fluirá por una tubería de dimensiones conocidas, bajo varias condiciones de presión, en términos de [pie³/hora] a condiciones base definidas de presión y temperatura. Para convertir el volumen "q" de la ecuación (1-20) de [pie³/seg.] a temperatura "T" y a presión "p₁", a [pie³/hora], "Q" a temperatura base de "T_b" y a presión base de "p_b", es necesario hacer:

$$Q \left[\frac{\text{pie}^3}{\text{hora}} \right] = q \left[\frac{\text{pie}^3}{\text{seg}} \right] 3600 \left(\frac{(p_1)T_b}{(p_b)T} \right)$$

También se acostumbra expresar al diámetro de la tubería en pulgadas, la longitud en millas y el área en función del diámetro. La conversión de estas unidades se obtiene en la ecuación (1-20) haciendo las siguientes substitutiones:

$$l(\text{pie}) = 5280L(\text{millas})$$

$$D(\text{pie}) = \frac{d}{12}(\text{pg})$$

$$A(\text{pg}^2) = \frac{3.1416 * d^2}{4 * 144} [d(\text{pg})]$$

Generalmente, la densidad relativa del gas se determina con la relación al aire; por lo tanto, la ecuación (1-20) se hace aplicable a

esta forma mediante la sustitución de los valores de "B" y de "M", a sabiendo que :

B = constante de los gases en la expresión:

$$(B)V = \frac{(B)T}{M} = (b)T$$

y es igual a 1544 y

M = es el peso molecular del aire, (aire = 29).

La cantidad $\frac{B}{M} = b$ en la expresión de dos líneas precedentes y el valor de esta constante para el aire (b_a) es de 53.33.

$$B = 1544$$

$$M_{\text{aire}} = 29$$

$$b_{\text{aire}} = 53.33$$

$$(p)V = \frac{(B)T}{M} = (b)T$$

$$\frac{B}{M} = b$$

$$\frac{B}{M} = \frac{1544}{29} = 53.33$$

El valor de "b" para cualquier gas (b_g) es igual al valor de "b" para el aire (b_a) dividido entre la densidad relativa (δ) del gas comparado con el aire, es decir:

$$b_g = \frac{b_a}{\delta} \quad (1-21)$$

sustituyendo las anteriores conversiones y tomando el valor de la constante "g" (aceleración debido a la gravedad) como 32.17 [pie/seg/seg] , la ecuación (1-20) se transforma en:

$$Q = 3600 \frac{(p_1)T_b}{(p_b)T} \frac{3.1416 (d^2)}{(4)(144)} \left[\frac{(53.33)(32.17)(T)(d)(p_1^2 - p_2^2)}{(4)(\delta)(p_1^2)(f)(12)(5280 L)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (1-22)$$

simplificando se tiene:

$$Q = K \frac{T_b}{p_b} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2)d^5}{(\delta)(L)(f)T} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (1-23)$$

Donde:

Q = Volumen de gas en movimiento, [pie³/hora], a presión base P_b y a temperatura base T_b.

K = Constante numérica, (1.6156)

T_b = Temperatura base para definir un determinado pie³ de gas, en °F absolutos, "igual a °R"

p_b = Presión base para definir ese pie³ de gas, en lb/pg² absolutas.

p₁ = Presión de entrada, en lb/pg² absolutas.

p₂ = Presión de salida, en lb/pg² absolutas.

d = Diámetro interno de la tubería, en pg's.

δ = Densidad relativa del gas (aire = 1.00).

T = Temperatura del gas fluyendo, en °F absolutos.

L = Longitud de la tubería, en millas.

f = Coeficiente de fricción, adimensional.

La siguiente ecuación es una forma modificada de la ecuación (1-23), en la que se ha incluido en la constante "K₁", el coeficiente de fricción "f", la temperatura base "T_b" y la presión base "p_b" :

$$Q = K_1 \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^5}{\delta(T)L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (1-24)$$

La ecuación (1-23) y su forma modificada, la ecuación (1-24) representan las formas más comunes para expresar las relaciones entre los factores que influyen en el flujo del gas natural en tuberías, y forman, ambas, las bases de inicio de la mayoría de las fórmulas que se han derivado para calcular el flujo en ductos.

Ya se ha mencionado que el valor de "K" en la ecuación (1-23) es de 1.6156 derivado de las constantes numéricas utilizadas. En la ecuación (1-24), el valor de "K₁" está sujeto al valor que se la asigne al coeficiente de fricción "f" y a la temperatura y presión que se adopten como base para definir un pie³ de gas.

Se han desarrollado un gran número de fórmulas con estructura general como la de la ecuación (1-24); algunas incluyen la densidad relativa "δ" y la temperatura absoluta de flujo del gas "T", en el valor de "K₁". Sin embargo, fundamentalmente, el factor más importante de todos los que afectan al valor de K₁ es el valor que se le asigne al coeficiente de fricción. En varias fórmulas, en las que el coeficiente de fricción se expresa en función del diámetro de la tubería, el exponente del diámetro cambia su valor de 2.5 con que aparece en las ecuaciones (1-23) y (1-24) para incluir la relación indicada por el coeficiente de fricción con las otras variables de la fórmula, en particular.

A partir de la ecuación anterior, se encuentra un gran número de fórmulas con ligeras diferencias entre unas y otras, según los factores considerados tales como el coeficiente de fricción, la temperatura y la presión bases, en que incluso no se conoce con

precisión, en muchos casos, cómo han sido obtenidos, determinados, o establecidos por los autores de las fórmulas. El coeficiente de fricción está íntimamente relacionado con la rugosidad interna, que es muy difícil de determinar a menos que se tenga alguna información directa. Además es frecuente que no se especifiquen las condiciones prevalecientes cuando se definieron la presión "p" y la temperatura "T" como "bases" de referencia con sus correspondientes de la fórmula, lo cual limita su uso cuando así ocurre.

CAPÍTULO II

FÓRMULAS PRÁCTICAS PARA CALCULAR EL FLUJO DE GAS NATURAL POR TUBERÍAS.

II-1 Clasificación de fórmulas según la función del coeficiente de presión.

Para clasificar las numerosas fórmulas que se utilizan para calcular el flujo de gas, se hacen las tres siguientes subdivisiones:

- 1) Fórmulas en las que el coeficiente de fricción es constante.
- 2) Fórmulas en las que el coeficiente de fricción es una función del diámetro.
- 3) Fórmulas en las que el coeficiente de fricción se expresa en función del número de Reynolds.

Como ya se dejó dicho anteriormente, la ecuación (1-23) constituye la base de todas las fórmulas para el cálculo del flujo de gas natural en tuberías. Muy rara vez se emplearon las mismas temperatura y presión básicas en dos fórmulas de autores diferentes, y aun más, casi siempre fue imposible dilucidar con exactitud qué condiciones básicas fueron las que se adoptaron. Con la mayor claridad posible, se expone aquí cada una de ellas en la misma forma que la dio a conocer su autor y después en la forma de la ecuación (1-24), pero en todas ellas, el gasto se expresa como: Q (pie³/hora a condiciones "base" (de definición o convenidas)); 14.4 [lb/pg²]

absolutas de presión y a 60 °F de temperatura, para temperatura de flujo de 60 °F y una densidad relativa de 0.600 (aire = 1.00)). A menos de que se indique específicamente, todos los demás símbolos que se utilizan en la lista de fórmulas tienen el mismo significado que el que se les dio en la ecuación (1-23).

Los grupos de fórmulas que siguen no compendian, ni con mucho, con todo lo que se ha escrito, pero si representan a los tres tipos de ecuaciones que se han utilizado para calcular el flujo de gas por tuberías. Los dos primeros grupos contienen fórmulas que se destinan exclusivamente para el flujo de gas.

Sus coeficientes de fricción se han determinado generalmente por vía experimental, del gas o del aire. El tercer grupo contiene fórmulas cuyo coeficiente de fricción depende esencialmente del valor del criterio de Reynolds. Una de la otra difiere entre sí en el valor del coeficiente de fricción, ya que se ha obtenido empíricamente de las relaciones que ligan a ese coeficiente con el criterio de Reynolds.

II-2 Fórmulas en las que el coeficiente de fricción es constante.

Fórmula de COX:

$$Q = 3000 \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2)d^5}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-1)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

donde :

Q_1 = [pies³ / hora] de gas de 0.65 densidad relativa a condiciones básicas convenidas de 14.7 [lb / pg²] abs. de presión y 60 °F de temperatura.

L = longitud de tubería, en [pies].

En forma "estándar" semejante a la ecuación (1-24) cuyas unidades se han dado antes, la ecuación de Cox puede escribirse:

$$Q = 43.867 (d)^{\frac{5}{2}} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-1a)$$

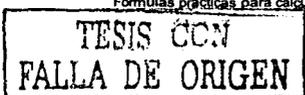
Fórmula de RIX:

$$Q = 2680 \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^5}{(\delta) L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-2)$$

en la que :

Q_1 = pies³ de gas por hora a condiciones básicas convenidas de presión y temperatura de 14.7 [lb/pg²] abs. y de 60 °F .

L = longitud de tubería, en pies.



En forma estándar la fórmula de Rix previamente mencionada se expresa:

$$Q = 48.607 (d)^{\frac{5}{2}} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-2a)$$

Fórmula de TOWL:

$$Q = 50 \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^5}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-3)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

en la que :

Q = pies³/hora de gas de 0.59 de densidad relativa, a presión base de 14.65 [lb / pg²] abs. y temperatura de 50 °F , básica, y de flujo 32 °F.

En la forma estándar, la fórmula de Towl se convierte en :

$$Q = 50.028 (d)^{\frac{5}{2}} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-3a)$$

En su forma original, la fórmula de Towl, como aparece arriba, considera constante al coeficiente de la fórmula para todos los diámetros de tubería y para cualquier condición de flujo. Sin embargo, Forrest M. Towl propuso posteriormente un valor variable, según el diámetro y la cantidad de gas que fluya.

Fórmula de PITTSBURGH:

$$Q = 3450 \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2)d^5}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-4)$$

en la que :

Q = pies³/hora de gas de 0.60 de densidad relativa a condiciones básicas de 41.7 [lb/pg²] abs. y temperatura de 60 °F .

L = longitud de tubería, en pies.

En su forma estándar la fórmula de Pittsburgh queda :

$$Q = 48.469 (d)^{\frac{5}{2}} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-4a)$$

Fórmula de PANHANDLE:

$$Q = 435.87 (e) \left(\frac{t_b}{p_b} \right)^{1.07881} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2)d^5}{\delta^{0.8539} (L)(t_f)} \right]^{0.5394} (d)^{2.6182} \quad (2-5)$$

en la que :

Q = [pies³/día]

L = [millas]

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

II-3 Fórmulas en las que el coeficiente de fricción está expresado como una función del diámetro.

Fórmula de OLIPHANT :

$$Q = 42 (A) \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2)}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-6)$$

en la que :

$$A = (d)^{\frac{5}{2}} + \frac{d^3}{30}$$



en la forma estándar, la fórmula de Oliphant queda :

$$Q = 42 \left[(d)^{\frac{5}{2}} + \frac{d^3}{30} \right] \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-6a)$$

Fórmula de UNWIN :

$$Q_1 = \frac{\pi(p_1)(D^2)U_1}{4p_2} \quad (2-7)$$

en la que :

$Q_1 = \text{pies}^3/\text{seg.}$, (presión p_2).

$D = \text{diámetro interno de la tubería, en pies.}$

$U_1 = \text{velocidad inicial del gas, [pies/seg]}$

$$U_1 = \frac{(g)(C_a)(T)(p_1^2 - p_2^2)(d)^{\frac{1}{2}}}{48(G)(f)(l)(p_1^2)} \quad (2-7a)$$

$g = \text{aceleración debido a la gravedad} = 32.17 \text{ [pies/seg}^2\text{]}$

$C_a = \text{constante termodinámico para el aire} = 53.33$

Unwin determinó el siguiente valor para el coeficiente de fricción de sus observaciones en los ductos de aire comprimido, en la ciudad de París:

$$f = 0.0025 \left(1 + \frac{3.6}{d} \right) \quad (2-8)$$

Sin embargo, consideró que el interior de estos ductos era "excepcionalmente liso" y tomando en cuenta también otros

experimentos realizados con gas, presentó posteriormente esta expresión para dicho coeficiente de fricción:

$$f = 0.0044 \left(1 + \frac{12}{7(d)} \right) \quad (2-8a)$$

Al convertir la fórmula de Unwin a la forma "estándar", se transforma en cada una de las dos siguientes según el valor del coeficiente de fricción que se adopte:

$$Q = 3.302 \left[\frac{d^5}{0.0025 \left(1 + \frac{3.6}{d} \right)} \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-8b)$$

Y

$$Q = 3.302 \left[\frac{d^5}{0.0044 \left(1 + \frac{12}{7(d)} \right)} \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-8c)$$

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Fórmula de WEYMOUTH.

Esta fórmula se obtiene substituyendo el coeficiente de fricción de la fórmula general (1-23) por el valor, y se obtiene:

$$Q_1 = 18.062 \frac{t_b}{p_b} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^{\frac{16}{3}}}{(\delta)(t)L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-9)$$

En la que:

Q_1 = (pies³/hora) a temperatura y presión básica T_b y p_b .

Reducida a la forma estándar, la fórmula de Weymouth se transforma en:

$$Q = 36.926(d)^{\frac{8}{3}} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (2-9a)$$

En capítulos siguientes se verán otras expresiones de esta fórmula, que es la más ampliamente utilizada en trabajos de campo.

Fórmula de CALIFORNIA:

Ésta es una modificación hecha a la de Weymouth por un grupo de operadores de ese Estado de la unión Norteamericana.

$$Q_1 = 24.65 \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^{\frac{16}{3}} 520}{(\delta)(t)L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-10)$$

En la que:

Q_1 = pies/hora a presión básica de 14.65 (lb/pg²)
absoluta y temperatura básica de 60 °F.

Si se reduce a la forma estándar, se tienen:

$$Q = 32.375 (d)^{\frac{8}{3}} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (2-10a)$$

Fórmula de SPITZGLASS:

$$Q = 45.47 \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2)}{(L)(\delta) \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03 \right)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-11)$$

En la que:

Q_1 = pies/hora a $p = 14.7$ (lb/pg²) absoluta y $T = 60$ °F básicas.

En forma estándar:

$$Q = 59.925 \left[\frac{d^5}{0.0025 \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03 \right)} \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2-11a)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Fórmula de CLARK (HUNTINGTON):

$$Q = \frac{80.8}{W(\mu^{0.0814})} \left[\frac{(d^{4.85})M(p_1^2 - p_2^2)}{(L)(Z_m)t} \right]^{0.541} (E) \quad (2-12)$$

En la que:

Q = (pies³/día) a P y T básicas.

W = peso específico (lb/pie³) a P y T.

μ = viscosidad absoluta del gas, (lb/pie-seg).

d = diámetro interno de la tubería, (pg).

M = peso molecular del gas, (lb/mol).

p_1 = presión de descarga del compresor, (lb/pg²) absoluta.

p_2 = presión de succión o entrada al compresor, (lb/pg²) absoluta.

L = distancia entre estaciones de compresión, (millas).

Z_m = factor de desviación, (promedio).

T = temperatura de flujo, (°R).

E = coeficiente para ajuste de la fórmula, (experimental).

En forma condensada, se reduce a:

$$Q = K_2 \left[\frac{(d^{4.85}) p_1^2 \left(1 - \frac{1}{C_r^2}\right)}{(L) Z_m} \right]^{0.541} \quad (E) \quad (2-12a)$$

En la que:

$$K_2 = \left(\frac{80.8}{W(\mu^{0.0814})} \right) \left(\frac{M}{t} \right)^{0.541}$$

Y

$$C_r = \frac{p_1}{p_2} \quad (\text{relación de compresión})$$

II-4 Fórmulas en las que el coeficiente de fricción está expresado en función del criterio de Reynolds.

Fórmula de FIRTZCHE:

$$f = \frac{A}{d^{0.269} (W * U)^{0.148}} \quad (2-13)$$

en la que:

A = constante numérica dimensional.

d = diámetro interno de la tubería.

W = peso específico del aire (o del gas).

U = velocidad del flujo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Expresado en unidades inglesas y ligeramente modificada se transforma en:

$$f = 0.0048 \left[\frac{3600(53.33)(T_o)}{(Q)(\delta)(144)p_o} \right]^{\frac{1}{7}} \quad (2-13a)$$

substituyendo este valor de "f" en la ecuación (1-22) se tiene:

$$Q = 17.08 \left(\frac{1}{\delta} \right)^{\frac{6}{13}} \left(\frac{1}{T} \right)^{\frac{7}{13}} \left(\frac{T_o}{p_o} \right) \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^5}{L} \right]^{\frac{7}{13}} \quad (2-14)$$

(ecuación general, con el coeficiente de fricción de Fritzsche).

Fórmula de LEES:

$$\frac{R}{(\rho)(U^2)} = 0.0009 + 0.765 \left(\frac{U(d)}{\nu} \right)^{0.35} \quad (2-15)$$

en al que:

$$\frac{2R}{(\rho)(U^2)} = \text{una expresión del coeficiente de fricción "f".}$$

ν = viscosidad cinemática.

Haciendo sustituciones en la fórmula general (1-23) y las conversiones necesarias:

$$f = 0.0018 + 0.153 \left(\frac{(d)(U)(\rho)}{Z} \right)^{0.35} \quad (2-15)$$

Fórmula de McADAMS y SHERWOOD:

$$f = 0.0054 + 0.006 \left(\frac{Z}{(d)(U)(\delta)} \right) \quad (2-17)$$

en la que:

Z = viscosidad absoluta en centipoise.

d = diámetro interno, en pgs.

δ = densidad relativa (agua = 1.00).

y para poder sustituir en la ecuación general (1-23), se tiene:

$$f = 0.0054 + 46356 \frac{Z}{(d)(L)(\delta)} \quad (2-17a)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CAPÍTULO III

PROCEDIMIENTOS PARA CALCULAR EL FLUJO COMERCIAL.

III-1 Ejemplo de la fórmula de WEYMOUTH

En la industria del transporte de gas, la fórmula más ampliamente empleada para calcular el flujo de gas natural a lo largo de tuberías, es la desarrollada, como ya se vio en el capítulo anterior, por Tomas R. Weymouth en el año 1912, expresada en cualquiera de estas dos formas:

$$Q_1 = 18.062 \frac{T_b}{p_b} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^{\frac{16}{3}}}{(\delta)(T)(L)} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$Q = 433.45 \frac{T_b}{p_b} \left(\frac{d^{\frac{16}{3}}}{(\delta)(L)(T)} \right) (p_1^2 - p_2^2)^{\frac{1}{2}} \quad (3-1)$$

en las que:

Q = flujo en pies³ por día de 24 horas (en la segunda fórmula), a condiciones p_b y t_b normales, o flujo en pies³ por hora (en la primera fórmula) a las mismas condiciones.

d = diámetro interno de la tubería, en pgs.

L = longitud de la línea, en millas.

δ = densidad del gas, relativa al aire.

T_b = temperatura absoluta, base de la medición (460 + °F).

T = temperatura absoluta del gas, fluyendo (460 + °F).

p_b = presión absoluta, base de la medición (lb/pg² abs.).

p_1 = presión inicial (lb/pg² abs.).

p_2 = presión final (lb/pg² abs.).

La fórmula general, tal como aparece en las líneas precedentes, que es su fórmula original, concuerda con bastante aproximación con los valores que se obtienen de regímenes de flujo proporcionados por los aparatos medidores, cuando se dispone de ellos, instalados para fines de comparación, pero cuando las presiones son altas, el error comienza a ser considerable debido a la desviación que los gases siguen en su comportamiento, con respecto al que debieran observar según la ley de los gases perfectos.

Para compensar la deficiencia que se acaba de señalar, se tiene que introducir un factor de compresibilidad. Este factor es:

$$(1 - (J)p_m)^{\frac{1}{2}}$$

En la que p_m , es la presión media y vale:

$$p_m = \frac{2}{3} \left(p_1 + p_2 - \frac{p_1 p_2}{p_1 + p_2} \right)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

En tanto que J es un factor determinado por la relación:

$$(1 + (J)p_m)^{\frac{1}{2}} = \frac{1}{Z}$$

Siendo "Z" el factor que mide la desviación en comportamiento del gas natural con respecto al de un gas perfecto.

Entonces, la fórmula de Weymouth ya modificada por supercompresibilidad, es transformada en:

$$Q = 433.45 \frac{T_b}{p_b} \left(\frac{d^{\frac{16}{3}}}{(\delta)(L)(T)} \right) (p_1^2 - p_2^2)^{\frac{1}{2}} (1 + (J)p_m)^{\frac{1}{2}}$$

Si se hace:

$$C = 433.45 \frac{T_b}{p_b} \left(\frac{d^{\frac{16}{3}}}{(\delta)(L)(T)} \right)$$

Por lo tanto:

$$\left(\frac{Q}{C} \right)^2 = (p_1^2 - p_2^2)(1 + (J)p_m)$$

Como puede verse, el segundo miembro es un producto notable y su desarrollo, paso a paso, es el siguiente, haciendo abstracción del primer miembro con el solo propósito de lograr la mayor claridad:

$$(p_1^2 - p_2^2)(1 + (J)p_m) = (p_1^2 - p_2^2) \left[1 + \frac{2}{3} J \left(p_1 + p_2 - \frac{p_1 p_2}{p_1 + p_2} \right) \right] =$$

$$\begin{aligned}
&= p_1^2 \left[1 + \frac{2}{3} J \left(p_1 + p_2 - \frac{p_1 p_2}{p_1 + p_2} \right) \right] - p_2^2 \left[1 + \frac{2}{3} J \left(p_1 + p_2 - \frac{p_1 p_2}{p_1 + p_2} \right) \right] \\
&= p_1^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_1 + \frac{2}{3} (J) p_2 - \frac{\frac{2}{3} (J) p_1 p_2}{p_1 + p_2} \right) - p_2^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_1 + \frac{2}{3} (J) p_2 - \frac{\frac{2}{3} (J) p_1 p_2}{p_1 + p_2} \right) \\
&= p_1^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_1 \right) + \frac{2}{3} (J) p_1^2 p_2 - \frac{\frac{2}{3} (J) p_1^3 p_2}{p_1 + p_2} - p_2^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_2 \right) - \frac{2}{3} (J) p_1 p_2^2 + \frac{\frac{2}{3} (J) p_1 p_2^2}{p_1 + p_2} \\
&= p_1^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_1 \right) - p_2^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_2 \right) + \frac{2}{3} (J) p_1 p_2 \left(p_1 - p_2 - \frac{p_1^2}{p_1 + p_2} + \frac{p_2^2}{p_1 + p_2} \right) \\
&= p_1^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_1 \right) - p_2^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_2 \right) + \frac{2}{3} (J) p_1 p_2 \left(p_1 - p_2 - \frac{p_1^2 - p_2^2}{p_1 + p_2} \right) \\
&= p_1^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_1 \right) - p_2^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_2 \right) + \frac{2}{3} (J) p_1 p_2 \left(p_1 - p_2 - \frac{(p_1 - p_2)(p_1 + p_2)}{p_1 + p_2} \right) \\
&= p_1^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_1 \right) - p_2^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_2 \right) + \left(\frac{2}{3} (J) p_1 p_2 \right) (0)
\end{aligned}$$

Por lo tanto:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$\left(\frac{Q}{C} \right)^2 = p_1^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_1 \right) - p_2^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J) p_2 \right)$$

Muchos calculistas y compañías han desarrollado diversos métodos y procedimientos para simplificar los cálculos relativos al flujo de gas, utilizando la fórmula de Weymouth. Aun cuando los tipos de gas natural difieren entre sí, según su procedencia, muchos industriales dedicados al transporte de gas pueden resumir el gas natural manejado en su sistema, en un compuesto (posiblemente con una o dos variaciones para ser utilizadas en el extremo inicial del sistema), esto permite crear y emplear una constante que agrupe a las constantes conocidas, como la presión y la temperatura, bases para definir el volumen transportado, y también las características físicas del gas y su temperatura durante el transporte, así como los valores constantes de las variables de presión, basados en su factor específico de súpercompresibilidad (Z).

Con propósito de simplificación, se tiene:

$$p^2 \left(1 + \frac{2}{3} (J)p \right) = \Phi(p)$$

Entonces:

$$\left(\frac{Q}{C} \right)^2 = \Phi(p_1) - \Phi(p_2)$$

Y también:

$$Q = C [\Phi(p_1) - \Phi(p_2)]^{1/2}$$

Los valores de $\phi(p)$ aparecen en la tabla 3-1, anexada, en la que "p", (ya se trate de p_1 o de p_2), se da como la presión en $[\text{lb}/\text{pg}^2]$

manométricas, y los valores de la función están basados en presiones absolutas ($p + 14.73$), utilizando el valor de " $J = 0.00018$ " como el promedio para gases naturales que se transportan por tuberías.

Todavía es posible lograr una mayor simplificación estableciendo una constante "K" que agrupe los siguientes valores:

$$p_b = 14.73 \text{ (lb/pg}^2 \text{ abs).}$$

$$T_b = 520 \text{ }^\circ\text{R} = (460 + 60 \text{ }^\circ\text{F})$$

$$T = 520 \text{ }^\circ\text{R} = (460 + 60 \text{ }^\circ\text{F})$$

$$\delta = 0.60$$

Por lo tanto:

$$K_{dia} = 433.45 \frac{T_b}{p_b} \left(\frac{1}{(\delta)(T)} \right)^{\frac{1}{2}} = 433.45 \frac{520}{14.73} \left(\frac{1}{0.6 * 520} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$K_{dia} = 866.288$$

Si el flujo no se especifica en pies³/día, sino que se desea calcular en pies³/hora, entonces:

$$K_{hora} = 36.095$$

Por consiguiente la fórmula se reduce a:

$$Q_{dia} = 866.288 \left(\frac{d^{16}}{L} \right)^{\frac{1}{2}} [\Phi(p_1) - \Phi(p_2)]^{\frac{1}{2}}$$



$$Q_{da} = 866.288 \left(\frac{d^{\frac{8}{3}}}{L^2} \right)^{\frac{1}{2}} [\Phi(p_1) - \Phi(p_2)]^{\frac{1}{2}} \quad (3-2)$$

En la tabla 3-1 se dan las funciones de la presión, en millares, en la tabla 3-2 los inversos de la raíz cuadrada de la longitud "L", la tabla 3-3 proporciona los valores inversos correspondientes a la raíz cuadrada de la densidad relativa, la tabla 3-4 suministra los valores recíprocos de la presión que define los volúmenes de la medición, la tabla 3-5 está formada con un rango de valores recíprocos de la raíz cuadrada de la temperatura absoluta, la tabla 3-6 con la tabla 3-1 son las dos de más uso, permite utilizar de inmediato varias potencias del diámetro y correlacionar éstas con los espesores de pared y pesos de tubería. Finalmente la tabla 3-7, de los cuadrados de la presión absoluta a partir de los valores simples de presión manométrica.

Cuando se desea establecer un valor diferente para la constante "K", pueden utilizarse las tablas 3-3,3-4 y 3-5, haciendo:

$$K_b = 43345(T_b) \left(\frac{1}{P_b} \right) \left(\frac{1}{S^2} \right) \left(\frac{1}{T^2} \right) \quad (3-3)$$

Una versión, aún mas simple, de la fórmula adecuada para el trabajo de campo y para cálculos preliminares a los proyectos, pueden establecerse como sigue a partir de la fórmula básica (sin modificaciones por supercompresibilidad):

$$Q_{[pie^3/dia]} = 866.288 \frac{d^{\frac{8}{3}}}{L^{\frac{1}{2}}} (p_1^2 - p_2^2)^{\frac{1}{2}} \quad (3-4)$$

Los valores de " p_1^2 y p_2^2 " pueden obtenerse en la tabla 3-7, que da, como ya se dijo, a "p" en lb/pg² manométricas y los cuadrados en presiones absolutas, o sea: $p + 14.73$.

III-2 Métodos de cálculo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Basándose en las deducciones que anteceden en el inciso anterior, y utilizando los valores $K_{dia} = 866.288$ para el volumen transportado en 24 horas de operación interrumpidas y de $K_{hora} = 36.095$ para el correspondiente a una hora sola, con ayuda de las tablas adecuadas en cada caso puede hacerse los siguientes cálculos:

Para determinar el régimen de flujo (Q):

$$Q_{dia} = 866.288 \left(d^{\frac{8}{3}} \right) \left(\frac{1}{L^{\frac{1}{2}}} \right) [\Phi(p_1) - \Phi(p_2)]^{\frac{1}{2}} \quad (3-5)$$

$$Q_{hora} = 36.095 \left(d^{\frac{8}{3}} \right) \left(\frac{1}{L^{\frac{1}{2}}} \right) [\Phi(p_1) - \Phi(p_2)]^{\frac{1}{2}}$$

Puesto que " p_2 " es un valor conocido, puede encontrarse en la tabla 3-1 el valor de la " $\phi(p_2)$ ". A éste se le añade el de " $\phi(p_d)$ " que se determina mediante el cálculo del término central de la doble igualdad en la ecuación (3-8); la suma será igual a " $\phi(p_1)$ ", por último, en la tabla 3-1, localizando " $\phi(p_1)$ "; se obtiene el valor buscado, " p_1 ".

Para determinar la presión final (p_2):

El procedimiento es semejante al que se acaba de describir para obtener el valor de " $\phi(p_1)$ ", o sea:

$$\Phi(p_2) = \Phi(p_1) - \Phi(p_d) \quad (3-9)$$

Con la misma secuencia anterior, puesto que " p_1 " es un valor conocido, el valor de " $\phi(p_1)$ " puede obtenerse de la tabla 3-1; a este valor se le resta el de " $\phi(p_d)$ ", esto da el valor de " $\phi(p_2)$ ", y en la tabla 3-1 se localiza " $\phi(p_2)$ " para así obtener el valor de " p_2 ".

III-3 Ejemplo del empleo de las tablas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Ejemplo # 1:

Determinese el flujo total, en pies³/día estándar, de gas, a lo largo de una tubería de 20 pgs. (d.e.) y espesor de pared de 0.375 pgs. que tiene 100 millas de longitud. La presión a la entrada es de 600 lb/pg² y a la salida es de 100 lb/pg², ambas manométricas.

Solución:

Empleando la fórmula (3-2):

$$Q_{dia} = 866.288 \left(\frac{d^{8/3}}{L^2} \right)^{1/2} [\Phi(p_1) - \Phi(p_2)]^{1/2}$$

De la tabla 3-6, " $d^{8/3}$ " para 20 pgs (d.e.) y espesor de 0.375 pgs. es:

$$d^{8/3} = 2662.$$

De la tabla 3-2, " $1/L^{1/2}$ " para 100 millas de longitud es:

$$\frac{1}{L^{1/2}} = 0.10$$

De la tabla 3-1, $\phi(p_1)$ para 600 (lb/pg²) manométricas es:

$$\phi(p_1) = 404850$$

De la tabla 3-1, $\phi(p_2)$ para 100 lb/pg² manométricas es:

$$\phi(p_2) = 13264$$

por lo tanto:

$$Q = (866.67)(2662)(0.10)(404850 - 13264)^{1/2}$$

$$Q = (230707)(391586)^{1/2} = (230707)(625.768)$$

$$Q = 144\,369\,130 \text{ [pies}^3 \text{ est. / día]}$$

Ejemplo # 2:

Determinese el diámetro de tubería que se necesita para poder entregar 150×10^6 (pies³/día) de gas, a lo largo de una línea de 100 millas de longitud. La presión a la entrada es de 600 (lb/pg²) y a la salida, en la descarga es de 100 (lb/pg²).

Solución:

Utilice la fórmula (3-6).

$$d^{8/3} = \frac{(Q)L^{1/2}}{866.288[\Phi(p_1) - \Phi(p_2)]^{1/2}}$$

Substituyendo:

$$d^{8/3} = \frac{1.5 \times 10^8 (100)^{1/2}}{(866.288)(404850 - 13264)^{1/2}}$$

$$d^{8/3} = 2767.04$$

En esta misma columna de la tabla 3-6, se seleccionarían los diámetros de tubería que fuesen ligeramente superiores e inferiores al encontrado, pero en este caso tenemos:

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

20 pgs. (d.e) =, espesor de 0.250 pgs., $d^{8/3} = 2\ 755$

22 pgs. (d.e) =, espesor de 0.500 pgs., $d^{8/3} = 3\ 357$

Es notorio que el diámetro que deberá adoptarse es el de 20 pgs. (d.e.). La selección del espesor de pared más adecuado deberá hacerse de acuerdo con el código ASA B 31.4 en donde se encuentra que la tubería de 20 pgs. y espesor de 0.250 pgs., según especificación API 5LX-65, satisface los requerimientos que se establecen en el código citado para todos los tipos de construcción conocidas como A, B y C. Para una construcción de clase D (mínimo riesgo permisible de accidentes) no sería ese el espesor recomendado, sino probablemente, el siguiente. En otras palabras, la selección del espesor de pared de la tubería, una vez identificado el diámetro que se va a emplear, es función directa de las condiciones de seguridad que deba reunir o satisfacer el gasoducto, lo que a su vez está supeditado a las zonas que atravesase, densidad de población, instalaciones fabriles, susceptibilidad a la conflagración, etcétera.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Tabla 3-1.
Valores de $\phi(p)$, en millares.

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	0.20771	0.23759	0.26948	0.30338	0.33930	0.37722	0.41716	0.45912	0.50309	0.54907
10	0.59707	0.64709	0.69913	0.75319	0.80926	0.86736	0.92748	0.98961	1.0538	1.1200
20	1.1882	1.2584	1.3306	1.4049	1.4812	1.5596	1.6399	1.7223	1.8068	1.8932
30	1.9817	2.0722	2.1648	2.2593	2.3559	2.4546	2.5553	2.6585	2.7627	2.8695
40	2.9784	3.0892	3.2021	3.3171	3.4341	3.5531	3.6742	3.7973	3.9224	4.0496
50	4.1789	4.3102	4.4435	4.5789	4.7163	4.8558	4.9973	5.1409	5.2865	5.4342
60	5.5840	5.7357	5.8896	6.0455	6.2034	6.3634	6.5255	6.6896	6.8556	7.0240
70	7.1943	7.3666	7.5410	7.7175	7.8961	8.0767	8.2593	8.4441	8.6308	8.8197
80	9.0106	9.2031	9.3987	9.5958	9.7950	9.9962	10.200	10.405	10.612	10.822
90	11.034	11.247	11.463	11.681	11.901	12.123	12.347	12.573	12.801	13.032
100	13.264	13.498	13.735	13.974	14.214	14.457	14.702	14.949	15.198	15.449
110	15.702	15.958	16.215	16.475	16.736	17.000	17.266	17.634	17.804	18.076
120	18.350	18.626	18.904	19.185	19.467	19.752	20.039	20.328	20.618	20.912
130	21.207	21.504	21.803	22.105	22.408	22.714	23.022	23.331	23.643	23.958
140	24.274	24.592	24.912	25.235	25.560	25.886	26.215	26.546	26.879	27.214
150	27.552	27.891	28.233	28.576	28.922	29.270	29.620	29.972	30.326	30.683
160	31.041	31.402	31.765	32.130	32.496	32.863	33.237	33.610	33.986	34.363
170	34.743	35.125	35.509	35.895	36.286	36.674	37.067	37.461	37.858	38.257
180	38.658	39.062	39.467	39.874	40.274	40.696	41.110	41.526	41.944	42.364
190	42.787	43.212	43.638	44.067	44.498	44.932	45.367	45.805	46.244	46.686
200	47.130	47.576	48.025	48.475	48.928	49.382	49.839	50.298	50.760	51.223
210	51.689	52.156	52.626	53.098	53.572	54.049	54.527	55.008	55.491	55.976
220	56.463	56.952	57.444	57.938	58.433	58.931	59.432	59.934	60.438	60.945
230	61.454	61.965	62.478	62.994	63.511	64.031	64.553	65.077	65.603	66.132
240	66.662	67.195	67.730	68.267	68.806	69.348	69.892	70.438	70.986	71.536
250	72.088	72.643	73.200	73.759	74.320	74.884	75.449	76.017	76.587	77.159
260	77.733	78.310	78.889	79.470	80.053	80.638	81.226	81.815	82.407	83.001
270	83.598	84.196	84.797	85.400	86.005	86.612	87.221	87.834	88.448	89.064
280	89.682	90.303	90.926	91.550	92.178	92.807	93.439	94.073	94.709	95.347
290	95.988	96.630	97.275	97.922	98.572	99.223	99.877	100.53	101.19	101.85
300	102.51	103.18	103.85	104.52	105.19	105.86	106.54	107.22	107.90	108.58
310	109.26	109.95	110.64	111.33	112.02	112.72	113.42	114.12	114.82	115.53
320	116.24	116.94	117.66	118.37	119.09	119.80	120.53	121.25	121.97	122.70
320	123.43	124.16	124.90	125.63	126.37	127.11	127.86	128.60	129.35	130.10
340	130.85	131.61	132.36	133.12	133.88	134.65	135.41	136.18	136.95	137.72
350	138.50	139.27	140.05	140.83	141.62	142.40	143.19	143.98	144.78	145.57
360	146.37	147.17	147.97	148.77	149.58	150.39	151.20	152.01	152.83	153.64
370	154.46	155.29	156.11	156.94	157.77	158.60	159.43	160.27	161.11	161.95
380	162.79	163.64	164.48	165.33	166.18	167.04	167.89	168.75	169.61	170.48
390	171.34	172.21	173.08	173.95	174.83	175.70	176.58	177.47	178.35	179.24
400	180.12	181.01	181.91	182.80	183.70	184.60	185.50	186.41	187.31	188.22
410	189.14	190.05	190.96	191.88	192.80	193.73	194.65	195.58	196.51	197.44
420	198.17	199.31	200.25	201.19	202.14	203.08	204.03	204.98	205.93	206.89
430	207.85	208.81	209.77	210.73	211.70	212.67	213.64	214.62	215.59	216.57
440	217.55	218.53	219.52	220.51	221.50	222.49	223.48	224.48	225.48	226.48
450	227.48	228.49	229.50	230.51	231.52	232.54	233.56	234.58	235.60	236.63
460	237.65	238.68	239.72	240.75	241.79	242.82	243.87	244.91	245.95	247.00
470	248.06	249.11	250.16	251.22	252.28	253.34	254.41	255.48	256.54	257.62

Tabla 3-1 (continuación).

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
480	258.69	259.77	260.85	261.93	263.01	264.10	265.18	266.28	267.37	268.46
490	269.56	270.66	271.76	272.87	273.95	275.09	276.20	277.31	278.43	279.55
500	280.67	281.79	282.92	284.05	285.18	286.31	287.45	288.58	289.72	290.87
510	292.01	293.16	294.31	295.46	296.62	297.76	298.93	300.09	301.26	302.42
520	303.59	304.76	305.94	307.11	308.29	309.47	310.65	311.84	313.03	314.22
530	315.41	316.60	317.80	319.00	320.20	321.41	322.62	323.82	325.04	326.25
540	327.47	328.68	329.91	331.13	332.36	333.58	334.82	336.05	337.28	338.52
550	339.76	341.00	342.25	343.50	344.75	346.00	347.26	348.51	349.80	351.03
560	352.30	353.56	354.83	356.10	357.38	358.66	359.94	361.22	362.50	363.79
570	365.07	366.36	367.66	368.95	370.25	371.55	372.86	374.16	375.47	376.78
580	378.09	379.41	380.72	382.04	383.37	384.69	386.02	387.35	388.68	390.01
590	391.35	392.69	394.06	395.38	396.72	398.07	399.42	400.78	402.08	403.49
600	404.85	406.22	407.58	408.95	410.32	411.70	413.07	414.45	415.83	417.21
610	418.60	419.99	421.38	424.17	425.56	426.96	428.37	428.37	429.77	431.18
620	432.59	434.00	435.42	436.84	438.26	439.68	441.10	442.53	443.96	445.39
630	446.83	448.26	449.70	451.14	452.59	454.04	455.48	456.94	458.39	459.85
640	461.31	462.77	464.23	465.70	467.17	468.64	470.59	471.59	473.07	474.55
650	476.03	477.52	479.01	480.50	481.99	483.49	484.99	486.49	487.99	489.50
660	491.01	492.52	494.03	495.55	497.07	498.59	500.11	501.64	503.17	504.70
670	506.23	507.77	509.30	510.85	512.39	513.94	515.48	517.03	518.59	520.14
680	521.70	523.26	524.82	526.39	527.96	529.53	531.10	532.68	534.26	535.84
690	537.42	539.01	540.60	542.18	543.78	545.37	546.97	548.57	550.18	551.78
700	553.39	555.00	556.61	558.23	559.85	561.47	563.09	564.72	566.35	567.98
710	569.61	571.25	572.88	574.53	576.17	577.82	579.46	581.11	582.77	584.42
720	586.08	587.74	589.41	591.07	592.74	594.41	596.09	597.76	599.44	601.12
730	602.80	604.18	606.18	607.87	609.56	611.26	612.96	614.66	616.37	617.07
740	619.78	621.49	623.21	624.92	626.64	628.36	630.09	631.83	633.54	635.28
750	637.01	638.75	640.49	642.23	643.97	645.72	647.47	649.22	650.98	652.74
760	654.49	656.26	658.02	659.79	661.56	663.33	665.11	666.88	668.66	670.45
770	672.23	674.02	675.81	677.60	679.40	681.20	683.00	684.80	686.61	688.42
780	690.23	692.04	693.86	695.68	697.50	699.32	701.15	702.98	704.81	706.64
790	708.48	710.32	712.16	714.00	715.85	717.70	719.55	721.40	723.26	725.12
800	726.98	728.85	730.72	732.59	734.46	736.34	738.21	740.09	741.98	743.86
810	745.75	747.64	749.53	751.43	753.33	755.23	757.13	759.04	760.95	762.86
820	764.77	766.69	768.61	770.53	772.45	774.38	776.31	778.24	780.18	782.12
830	784.06	786.00	787.94	789.89	791.84	793.79	795.75	797.71	799.67	801.63
840	803.60	805.56	807.54	809.51	811.49	813.46	815.45	817.43	819.42	821.41
850	823.40	825.39	827.39	829.39	831.39	833.40	835.41	837.42	839.43	841.44
860	843.46	845.48	847.51	849.54	851.56	853.59	855.63	857.66	859.70	861.74
870	863.79	865.84	867.88	869.93	871.99	874.05	876.11	878.17	880.24	882.31
880	884.38	886.45	888.53	890.60	892.69	894.77	896.86	898.95	901.04	903.13
890	905.23	907.33	909.43	911.54	913.64	915.75	917.87	919.98	922.10	924.22
900	926.34	928.47	930.60	932.73	934.86	937.00	939.14	941.28	943.43	945.58
910	947.72	949.88	952.03	954.19	956.35	958.51	960.68	962.85	965.02	967.19
920	969.37	971.55	973.73	975.92	978.10	980.29	982.49	984.68	986.88	989.08
930	991.28	993.49	995.70	997.91	1000.1	1002.3	1004.6	1006.8	1009.0	1011.2
940	1013.5	1015.7	1017.9	1020.2	1022.4	1024.6	1026.9	1029.1	1031.4	1033.6
950	1035.9	1038.2	1040.4	1042.7	1045.0	1047.2	1049.5	1051.8	1054.0	1056.3
960	1058.6	1060.9	1063.2	1065.5	1067.8	1070.1	1072.4	1074.7	1077.0	1079.3
970	1081.6	1083.9	1086.2	1088.6	1090.9	1093.2	1095.5	1097.8	1100.2	1102.5
980	1104.9	1107.2	1109.5	1111.9	1114.2	1116.6	1118.9	1121.3	1123.6	1126.0
990	1128.4	1130.8	1133.1	1135.5	1137.9	1140.2	1142.6	1145.0	1147.4	1149.8

Tabla 3-1 (continuación)

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
1000	1152.2	1154.6	1157.0	1159.4	1161.8	1164.2	1166.6	1169.0	1171.4	1173.8
1010	1176.2	1178.7	1181.1	1183.5	1185.9	1188.4	1190.8	1193.2	1195.7	1198.1
1020	1200.6	1203.0	1205.5	1207.9	1210.4	1212.8	1215.3	1217.8	1220.3	1222.7
1030	1225.2	1227.7	1230.2	1232.6	1235.1	1237.6	1240.1	1242.6	1245.1	1247.6
1040	1250.1	1252.6	1255.1	1257.6	1260.1	1262.6	1265.1	1267.7	1270.2	1272.7
1050	1275.2	1277.8	1280.3	1282.8	1285.4	1287.9	1290.5	1293.0	1295.6	1298.1
1060	1300.7	1303.2	1305.8	1308.4	1310.9	1313.5	1316.1	1318.6	1321.2	1323.8
1070	1326.4	1329.0	1331.6	1334.2	1336.8	1339.4	1342.0	1344.6	1347.25	1349.8
1080	1352.4	1355.0	1357.6	1360.2	1362.8	1365.5	1368.1	1370.7	1373.4	1376.0
1090	1378.6	1381.3	1383.9	1386.6	1389.2	1391.9	1394.5	1397.2	1399.9	1402.5
1100	1405.2	1407.8	1410.5	1413.2	1415.9	1418.6	1421.2	1423.9	1426.6	1429.3
1110	1432.0	1434.7	1437.4	1440.1	1442.8	1445.5	1448.2	1451.0	1453.7	1456.4
1120	1459.1	1461.8	1464.6	1467.3	1470.0	1472.8	1475.5	1478.3	1481.0	1483.8
1130	1486.5	1489.2	1492.0	1494.8	1497.5	1500.3	1503.1	1505.8	1508.6	1511.4
1140	1514.2	1517.0	1519.7	1522.5	1525.3	1528.1	1530.9	1533.7	1536.7	1539.3
1150	1542.1	1544.9	1547.7	1550.6	1553.4	1556.2	1559.0	1561.8	1564.7	1567.5
1160	1570.3	1573.2	1576.0	1578.9	1581.7	1584.6	1587.4	1590.3	1593.1	1596.0
1170	1598.8	1601.7	1604.6	1607.5	1610.3	1613.2	1616.1	1619.0	1621.9	1624.8
1180	1627.6	1630.5	1633.4	1636.3	1639.2	1642.2	1645.1	1648.0	1650.9	1653.8
1190	1656.7	1659.6	1662.6	1665.5	1668.4	1671.4	1674.3	1677.3	1680.2	1683.2
1200	1686.1	1689.1	1692.0	1695.0	1697.9	1700.9	1703.8	1706.8	1709.8	1712.8
1210	1715.8	1718.7	1721.7	1724.7	1727.7	1730.7	1733.7	1736.7	1739.7	1742.7
1220	1745.7	1748.7	1751.7	1754.7	1757.7	1760.8	1763.8	1766.8	1769.8	1772.9
1230	1775.9	1779.0	1782.0	1785.0	1788.1	1791.1	1794.2	1797.2	1800.3	1803.4
1240	1806.4	1809.5	1812.6	1815.6	1818.7	1821.8	1824.9	1828.0	1831.0	1834.1
1250	1837.2	1840.3	1843.4	1846.5	1849.6	1852.7	1855.8	1859.0	1862.1	1865.2
1260	1868.3	1871.4	1874.6	1877.7	1880.8	1884.0	1887.1	1890.3	1893.4	1896.6
1270	1899.7	1902.8	1906.0	1909.2	1912.3	1915.5	1918.7	1921.8	1925.0	1928.2
1280	1931.4	1934.6	1937.8	1940.9	1944.1	1947.3	1950.5	1953.7	1956.9	1960.1
1290	1963.3	1966.6	1969.8	1973.0	1976.2	1979.4	1982.7	1985.9	1989.1	1992.4
1300	1995.6	1998.8	2002.1	2005.3	2008.6	2011.8	2015.1	2018.4	2021.6	2024.9
1310	2028.1	2031.4	2034.7	2038.0	2041.2	2044.5	2047.8	2051.1	2054.4	2057.7
1320	2061.0	2064.3	2067.6	2070.9	2074.2	2077.5	2080.8	2084.2	2087.5	2090.8
1330	2094.1	2097.5	2100.8	2104.1	2107.5	2110.8	2114.2	2117.5	2120.9	2124.2
1340	2127.5	2130.9	2134.3	2137.6	2141.0	2144.4	2147.8	2151.2	2154.5	2157.9
1350	2161.3	2164.7	2168.1	2171.5	2174.9	2178.3	2181.7	2185.1	2188.5	2191.9
1360	2195.3	2198.7	2202.2	2205.6	2209.0	2212.4	2215.9	2219.3	2222.8	2226.2
1370	2229.6	2233.1	2236.6	2240.0	2243.5	2246.9	2250.4	2253.8	2257.3	2260.8
1380	2264.3	2267.8	2271.2	2274.7	2278.2	2281.7	2285.2	2288.7	2292.2	2295.7
1390	2299.2	2302.7	2306.2	2309.7	2313.2	2316.8	2320.3	2323.8	2327.3	2330.9
1400	2334.4	2338.0	2341.5	2345.0	2348.6	2352.1	2355.7	2359.2	2362.8	2366.4
1410	2369.9	2373.5	2377.1	2380.6	2384.2	2387.8	2391.4	2395.0	2398.6	2402.2
1420	2405.8	2409.4	2413.0	2416.6	2420.2	2423.8	2427.4	2431.0	2434.6	2438.2
1430	2441.9	2445.6	2449.1	2452.8	2456.4	2460.0	2463.7	2467.3	2471.0	2474.6
1440	2478.3	2482.0	2485.6	2489.3	2493.0	2496.6	2500.3	2505.0	2507.6	2511.3
1450	2515.0	2518.7	2522.4	2526.1	2529.8	2533.5	2537.2	2540.9	2544.6	2548.3
1460	2552.1	2555.8	2559.5	2563.2	2567.0	2570.7	2574.4	2578.2	2581.9	2585.6
1470	2589.4	2593.1	2596.9	2600.6	2604.4	2608.2	2611.9	2615.7	2619.5	2623.2
1480	2627.0	2630.8	2634.6	2638.4	2642.2	2646.0	2649.8	2653.6	2657.4	2661.2
1490	2665.0	2668.8	2672.6	2676.4	2680.2	2684.1	2687.9	2691.7	2695.6	2699.4

TABLA 3-2.

VALORES DE $1/L^{1/2}$

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
		1.0000	0.7071	0.5773	0.5000	0.4472	0.4082	0.3780	0.3536	0.3333
10	0.3162	0.3015	0.2887	0.2773	0.2673	0.2582	0.2500	0.2425	0.2357	0.2294
20	0.2236	0.2182	0.2132	0.2085	0.2041	0.2000	0.1961	0.1924	0.1890	0.1857
30	0.1826	0.1796	0.1768	0.1714	0.1715	0.1690	0.1667	0.1644	0.1622	0.1601
40	0.1581	0.1562	0.1543	0.1525	0.1508	0.1491	0.1474	0.1459	0.1443	0.1429
50	0.1414	0.1400	0.1387	0.1374	0.1361	0.1348	0.1336	0.1325	0.1313	0.1302
60	0.1291	0.1280	0.1270	0.1260	0.1250	0.1240	0.1231	0.1222	0.1213	0.1204
70	0.1195	0.1187	0.1179	0.1170	0.1162	0.1155	0.1147	0.1140	0.1132	0.1125
80	0.1118	0.1111	0.1104	0.1098	0.1091	0.1085	0.1078	1074	1066	0.1060
90	0.1054	0.1048	0.1043	0.1037	0.1031	0.1026	0.1021	0.1015	0.1010	0.1005
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
100	0.1000	0.0653	0.0913	0.0877	0.0845	0.0816	0.0791	0.0767	0.0745	0.0725
200	0.0707	0.0690	0.0674	0.0659	0.0645	0.0632	0.0620	0.0609	0.0598	0.0587
300	0.0577	0.0568	0.0559	0.0550	0.0542	0.0535	0.0527	0.0520	0.0513	0.0506
400	0.0500	0.0494	0.0488	0.0482	0.0477	0.0471	0.0466	0.0461	0.0456	0.0452
500	0.0447	--	--	--	--	--	--	--	--	--

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TABLA 3-3

Valores de $1/\delta^{1/2}$

δ	$1/\delta^{1/2}$
0.600	1.2910
0.601	1.2899
0.602	1.2888
0.603	1.2878
0.604	1.2867
0.605	1.2857
0.606	1.2846
0.607	1.2835
0.608	1.2825
0.609	1.2814
0.610	1.2804
0.611	1.2793
0.612	1.2782
0.613	1.2772
0.614	1.2762
0.615	1.2752
0.616	1.2741
0.617	1.2731
0.618	1.2721
0.619	1.2710
0.620	1.2700

TABLA 3-4

Valores de $1/p_b$

δ	$1/p_b$
14.525	0.068847
14.650	0.068259
14.730	0.067889
14.775	0.067682
14.900	0.067114
15.025	0.066556
15.150	0.066007
15.275	0.065466
15.400	0.064935
15.525	0.064412
15.650	0.063898
15.775	0.063391
15.900	0.062893
16.025	0.062403
16.275	0.061444
16.400	0.060976
16.525	0.060514
16.650	0.060060
16.775	0.059612
16.900	0.059172
17.025	0.058737
17.150	0.058309
17.275	0.057887
17.400	0.057471

TABLA 3-5

Valores de $1/T^{1/2}$

δ	$1/T^{1/2}$
40	0.044721
41	0.044676
42	0.044632
43	0.044588
44	0.044544
45	0.044499
46	0.044455
47	0.044412
48	0.044368
49	0.044324
50	0.044281
51	0.044237
52	0.044194
53	0.044151
54	0.044108
55	0.044065
56	0.044023
57	0.043980
58	0.043938
59	0.043895
60	0.043853
61	0.043811
62	0.043769
63	0.043727
64	0.043685
65	0.043644
66	0.043602
67	0.043561
68	0.043519
69	0.043478
70	0.043437
71	0.043396
72	0.043356
73	0.043315
74	0.043274
75	0.043234
76	0.043193
77	0.043153
78	0.043113
79	0.043073
80	0.043033

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Tabla. 3-6; Valores de las potencias de diámetro y otros datos de tubería API.

de (pg)	di (pg)	W.(lb/pie)	e.(pg)	d ²	d ³	d ^{6.75}	de (pg)	di (pg)	W.(lb/pie)	e.(pg)	d ²	d ³	d ^{6.75}
3.5000	3.250	4.51	0.125	363	23.2	537	16.000	15.500	42.05	0.250	8.95E5	1.494	2.23E6
3.5000	3.188	5.58	0.126	0.329	0.220	0.485	16.000	15.438	47.22	0.281	0.877	1.478	0.218
3.5000	3.124	6.63	0.188	0.298	0.209	0.435	16.000	15.376	52.36	0.312	0.859	1.462	0.214
3.5000	3.068	7.58	0.216	0.272	0.199	0.395	16.000	15.312	57.48	0.344	0.842	1.446	0.209
3.5000	3.000	8.68	0.250	0.243	0.187	0.350	16.000	15.250	62.58	0.375	0.825	1.430	0.204
3.5000	2.938	9.67	0.281	0.219	0.177	0.314	16.000	15.124	72.72	0.438	0.791	1.399	0.196
4.000	3.750	5.17	0.125	0.742	0.339	1.152	16.000	15.000	82.77	0.500	0.759	1.368	0.187
4.000	3.688	6.41	0.156	0.682	0.325	1.054	18.000	17.500	47.39	0.250	1.641	2.064	0.426
4.000	3.624	7.63	0.188	0.625	0.310	0.960	18.000	17.438	53.22	0.281	1.612	2.045	0.418
4.000	3.500	10.01	0.250	0.525	0.282	0.797	18.000	17.376	59.03	0.312	1.584	2.026	0.410
4.000	3.438	11.17	0.281	0.480	0.269	0.725	18.000	17.312	64.82	0.344	1.555	2.006	0.402
4.500	4.250	5.84	0.125	1.387	0.474	2.246	18.000	17.250	70.59	0.375	1.527	1.987	0.395
4.500	4.188	7.25	0.156	1.288	0.456	2.077	18.000	17.124	82.06	0.438	1.473	1.948	0.380
4.500	4.124	8.64	0.188	1.193	0.437	1.913	18.000	17.000	93.45	0.500	1.420	1.911	0.365
4.500	4.062	10.00	0.219	1.100	0.420	1.761	20.000	19.500	52.73	0.250	2.820	2.755	0.759
4.500	4.026	10.79	0.237	1.058	0.410	1.683	20.000	19.438	59.23	0.281	2.775	2.732	0.746
4.500	4.000	11.35	0.250	1.024	0.403	1.626	20.000	19.376	65.71	0.312	2.731	2.708	0.734
4.500	3.938	12.67	0.281	0.947	0.387	1.496	20.000	19.312	72.16	0.344	2.686	2.684	0.721
4.500	3.876	13.98	0.312	0.875	0.371	1.374	20.000	19.250	78.60	0.375	2.643	2.662	0.708
5.563	5.251	9.02	0.156	3.992	0.833	6.939	20.000	19.124	91.41	0.438	2.558	2.615	0.684
5.563	5.187	10.76	0.188	3.755	0.806	6.500	20.000	19.000	104.13	0.500	2.476	2.570	0.661
5.563	5.125	12.49	0.219	3.526	0.781	6.096	22.000	21.376	72.38	0.312	4.463E6	3.519E3	1.239E7
5.563	5.047	14.62	0.258	3.275	0.749	5.617	22.000	21.312	79.51	0.344	4.397	3.491	1.219
5.563	5.001	15.87	0.281	3.128	0.731	5.349	22.000	21.250	86.61	0.375	4.333	3.464	1.200
5.563	4.939	17.52	0.312	2.939	0.707	5.005	22.000	21.124	100.75	0.438	4.206	3.410	1.163
5.563	4.875	19.16	0.344	2.753	0.683	4.669	22.000	21.000	114.81	0.500	4.084	3.357	1.127
6.625	6.249	12.89	0.188	9.529	1.325	17.55E3	24.000	23.376	79.06	0.312	6.980	4.467	1.996
6.625	6.187	14.97	0.219	9.066	1.290	1.664	24.000	23.312	86.85	0.344	6.885	4.435	1.967
6.625	6.125	17.02	0.250	8.620	1.256	1.577	24.000	23.250	94.62	0.375	6.794	4.403	1.939
6.625	6.065	18.97	0.280	8.206	1.223	1.496	24.000	23.124	110.10	0.438	6.612	4.340	1.881
6.625	6.001	21.07	0.312	7.782	1.189	1.414	24.000	23.000	125.49	0.500	6.436	4.278	1.830
6.625	5.937	23.06	0.344	7.376	1.156	1.336	26.000	25.376	85.73	0.312	10.522	5.560	3.092
6.625	5.875	25.03	0.375	6.999	1.124	1.263	26.000	25.250	102.63	0.375	10.264	5.487	3.011
8.625	8.249	16.90	0.188	38.2E3	278	77.2E3	26.000	25.124	119.44	0.438	10.100	5.4515	2.932
8.625	8.187	19.64	0.219	0.368	0.272	0.741	26.000	25.000	136.17	0.500	9.766	5.344	2.856
8.625	8.125	22.36	0.250	0.354	0.267	0.712	28.000	27.376	92.41	0.312	1.538E7	0.681E4	0.463E8
8.625	8.071	24.70	0.277	0.342	0.262	0.687	28.000	27.250	110.64	0.375	1.503	0.672	0.452
8.625	8.001	27.74	0.312	0.328	0.256	0.656	28.000	27.124	128.79	0.438	1.468	0.664	0.441
8.625	7.981	28.55	0.322	0.324	0.254	0.647	28.000	27.000	146.85	0.500	1.435	0.656	0.430
8.625	7.937	30.40	0.344	0.315	0.251	0.628	28.000	26.874	164.83	0.563	1.402	0.648	0.420
8.625	8.875	33.04	0.375	0.303	0.245	0.603	30.000	29.376	99.08	0.312	2.188	0.822	0.675
8.625	7.749	38.26	0.438	0.279	0.235	0.553	30.000	29.250	118.65	0.375	2.141	0.812	0.660
10.750	10.374	21.15	0.188	1.202E5	512	2.620E5	30.000	29.124	138.13	0.438	2.095	0.803	0.645
10.750	10.312	24.60	0.219	1.166	0.504	2.538	30.000	29.000	157.53	0.500	2.051	0.794	0.630
10.750	10.250	28.04	0.250	1.131	0.496	2.458	30.000	28.874	176.85	0.536	2.007	0.786	0.616
10.750	10.192	31.20	0.279	1.100	0.488	2.384	32.000	31.376	105.76	0.312	3.041	0.979	0.959
10.750	10.136	34.20	0.307	1.070	0.481	2.315	32.000	31.250	126.66	0.375	2.980	0.969	0.939
10.750	10.062	38.20	0.344	1.031	0.472	2.227	32.000	31.124	147.48	0.438	2.621	0.958	0.919
10.750	10.020	40.48	0.365	1.010	0.467	2.178	32.000	31.000	168.21	0.500	2.863	0.948	0.899

Tabla 3-6 (Continuación).

de (pg)	di (pg)	W. (lb/pie)	C. (pg)	d ³	d ^{3/2}	d ^{1/3}	de (pg)	di (pg)	W. (lb/pie)	C. (pg)	d ³	d ^{3/2}	d ^{1/3}
10.750	9.874	48.19	0.438	0.939	0.449	2.014	32.000	30.874	188.86	0.563	2.805	0.938	0.880
12.750	12.321	29.28	0.219	2.829	0.808	6.533	34.000	33.376	112.43	0.312	4.142	1.155	1.334
12.750	12.250	33.38	0.250	2.759	0.797	6.359	34.000	33.250	134.67	0.375	4.064	1.143	1.307
12.750	12.188	37.45	0.281	2.689	0.787	6.189	34.000	33.124	156.82	0.438	3.988	1.132	1.281
12.750	12.126	41.51	0.312	2.622	0.776	6.023	34.000	33.000	178.89	0.500	3.914	1.120	1.255
12.750	12.090	43.77	0.330	2.583	0.770	5.928	34.000	32.874	200.88	0.563	3.839	1.109	1.230
12.750	12.062	45.55	0.344	2.553	0.756	5.856	36.000	25.376	119.11	0.312	5.540	1.349	1.819
12.750	12.000	49.56	0.375	2.488	0.755	5.697	36.000	35.250	142.68	0.375	5.442	1.336	1.784
12.750	11.874	57.53	0.438	2.360	0.734	5.358	36.000	35.124	166.17	0.438	5.346	1.323	1.751
14.000	13.500	36.71	0.250	4.484	1.030	1.068E6	36.000	35.000	189.57	0.500	5.252	1.311	1.718
14.000	13.438	41.21	0.281	4.382	1.021	1.042	36.000	34.874	212.89	0.563	5.158	1.298	1.685
14.000	13.376	45.68	0.312	4.282	1.008	1.016							
14.000	13.312	50.14	0.344	4.181	0.995	0.991							
14.000	13.250	54.57	0.375	4.084	0.983	0.966							
14.000	13.124	63.37	0.438	3.893	0.958	0.918							
14.000	13.000	72.09	0.500	3.713	0.934	0.873							

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Tabla 3-7.

Valores de p^2 (en lb/pg² abs.), para valores de p (en lb/pg² manométricas)

P	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	217	247	280	314	351	389	430	472	517	563
10	612	662	714	769	825	884	944	1007	1071	1138
20	1206	1277	1349	1424	1500	1578	1659	1741	1826	1912
30	2001	2091	2184	2278	2375	2473	2574	2676	2780	2887
40	2996	3106	3218	3333	3449	3568	3688	3811	3935	4062
50	4190	4320	4453	4587	4724	4862	5003	5145	5290	5436
60	5585	5735	5887	6042	6198	6357	6517	6680	6844	7011
70	7179	7350	7522	7697	7873	8051	8232	8414	8599	8785
80	8974	9164	9357	9551	9748	9946	10147	10349	10553	10760
90	10986	11179	11391	11606	11822	12041	12261	12484	12708	12935
P	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
100	13163	15558	18152	20947	23941	27136	30531	34125	37920	41914
200	46109	50504	55098	59893	64887	70135	75477	81071	86866	92860
300	99055	105450	112044	118839	125833	133028	140423	148017	155812	163806
400	172001	180396	188990	197785	206779	215974	225369	234963	244758	254752
500	264947	275342	285936	296731	307725	318920	330315	341909	353704	365698
600	377893	390288	402882	415677	428671	441866	455261	468855	482650	496644
700	510839	525234	539828	554623	569617	584812	600207	615801	631596	647590
800	663785	680180	696774	713569	730563	747758	765153	782747	800542	818536
900	836731	855126	873720	892515	911509	930704	950099	969693	989488	1009482
1000	1029677									

CAPÍTULO IV

EL CONCEPTO DE LONGITUD EQUIVALENTE.

IV-1 Procedimientos prácticos para la solución de problemas de tuberías acopladas en paralelo, por conversión a diámetro y longitud equivalente.

Es muy raro encontrar un sistema de transporte de hidrocarburos por ducto, que esté constituido por tuberías de un diámetro único a lo largo de toda su extensión. La mayoría de los sistemas está compuesto por varias secciones de tuberías de diferentes diámetros, o bien, están formados por varias líneas paralelas entre sí (looped). A medida que aumente la demanda diaria, para poder satisfacerla se acostumbra a recurrir a las prácticas de construir nuevas líneas paralelas a las ya existentes, del mismo o de diferente diámetro que aquéllas. Las ampliaciones y las prolongaciones de los sistemas ya existentes no siempre se construyen con tuberías de diámetro diferente al original.

Como resultado de las costumbres mencionadas, para poder hacer frente a las condiciones que cambian constantemente, se encuentran en la práctica los sistemas complejos de tuberías.

IV-2 Fórmulas.

Las fórmulas que aparecen a continuación y los ejemplos con que ilustra su aplicación, están relacionados con la fórmula de Weymouth.

El principio básico general consiste en convertir los diversos diámetros y longitudes de ducto de un sistema completo, en longitudes equivalentes a un diámetro común, único, o bien, en diámetros equivalentes a una longitud común, única. De estos puntos de partida se obtienen las dimensiones de una sola línea con una capacidad de flujo equivalente a la del sistema complejo original. El criterio es el mismo que se observó con respecto a los oleoductos.

En todos los casos concernientes a las fórmulas y ejemplos que siguen, se ha supuesto que las presiones, la temperatura y la densidad relativa permanecen constantes, y las únicas variables que afectan al volumen fluyente de gas, son la longitud y el diámetro del ducto.

IV-2a Tuberías en serie.

Por lo tanto, el flujo de una determinada cantidad de gas bajo las mismas condiciones de presión y temperatura, y de la misma densidad relativa a lo largo de dos líneas en serie que tuvieran distintas longitudes y diámetros, se expresaría como sigue:

$$Q = 18.062 \frac{T_b}{p_b} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2)(d_1^{16/3})}{(T)(L_1)(\delta)} \right]^{1/2}$$

Y también:

$$Q = 18.062 \frac{T_b}{p_b} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2)(d_2^{16/3})}{(T)(L_2)(\delta)} \right]^{1/2}$$

Por definición, el valor Q , p_b , T_b , p_1 , p_2 , δ , y T , son los mismos en ambas ecuaciones; igualando los segundos miembros y simplificando, se transforma en la siguiente igualdad:

$$\frac{d_1^{16/3}}{L_1} = \frac{d_2^{16/3}}{L_2} \quad (4-1)$$

También:

$$L_1 = L_2 \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^{16/3} \quad (4-2)$$

En la que " L_1 " es la longitud equivalente a una tubería conocida, con longitud " L_2 " y diámetro d_2 , en función de un diámetro elegido previamente, d_1 .

Reacomodando términos en la ecuación anterior, también se tiene:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$d_1 = d_2 \left(\frac{L_1}{L_2} \right)^{\frac{3}{16}} \quad (4-3)$$

En la que "d₁" es el diámetro equivalente a una tubería conocida cuyo diámetro y longitud son respectivamente d₂ y L₂, expresado en función de otra longitud convenida, L₁.

IV-2b Tubería en paralelo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

A continuación se obtiene el diámetro equivalente, tal como se utiliza en el cálculo del flujo de gas a lo largo de sistemas complejos compuestos por tuberías paralelas, exclusivamente. El volumen que fluya por el sistema será:

$$Q = 18.062 \frac{t_b}{p_b} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2)}{(T)(L)(\delta)} \right]^{\frac{1}{2}} (d_1^{8/3} + d_2^{8/3} + d_3^{8/3} + \dots + d_n^{8/3})$$

También:

$$Q = 866288 \frac{1}{L^{1/2}} [\Phi(p_1) - \Phi(p_2)]^{1/2} (d_1^{8/3} + d_2^{8/3} + d_3^{8/3} + \dots + d_n^{8/3}) \quad (4-4)$$

En las que d₁, d₂, d₃, , d_n son los diámetros de cada una de las ramas que componen el sistema.

El diámetro equivalente (d_e) a una línea que tenga la misma capacidad de entrega que todas las líneas paralelas en conjunto será:

$$d_e^{8/3} = (d_1^{8/3} + d_2^{8/3} + d_3^{8/3} + \dots + d_n^{8/3})$$

Y también:

$$d_e = (d_1^{8/3} + d_2^{8/3} + d_3^{8/3} + \dots + d_n^{8/3})^{3/8} \quad (4-5)$$

Este valor del diámetro equivalente (d_e) que se obtiene mediante esta sencilla operación, puede substituirse directamente en la fórmula de Weymouth para con ella determinar el gasto.

IV-3 Ejemplos.

IV-3.1 Sistemas en serie.

Determinese el gasto en pies³/hora en un ducto (Fig. IV-1) compuesto por:

- A) 20 millas de tubería de 14" (d.e.) y espesor de pared de 0.375.
- B) 20 millas de tubería de 16" (d.e.) y espesor de pared de 0.375.
- C) 30 millas de tubería de 18" (d.e.) y espesor de pared de 0.375.

Las tuberías, conectadas en serie, tienen una presión a la entrada de 600 lb/pg² y a la salida de 100 lb/pg².

Solución:

Puesto que tanto las longitudes como los diámetros son variables, la vía más fácil y práctica es la determinar la longitud equivalente de cada sección del sistema, ajustada a un diámetro común único. En estas condiciones, el sistema es equivalente a una línea continua de un solo diámetro, con una longitud igual a la suma de las longitudes de las secciones de diámetro equivalente.

Si se escoge como diámetro común el de la sección central, (B), de 20 millas de longitud y que tiene un diámetro interior de 15.250 pgs., pueden convertirse las otras dos secciones (A) y (C), a longitudes equivalentes al mismo diámetro común, utilizando los valores de " $d^{16/3}$ " que se dan en la tabla 3-6, como a continuación se indica:

La sección (A) de 20 millas y 14 pgs. (d.e.), o sea 13.250 pgs. (d.i.), es equivalente a:

$$L_{e(AB)} = 20 \left(\frac{15.250}{13.250} \right)^{\frac{16}{3}} = \frac{(20)(2040000)}{966000}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$L_{e(AB)} = 42.236$ millas de tubería de 15.250 pgs. (d.i.).

La sección (C) de 30 millas y 18 pgs. (d.e.), o sea, 17.250 pgs. (d.i.), es equivalente a:

$$L_{e(CA)} = 30 \left(\frac{15.250}{17.250} \right)^{\frac{16}{3}} = \frac{(30)(2040000)}{3950000}$$

$L_{e(CA)} = 15.494$ millas de tubería de 15.250 pgs. (d.i.).

El sistema completo es igual a la suma de estas longitudes componentes; (Fig. IV-2).

$L_{e(T)} = 42.236 + 20 + 15.494 = 77.73$ millas de 15.250 pgs. (d.i.).

El gasto de gas se puede ya calcular de la manera ilustrada en ejemplos anteriores.

IV-3.2 Sistema en paralelo.

Determinese el gasto, en pies³/hora, de una línea (Fig. IV-3), compuesta de 100 millas de tubería de 16" (d.e.), espesor de 0.375" (15.250" d.i.), en paralelo por una distancia de 30 millas, con otra

tubería de 14 pgs. (d.e.), espesor de 0.375 pgs. (13.250" d.i.), en que las presiones, temperaturas y densidades son las mismas del ejemplo anterior.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Solución:

En primer lugar, se convierte la sección en paralelo, de 30 millas de longitud, en una sola línea, igualmente de 30 millas de longitud, pero con un diámetro equivalente al de las dos líneas en paralelo, de 15.250 y 13.250 pgs. (d.i.), como se indica a continuación:

$$d_e = (15.250^{8/3} + 13.250^{8/3})^{3/8}$$

(véase la tabla 3-6, para valores de "d^{8/3}").

$$d_e = (1430 + 983)^{3/8}$$

$d_e = 18.55$ pgs., diámetro único equivalente a una sección de línea de 30 millas de longitud y diámetros de 15.250 y 13.520 pgs.

En estas condiciones, el sistema es equivalente a dos secciones en serie (Fig. IV-4), una de 30 millas de longitud, de 18.555 pgs. (d.i.), y otra de 70 millas de longitud, con 15.250 pgs. (d.i.). Cualquiera de estas dos secciones puede convertirse en una longitud equivalente a la otra sección del mismo diámetro. Se convierte, pues, la sección de tubería de 30 millas de 18.555 pgs. (d.i.), a una longitud equivalente, de 15.250 pgs., de la manera siguiente:

$$L_e = 30 \left(\frac{15.250}{18.555} \right)^{\frac{16}{3}} = 30 \frac{2040000}{5823000}$$

$L_e = 10.5$ millas de tubería de 15.250 pgs. (d.i.), equivalente a la tubería de 30 millas y 18.555 pgs. (d.i.).

El sistema completo, en función de una línea de un solo diámetro (Fig, IV-5), es:

$$L_{e(T)} = 70.0 + 10.5 = 80.5 \text{ millas de tubería de 15.250 pgs. (d.i.).}$$

La cantidad que puede ser transportada por un sistema como el ya resuelto, se puede determinar como se indico en el primer ejemplo.

Cuando un sistema en paralelo se compone de varias secciones de líneas de longitudes diferentes, el diámetro equivalente para una de las líneas se determina para una longitud igual al de la otra línea, y a continuación se convierte a una sola línea, equivalente, a un solo diámetro.

Figura IV-1

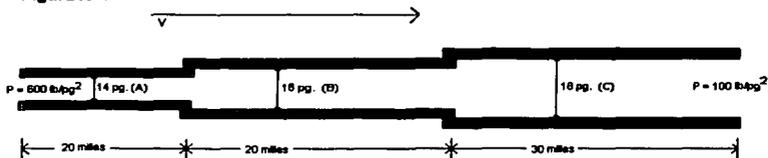


Figura IV-2



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Figura IV-3

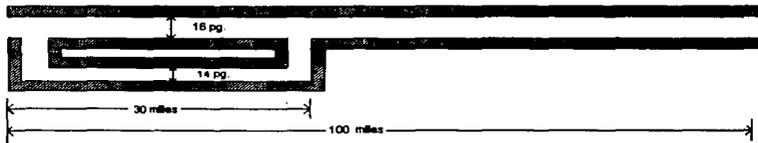


Figura IV-4

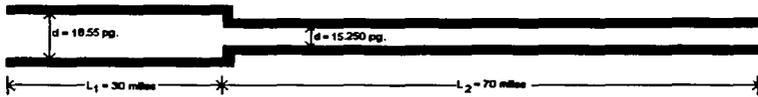
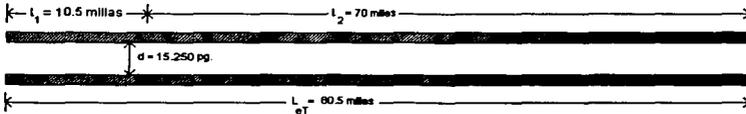


Figura IV-5



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CAPÍTULO V

SIMPLIFICACIÓN DE LOS PROBLEMAS DE DEMANDA Y CAPACIDAD.

V-1 Determinación de la longitud de línea paralela necesaria para satisfacer aumentos de demanda.

Ya se comentó anteriormente que si un sistema de conducción de hidrocarburos consta de una sola línea, cualquier pequeño aumento en la demanda puede satisfacerse, generalmente, mediante un correspondiente aumento en la presión de operación, pero que si el aumento en la demanda es grande, entonces se hace necesario construir secciones paralelas al sistema ya existente.

En las páginas que siguen los ductos se denominarán "línea original" y "línea paralela". La línea paralela puede extenderse o no en toda la longitud de la línea original; sin embargo, los dos extremos de la línea paralela tienen que estar conectados a la línea original.

Las fórmulas que se dan a continuación fueron derivadas de la fórmula de Weymouth con el propósito de facilitar el trabajo de sistemas en paralelo.

La aplicación de las fórmulas se hace bajo la condición de que siempre se instale una línea en paralelo a una sección original, ya existente, la temperatura y la densidad relativa del gas y las presiones a

la entrada y a la salida de la línea original, son las mismas que antes de haber duplicado las líneas.

La nomenclatura empleada en la deducción de las fórmulas y sus definiciones es la siguiente:

X = parte de la longitud de la línea original que se va a conectar en paralelo; este termino se expresa e forma decimal, como porcentaje.

d_o = diámetro interior de la línea original, en pulgadas.

d_p = diámetro interior de la línea paralela, en pulgadas.

Q_1 = caudal de flujo o gasto a través del sistema, antes de duplicar las líneas, a condiciones especificadas de presión y temperatura.

Q_2 = caudal de flujo o gasto a través del sistema, después de duplicar las líneas, a condiciones específicas de presión y temperatura.

L_o = longitud desde la entrada a la salida, de la línea original, en millas.

L_{et} = longitud de una sola línea de diámetro " d_o ", equivalente a todo el sistema, después de duplicar una sección, en millas.

L_{em} = longitud de una sola línea de diámetro " d_o ", equivalente a una milla de la sección en paralelo, en millas.

El diámetro " d_o " de una sola línea, equivalente a las dos líneas que componen la sección en paralelo, es, según ya se ha visto.

$$d_o = (d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^{3/8}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La longitud equivalente " L_{em} " de una milla de tubería con diámetro " d_o ":

$$L_{em} = (d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^{3/8}$$

En función del diámetro " d_o " es, según se ha visto, (ecua. 4-2):

$$L_{em} = \left[\frac{d_o}{(d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^{3/8}} \right]^{16/3} \quad (5-1)$$

$$L_{em} = \frac{d_o^{16/3}}{(d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^2} \quad (5-2)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La longitud original del sistema " L_o ", menos la longitud de la sección duplicada, más la longitud equivalente a la sección duplicada en función del diámetro de la línea original, (d_o), es igual a la longitud de una sola línea de diámetro (d_o) equivalente a todo el sistema, después de que se ha duplicado una sección, es decir:

$$L_{em} = L_o - (X * L_o) + (X * L_o) \left[\frac{d_o^{16/3}}{(d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^2} \right] \quad (5-3)$$

De acuerdo con la fórmula de Weymouth, la cantidad de gas fluye por hora (Q_1), antes de poner las líneas en paralelo, es:

$$Q_1 = 18.062 \frac{T_b}{p_b} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d_o^{16/3}}{(T_o)(L_o)\delta} \right]^{1/2}$$

Suponiendo idénticos valores de (δ), densidad relativa, temperatura (T) y presión (p_1 y p_2) de entrada y de salida, la cantidad de gas, después de haber duplicado las líneas es:

$$Q_1 = 18.062 \frac{T_b}{p_b} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d_o^{16}}{(T_o)(L_{ef})(\delta)} \right]^{\frac{1}{2}}$$

De donde:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \left(\frac{L_{ef}}{L_o} \right)^{\frac{1}{2}}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Y por lo tanto:

$$L_{ef} = L_o \left(\frac{Q_1}{Q_2} \right)^2 \quad (5-4)$$

Substituyendo en la ecuación (5-3) este valor de L_{ef} :

$$L_o \left(\frac{Q_1}{Q_2} \right)^2 = L_o - (X * L_o) + (X * L_o) \left(\frac{d_o^{16}}{\left(d_o^{\frac{8}{3}} + d_p^{\frac{8}{3}} \right)^2} \right) \quad (5-5)$$

Dividiendo entre " L_o " ambos miembros de la ecuación (5-5), da:

$$\left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)^2 = 1 - X + X \left[\frac{d_o^{16/3}}{(d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^2} \right]$$

De donde:

$$X = \frac{\left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)^2 - 1}{\left[\frac{d_o^{16/3}}{(d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^2} \right]} \quad (5-6)$$

Que es la distancia de tubería original a duplicar. Para conocer el gasto que resultará una vez que se haya duplicado la línea original, "Q₂", hagamos transitoriamente en beneficio de la claridad en la deducción:

$$\frac{d_o^{16/3}}{(d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^2} = A$$

Entonces la ecuación (5-6) se escribirá también así:

$$X = \frac{\left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)^2 - 1}{A - 1}$$

Y de aquí:

$$X = \left(\frac{Q_1^2}{Q_2^2} - 1\right) \left(\frac{1}{A - 1}\right)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Y despejando al gasto, que es la incógnita cuyo valor se busca:

$$Q_2^2 = \frac{Q_1^2 - Q_2^2}{X(A-1)}$$

Y efectuando operaciones:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$Q_2 = \frac{Q_1}{[X(A-1)+1]^{\frac{1}{2}}}$$

Y devolviendo a "A" su valor original:

$$Q_2 = \frac{Q_1}{\left[X \left(\frac{d_o^{16/3}}{(d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^2} - 1 \right) + 1 \right]^{\frac{1}{2}}} \quad (5-7)$$

Las ecuaciones (5-6) y (5-7) pueden ser escritas en forma ligeramente distinta, expresando los valores "d_o" y "d_p" como un cociente; a tal efecto, si se divide entre "d_o^{16/3}" el numerador y el denominador del término queda:

$$\frac{d_o^{\frac{16}{3}}}{(d_o^{8/3} + d_p^{8/3})^2}$$

Se tendrá:

$$\frac{1}{\left[1 + \left(\frac{d_p}{d_o}\right)^{\frac{8}{3}}\right]^2}$$

Por lo que la ecuación (5-6) puede tomar esta otra forma:

$$X = \frac{\left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)^2 - 1}{\left\{ \sqrt[1]{\left[1 + \left(\frac{d_p}{d_o}\right)^{\frac{8}{3}}\right]^2} \right\}^{-1}} \quad (5-8)$$

Razonando de manera semejante, se puede expresar la ecuación (5-7) del gasto en forma correspondiente a la ecuación (5-8) a que se acaba de llegar para determinar el porcentaje de línea paralela:

$$Q_2 = \frac{Q_1}{\left[X \left\{ \left[\frac{1}{\left[1 + \left(\frac{d_p}{d_o}\right)^{8/3}\right]^2} \right] - 1 \right\} + 1 \right]^{1/2}} \quad (5-9)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La ecuación (5-8) puede disponerse de la forma siguiente, para obtener una expresión que permita calcular el diámetro requerido para la línea paralela, que satisfaga un valor de gasto de gas "Q₂" cuando la línea paralela tenga una longitud "X"; para ello, despejamos el numerador del segundo miembro, dividiendo entre "X" y cambiando términos:

$$\left[\frac{\left(\frac{Q_1}{Q_2} \right)^2 - 1}{X} \right] + 1 = \left[\frac{1}{1 + \left(\frac{d_p}{d_o} \right)^{8/3}} \right]^2$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

De donde:

$$\left[\frac{X}{\left(\frac{Q_1}{Q_2} \right)^2 - 1 + X} \right]^{\frac{1}{2}} = 1 + \left(\frac{d_p}{d_o} \right)^{\frac{8}{3}}$$

Finalmente:

$$\frac{d_p}{d_o} = \left[\left(\frac{X}{\left(\frac{Q_1}{Q_2} \right)^2 - 1 + X} \right)^{\frac{1}{2}} - 1 \right]^{\frac{3}{8}} \quad (5-10)$$

Cuando "X" sea igual a la unidad, es decir, que se haya duplicado toda la línea original con otra en paralelo, al tener en la ecuación (5-8), $X = 1$, se verificará:

$$\left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)^2 - 1 = \left[\frac{1}{\left[1 + \left(\frac{d_p}{d_o}\right)^{\frac{8}{3}}\right]^2} \right] - 1$$

De donde:

$$\frac{Q_2}{Q_1} = 1 + \left(\frac{d_p}{d_o}\right)^{\frac{8}{3}} \quad (5-11)$$

Quando el diámetro de la línea paralela es el mismo que de la línea original, las anteriores fórmulas se simplifican a estas dos que siguen, toda vez que el término " d_p/d_o " valdrá la unidad y entonces la ecuación (5-8) se transforma en:

$$X = \frac{\left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)^2 - 1}{\left[\frac{1}{(1+1)^2}\right] - 1} = \left[\left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)^2 - 1\right] \left(-\frac{4}{3}\right)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

O lo que es lo mismo:

$$X = \frac{4}{3} \left[1 - \left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)^2 \right] \quad (5-12)$$

Y también:

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{2}{(4 - 3X)^{\frac{1}{2}}} \quad (5-13)$$

V-2 Volumen contenido en una línea en operación.

Puede definirse el gas almacenado en un sistema de ductos de transporte, como el volumen de gas medido a condiciones estándar de presión y temperatura, que está contenido en el sistema. Si el ritmo de extracción de gas es igual al ritmo de inyección (flujo permanente), el volumen de gas almacenado en el sistema permanece constante. Cuando el ritmo de extracción de gas es mayor que el ritmo de inyección, disminuye la presión media en la tubería y también el volumen de gas almacenado en el sistema; inversamente, cuando el ritmo de extracción es menor que el ritmo de inyección, aumenta tanto la presión media como el volumen de gas contenido en el sistema.

En la operación de gasoductos, en la mayoría de los casos, las condiciones de presión generalmente son inestables, debido a las variaciones periódicas que experimenta la demanda de gas. Es decir, que la presión media en la línea casi siempre está aumentando o disminuyendo, lo que se traduce en cambios de la cantidad de gas contenido en la tubería. Las condiciones de operación y las presiones requeridas para el transporte están menos sujetas a fluctuaciones, cuando se dispone de elementos de almacenamiento, como tanques de balance, para absorber las variaciones en el ritmo de la demanda.

La cantidad de gas almacenado o contenido en un momento dado en un gasoducto, depende de la longitud, del diámetro de la tubería, de

la presión media y de la temperatura del gas. Esta cantidad puede ser determinada mediante el empleo de la fórmula siguiente:

$$V = 1.955(d)^2(L)(p_m)(k) \quad (5-15)$$

En la que:

V = volumen, en pies³ a condiciones de p y T estándar.

d.i = diámetro interior de la línea, en pulgadas.

L = longitud de la línea, en millas.

p_m = presión media de la línea, en (lb/pg²).

k = $(1/Z)^{1/2}$ factor de supercompresibilidad de un gas de densidad relativa dada, para una temperatura también dada, valor generalmente disponible en tablas de manuales.

El valor de la presión media puede encontrarse con la ecuación:

$$p_m = \frac{2}{3} \left(p_1 + p_2 - \frac{p_1 p_2}{p_1 + p_2} \right)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

En la que:

p_m = presión media, en lb/pg² abs.

p_1 = presión de entrada, en lb/pg² abs.

p_2 = presión de salida, en lb/pg² abs.

Si un gasoducto está operando con la presión media máxima que puede admitirse en condiciones de seguridad, el volumen disponible de gas almacenado, es la fracción del total almacenado correspondiente a

esta presión con relación a la presión media más baja en la línea, basada como se acaba de decir, en las condiciones permisibles de operación.

El volumen de gas que se puede obtener de los gasoductos que operan en condiciones de régimen variable o inestable, no es comparable a las cifras de gasto obtenidas mediante el cálculo con las fórmulas de flujo, que están basadas en condiciones de régimen permanente (estable). Las pruebas llevadas a cabo en gasoductos comerciales, especialmente en los que cuentan con medidores en ambos extremos, a la entrada y a la salida de la línea, dan por resultado que el ritmo de gas entregado por un gasoducto es mayor cuando la presión media de la línea está disminuyendo, que el que se obtiene cuando dicha presión es constante, y que el ritmo de gas extraído es menor cuando la presión media de la línea está aumentando.

Mediante el empleo de la ecuación (5-15) puede calcularse rápidamente la cantidad total de gas contenido en una línea, cuando el gasto permanece constante, o sea, cuando la inyección es igual a la descarga.

Para calcular la cantidad de gas que puede almacenarse (o extraerse de almacenamiento) entre el período de flujo menor y el período de flujo mayor, solamente es necesario encontrar el valor de V_1 (volumen correspondiente al flujo menor), utilizando las presiones correspondientes a este período en la fórmula ya dada para determinar la presión media (p_m), y encontrar el valor de V_2 (volumen correspondiente al flujo mayor), substituyendo las presiones correspondientes en la fórmula de p_m y substrayendo ésta de aquélla, se obtiene el volumen contenido en la línea en las condiciones de operación especificadas.

Si una línea se encuentra operando en condiciones de gradiente de presión estática (p), uniforme, a todo lo largo de la tubería, puede utilizarse las fórmulas que siguen para determinar el volumen contenido en la línea:

$$V \text{ (pies}^3\text{/100 pies)} = 0.03703 p d^2 k$$

$$V \text{ (pies}^3\text{/pies)} = 0.0003703 p d^2 k$$

$$V \text{ (pies}^3\text{/1000 pies)} = 0.3703 p d^2 k$$

$$V \text{ (pies}^3\text{/milla)} = 1.955 p d^2 k$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Ejemplo:

Supóngase que una tubería de 200 millas de longitud y 20 pulgadas de diámetro exterior (19.250 pgs. de diámetro interior) está operando bajo las condiciones que se dan enseguida, y se desea determinar la cantidad de gas que contiene la línea. La temperatura del gas es de 60 °F y su densidad relativa es de 0.65; el tráfico en la línea es como sigue:

Período de flujo menor: $p_1 = 800$; $p_2 = 600$; $p_m = 705$ [lb/pg²]

Período de flujo mayor: $p_1 = 800$; $p_2 = 400$; $p_m = 622$ [lb/pg²]

Solución:

De las graficas de factores de desviación, se obtienen los valores de "Z" para cada uno de los valores de "p" y a continuación se calculan los valores de "k" por medio de la expresión:

$$k = \left(\frac{1}{Z}\right)^{\frac{1}{2}}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Por lo tanto:

Período de flujo menor:

$$P_{m-1} = \frac{2}{3} \left(800 + 600 - \frac{(800)(600)}{800 + 600} \right) = \frac{2}{3} \left(1400 - \frac{480000}{1400} \right) = 705$$

La presión y la temperatura pseudocrítica correspondientes a una densidad relativa de 0.65 son:

$$pt_c = 375^\circ R$$

$$pp_c = 675 \left[\frac{lb}{pg^2} \right]$$

Entonces, las pseudo temperaturas y presiones reducidas serán:

$$pt_{R-1} = \frac{T}{pt_c} = \frac{60+460}{375} = \frac{520}{375} = 1.387 \cong 1.4$$

$$pp_{R-1} = \frac{p_{m-1}}{pp_c} = \frac{705}{675} = 1.04$$

$$\therefore Z_1 = 0.87$$

Periodo de flujo mayor:

$$p_{m-1} = \frac{2}{3} \left(800 + 400 - \frac{(800)(400)}{800 + 400} \right) = \frac{2}{3} \left(1200 - \frac{320000}{1200} \right) = 622$$

Procediendo de idéntica forma para determinar el correspondiente valor de Z de este periodo:

$$pt_{R-2} = \frac{T}{pt_c} = 1.4$$

$$pp_{R-2} = \frac{p_{m-2}}{pp_c} = \frac{622}{675} = 0.921$$

$$\therefore Z = 0.885$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Aplicando ya la fórmula (5-15), se tiene:

$$V_1 = (1.995)(19.25)^2 (200)(705) \left(\frac{1}{0.87} \right)^{\frac{1}{2}} = 109,513,514.3$$

$$V_2 = (1.955)(19.25)^2 (200)(622) \left(\frac{1}{0.885} \right)^{\frac{1}{2}} = 95,798,117.4$$

Por lo tanto:

$$V_c = V_1 - V_2$$

O sea:

$$109,513,514.3 + 95,798,117.4 = 13,715,396.9$$

Finalmente:

$$V_c = 13,715,396.9 \text{ pies}^3 \text{ de gas.}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

V-3 Empleo de la fórmula de PANHANDLE simplificada.

Esta fórmula, en su representación original, ha sido y sigue siendo muy empleada por numerosos operadores para calcular el flujo de gas en ductos de gran diámetro, es decir, de 12 pulgadas y mayores. En su forma original.

$$Q = 435.87(E) \left(\frac{T_b}{p_b} \right)^{1.07881} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{(T_f)(L)(\delta^{0.8539})} \right)^{0.5394} (d)^{2.6182} \quad (5-16)$$

Si en esta ecuación se hace:

T_b = temperatura base = $60^\circ + 460^\circ = 520^\circ \text{R}$ (o abs.)

p_b = presión base = $14.73 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

T_f = temperatura de flujo = $50^\circ + 460^\circ = 510^\circ \text{R}$

δ = densidad relativa del gas = 0.686 (promedio en la zona)

E = factor empírico de cada operador.

Entonces la fórmula se reduce a:

$$\frac{Q}{d^{2.6182}} = 839.51(E) \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)$$

Que es la fórmula original de Panhandle, para valores fijos.

Esta fórmula se revisó y el resultado se conoce como la "fórmula de flujo del Panhandle, modificada". La fórmula completa toma en consideración las diferencias en elevación y de compresibilidad. En los cálculos en los que sólo se requiere un grado de aproximación regular, pueden omitirse estos dos factores. La versión simplificada de la fórmula modificada es:

$$Q = 737 \left(\frac{T_b}{p_b} \right)^{1.02} (E) \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{(T)(L)(\delta)} \right)^{0.510} (d)^{2.53} \quad (5-17)$$

Esta ecuación puede separarse en sus componentes así:

$$Q = 737 \left(\frac{T_b}{p_b} \right)^{1.02} \left(\frac{1}{T_f} \right)^{0.510} \left(\frac{1}{\delta} \right)^{0.4901} \left(\frac{1}{L} \right)^{0.510} (d)^{2.53} (p)^{1.02} \left(\frac{p^2 - 1}{r^2} \right)^{0.510}$$

Normalmente, los valores de T_b , p_b , T_f y δ deberán permanecer constantes en su problema de proyecto, por lo tanto, pueden agruparse

estos componentes e incluirlos en una tabla, como a continuación se indica:

a):

$\phi(\delta_{if})$ = función combinada de la densidad relativa a condiciones de temperatura de flujo (afectada del coeficiente dimensional = 737); tabla 5.1.

$$\Phi(\delta_{if}) = 737 \left(\frac{T_b}{p_b} \right)^{1.02} \left(\frac{1}{T_f} \right)^{0.510} \left(\frac{1}{\delta} \right)^{0.4901}$$

b):

$\phi(p)$ = función de la presión. Tabla 5.2.

$$\Phi(p) = (p_1)^{1.02}$$

c):

$\phi(L)$ = función del espaciamiento entre estaciones.
Tabla 5.3.

$$\Phi(L) = \left(\frac{1}{L} \right)^{0.510}$$

d):

<p>TESIS CON FALLA DE ORIGEN</p>

$\phi(d)$ = función del diámetro de la línea. Tabla 5.4.

$$\Phi(d) = d^{2.53}$$

e).

$\phi(r)$ = función de la relación de presión, o también, función de la relación de compresión, tabla 5.5.

$$\Phi(r) = \frac{p_1}{p_2}$$

$$\Phi(r) = \left(\frac{r^2 - 1}{r^2} \right)^{0.510}$$

De manera que la fórmula de flujo se simplifica aun a esta expresión más práctica:

$$Q = \phi(\delta_r) \phi(p) \phi(L) \phi(d) \phi(r) E \text{ [pies}^3\text{/días]} \quad (5-18)$$

Que es la ecuación del Panhandle tabulada.

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

TABLA 5.1.

Función de la densidad relativa a temperatura de flujo corregida a condiciones base.

$$\Phi(\delta_f) = 737 \left(\frac{T_b}{p_b} \right)^{1.02} \left(\frac{1}{T_f} \right)^{0.510} \left(\frac{1}{\delta} \right)^{0.4901}$$

°F	0.600	0.610	0.62	0.630	0.640	0.650	0.660	0.670	0.680	0.690	0.700
35	1519.9	1503.7	1491.8	1480.1	1468.7	1457.6	1446.7	1436.1	1425.7	1415.6	1405.6
40	1508.3	1496.1	1484.2	1472.6	1461.3	1450.3	1439.4	1428.9	1418.5	1408.4	1398.5
45	1500.5	1488.4	1476.6	1465.1	1453.8	1442.8	1432.1	1421.6	1411.3	1401.2	1391.4
50	1492.8	1480.8	1469.0	1457.6	1446.4	1435.4	1424.7	1414.2	1404.0	1394.0	1384.2
55	1485.4	1473.4	1461.7	1450.3	1439.2	1428.3	1417.6	1407.2	1397.0	1387.1	1377.3
60	1478.4	1466.4	1454.8	1443.4	1432.3	1421.5	1410.9	1400.5	1390.4	1380.5	1370.8
65	1470.9	1459.1	1447.5	1436.2	1425.1	1414.3	1403.8	1393.5	1383.4	1373.5	1363.9
70	1463.8	1452.0	1440.5	1429.2	1418.2	1407.5	1397.0	1386.7	1376.7	1366.9	1357.3
75	1457.1	1445.3	1433.8	1422.6	1411.7	1401.0	1390.6	1380.4	1370.4	1360.6	1351.0
80	1449.9	1438.2	1426.8	1415.6	1404.7	1394.1	1383.7	1373.5	1363.6	1353.9	1344.4
85	1443.1	1431.4	1420.1	1409.0	1398.2	1387.6	1377.2	1367.1	1357.2	1347.5	1338.1
90	1436.7	1425.1	1413.7	1402.7	1391.9	1381.4	1371.1	1361.0	1351.2	1341.5	1332.1
95	1429.8	1418.3	1407.0	1396.0	1385.3	1374.8	1364.5	1354.5	1344.7	1335.1	1325.7
100	1423.3	1411.8	1400.6	1389.7	1379.0	1368.5	1358.3	1348.4	1338.6	1329.1	1319.7
105	1416.8	1405.3	1394.2	1383.3	1372.7	1362.3	1352.1	1342.2	1332.5	1323.0	1313.7
110	1410.6	1399.2	1388.1	1377.3	1366.7	1356.4	1346.2	1336.4	1326.7	1317.2	1308.0
115	1404.5	1393.1	1382.1	1371.3	1360.7	1350.4	1340.4	1330.5	1320.9	1311.5	1302.3
120	1398.3	1387.0	1376.0	1365.2	1354.7	1344.5	1334.5	1324.7	1315.1	1305.7	1296.5
125	1392.0	1380.8	1369.8	1359.1	1348.7	1338.5	1328.5	1318.8	1309.2	1299.9	1290.7
130	1385.8	1374.6	1363.7	1353.0	1342.7	1332.5	1322.6	1312.8	1303.4	1294.1	1285.0
135	1379.9	1368.8	1357.9	1347.3	1337.0	1326.9	1317.0	1307.3	1297.8	1288.6	1279.5
140	1374.1	1363.0	1352.2	1341.6	1331.3	1321.2	1311.4	1301.7	1292.3	1283.1	1274.1
145	1368.2	1357.1	1346.4	1335.8	1325.6	1315.5	1305.7	1296.1	1286.8	1277.6	1268.6
150	1362.7	1351.7	1341.0	1330.5	1320.2	1310.3	1300.5	1290.9	1281.6	1272.5	1263.5

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TABLA 5.2.

Función de la presión de entrada a la línea, o también, descarga de la compresora, [lb/pg² abs.]

$$\Phi(p) = p_i^{1.02}$$

	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
200	222.36	233.70	245.06	256.43	267.80	279.18	290.58	301.99	313.40	324.82	336.25
300	336.25	347.68	359.13	370.58	382.03	393.50	404.97	416.45	427.93	439.42	450.92
400	450.92	462.41	473.92	485.43	496.96	508.47	520.01	531.53	543.07	554.62	566.16
500	566.16	577.72	589.28	600.84	612.41	623.96	635.55	647.13	658.70	670.29	681.88
600	681.88	693.47	705.07	716.67	728.28	739.90	751.50	763.12	774.73	786.36	798.00
700	798.00	809.62	821.24	832.88	844.52	856.17	867.80	879.47	891.11	902.76	914.43
800	914.43	926.08	937.76	948.40	961.08	972.75	984.42	996.09	1007.8	1019.5	1031.1
900	1031.1	1042.8	1054.5	1066.2	1077.9	1089.6	1101.3	1113.0	1124.7	1136.4	1148.2

TABLA 5.3. Función del espaciamento entre estaciones [millas].

$$\Phi(L) = \left(\frac{1}{L}\right)^{0.510}$$

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
0	—	1.00000	0.70223	0.57102	0.49312	0.44008	0.40092	0.37061	0.64628	0.32608	0.30903
10	0.30903	0.29436	0.28159	0.37033	0.26029	0.25129	0.24316	0.23575	0.22898	0.22276	0.21701
20	0.21701	0.21166	0.20670	0.20206	0.19722	0.19367	0.18983	0.18620	0.18278	0.17954	0.17646
30	0.17646	0.17352	0.17076	0.16809	0.16555	0.16312	0.16078	0.15855	0.15641	0.15436	0.15239
40	0.15239	0.15048	0.14861	0.14685	0.14513	0.14350	0.14188	0.14034	0.13885	0.13738	0.13600
50	0.13600	0.13460	0.13330	0.13199	0.13073	0.12954	0.12833	0.12719	0.12608	0.12495	0.12390
60	0.12390	0.12287	0.12183	0.12087	0.11989	0.11895	0.11804	0.11712	0.11624	0.11539	0.11453
70	0.11453	0.11371	0.11288	0.11209	0.11134	0.11058	0.10981	0.10909	0.10840	0.10766	0.10701
80	0.10701	0.10631	0.10565	0.10498	0.10436	0.10373	0.10310	0.10251	0.10192	0.10132	0.10077
90	0.10077	0.10016	0.099604	0.099087	0.098523	0.098001	0.097476	0.096950	0.096469	0.095986	0.095499
100	0.095499	0.095017	0.094537	0.094068	0.093607	0.093149	0.092704	0.092257	0.091823	0.091393	0.090964
110	0.090964	0.090551	0.090134	0.089727	0.089323	0.088926	0.088534	0.088152	0.087767	0.087392	0.087018
120	0.087018	0.086651	0.086286	0.085931	0.085576	0.085228	0.084879	0.084540	0.084200	0.083865	0.083539
130	0.083539	0.083211	0.082888	0.082570	0.082255	0.081945	0.081634	0.081334	0.081033	0.080735	0.080436
140	0.080436	0.080149	0.079860	0.079576	0.079292	0.079012	0.078736	0.078461	0.078190	0.077924	0.077657
150	0.077657	0.077395	0.077131	0.076874	0.076622	0.076368	0.076120	0.075872	0.075629	0.075385	0.075145
160	0.075145	0.074907	0.074666	0.74437	0.074201	0.073973	0.073748	0.073523	0.073296	0.073077	0.072855
170	0.072855	0.072641	0.072425	0.072209	0.071998	0.071876	0.071757	0.071639	0.071523	0.071409	0.071296
180	0.071296	0.071059	0.070836	0.070618	0.069971	0.0699780	0.0699589	0.0699397	0.0699212	0.0699026	0.068838
190	0.068838	0.068652	0.068472	0.068290	0.068108	0.067933	0.067756	0.067580	0.067403	0.067233	0.067063

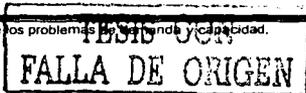


TABLA 5.4.

Función del diámetro de la línea, [pulgadas].

$$\Phi(d) = d^{2.53}$$

D	e	d	$\Phi(d)$
2½	0.154	2.067	6.2778
	0.216	3.068	17.051
	0.300	2.900	14.786
3½	0.237	4.026	33910
	0.337	3.926	31.819
4½	0.250	6.125	98.032
	0.280	6.025	95.622
	0.432	5.161	83.956
8½	0.187	8.250	208.27
	0.203	8.219	206.30
	0.219	8.187	204.27
	0.250	8.125	200.38
	0.277	8.701	197.02
	0.322	7.981	191.51
10¾	0.203	10.344	369.12
	0.219	10.312	366.23
	0.250	10.250	360.69
	0.279	10.192	355.55
	0.307	10.136	350.62
	0.344	10.062	344.18
12¾	0.365	10.020	340.56
	0.203	1.344	577.28
	0.219	13.312	573.50
	0.250	12.250	566.22
	0.281	12.188	559.00
	0.312	12.125	551.72
14	0.330	12.090	547.68
	0.344	12.062	544.49
	0.375	12.000	537.43
	0.438	11.875	523.39
	0.210	13.580	734.90
	0.219	13.562	732.44
14	0.250	13.500	724.00
	0.281	13.438	715.63
	0.312	13.375	706.57
	0.344	13.312	698.77
	0.275	13.250	690.56

D	e	d	$\Phi(d)$
16	0.219	15.562	1037.4
	0.250	15.500	1026.9
	0.281	15.438	1016.6
	0.312	15.375	1006.1
	0.344	15.312	995.71
	0.375	15.250	985.53
18	0.438	15.125	965.23
	0.250	17.500	1396.0
	0.281	17.438	1383.5
	0.312	17.375	1370.9
	0.344	17.312	1358.4
	0.375	17.250	1346.1
20	0.409	17.182	1332.7
	0.438	17.125	1321.6
	0.250	19.500	1835.6
	0.281	19.438	1820.9
	0.312	19.375	1806.0
	0.344	19.312	1791.2
22	0.375	19.250	1776.6
	0.409	19.182	1760.8
	0.438	19.125	1747.6
	0.250	21.500	2350.0
	0.281	21.438	2332.9
	0.312	21.375	2315.6
24	0.344	21.312	2298.4
	0.375	21.250	2281.4
	0.438	21.125	2247.7
	0.500	21.000	2214.2
	0.250	23.500	2943.1
	0.281	23.438	2923.5
24	0.312	23.375	2903.6
	0.344	23.312	2883.9
	0.375	23.250	2864.5
	0.438	23.125	2825.7
	0.500	23.000	2787.2

TABLA 5.5.

Función de la relación de presión, o también, función de la relación de compresión.

$$\Phi(r) = \frac{P_1}{P_2}$$

$$\Phi(r) = \left(\frac{r^2 - 1}{r^2} \right)^{0.510}$$

r	0.00	0.01	0.02	0.03	0.04	0.05	0.06	0.07	0.08	0.09	0.10
1.20	0.54621	0.55652	0.56646	0.57598	0.58510	0.59391	0.60235	0.61043	0.61833	0.62589	0.63321
1.30	0.63321	0.64029	0.64714	0.65378	0.66019	0.66647	0.67247	0.67834	0.68402	0.68951	0.69482
1.40	0.69482	0.70008	0.70508	0.71000	0.71479	0.71843	0.72397	0.72840	0.73269	0.73687	0.74095
1.50	0.74095	0.74496	0.74881	0.75265	0.75631	0.75991	0.76342	0.76692	0.77027	0.77354	0.77673
1.60	0.77673	0.77990	0.78294	0.78598	0.78886	0.79174	0.79461	0.79734	0.80000	0.80264	0.80523
1.70	0.80523	0.80780	0.81024	0.81266	0.81508	0.81738	0.81967	0.82194	0.82410	0.82625	0.82838
1.80	0.82838	0.83047	0.83253	0.83449	0.83649	0.83842	0.84029	0.84215	0.84396	0.84575	0.84748
1.90	0.84748	0.84922	0.85094	0.85261	0.85422	0.85588	0.85742	0.85902	0.86054	0.86203	0.86356
2.00	0.86356	0.86495	0.86643	0.86782	0.86922	0.87056	0.87191	0.87326	0.87452	0.87579	0.87706
2.10	0.87706	0.87828	0.87955	0.88071	0.88192	0.88306	0.88422	0.88536	0.88644	0.88755	0.88863

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CAPÍTULO VI

DISEÑO DE GASODUCTOS

VI-1 Aspectos del problema.

En nuestro país, el problema de diseño de un gasoducto tiene tres aspectos fundamentales: técnico, económico y social.

El aspecto técnico se subdivide en dos, que son: el proyecto en sí, que no encierra dificultades insuperables, y la ejecución material del proyecto, que sí las puede representar.

El aspecto económico representa siempre el carácter fundamental del problema, al cual hay que supeditar cualquier otro aspecto. Por lo general, los problemas se reducen a fijar todas las posibles variables, como son el volumen, la longitud de la línea, las presiones de operación, para determinar como variable única el diámetro, que aparte de tener que ser el más adecuado para el volumen y presiones de operación que se hayan elegido o que se hayan impuesto, debe satisfacer en el último análisis la condición de ser más económico, es decir, el de mínimo espesor.

El aspecto social tiene validez únicamente en aquellos países que, como México, han afirmado la tesis de que los hidrocarburos son una riqueza nacional y en esa calidad, debe beneficiar a la Nación antes que a los particulares, de manera que bajo el control nacional

se puede establecer el justo desarrollo industrial necesario para el país. Desde este punto de vista, se proyecta una línea de transporte para proporcionar un beneficio colectivo, fomentar el desarrollo de la agricultura y de la industria y crear simultáneamente nuevas fuentes de trabajo.

VI-2 Localización.

Es obvio que los estudios y reconocimientos en el terreno para la localización de la línea tiene como objetivo primordial hallar la distancia mínima para con ella alcanzar la máxima economía en materiales y mano de obra en su construcción, por una parte, y al mismo tiempo lograr también la mínima caída de presión durante su operación,

En primer lugar se plantean los problemas de índole topográfico y a continuación los de la construcción, según la zona o zonas que vaya a atravesar la línea, o sea, que éstas puedan ser de carácter selvático, montañoso, árido, pantanoso o una combinación de estos, la aerofotografía y el empleo de helicópteros han venido a proporcionar medios de positivo y notable avance en el reconocimiento y en el levantamiento topográfico así como durante la construcción.

VI-3 Volumen de gas transportado.

Cuando se trata de gasoductos que van a sacar la producción de un área nueva o en desarrollo incipiente, la cifra del volumen de gas a transportar va presidida de una serie de laboriosos estudios y de paciente recopilación de datos referentes al comportamiento esperado a que habrá de someterse el yacimiento productor. Equivale esto a decir que se habrán hecho suficientes y precisas determinaciones de porosidad, permeabilidad, saturación de agua, por muestreo de los pozos y análisis de laboratorio, así como por interpretación de registros geofísicos electrónicos; con todo ello se estará en posibilidad de hacer las determinaciones del volumen original de hidrocarburos y en función de éste, establecer las reservas actuales, probadas y probables. De acuerdo con las políticas de la empresa, se fijará un plazo para el agotamiento de la reserva y concordantemente, un plazo para la explotación de la línea en proyecto. En el proceso anterior habrá quedado fijada la presión de abandono del yacimiento, así que se habrán construido gráficas que mostrarán la variación de los volúmenes acumulativos en función de las variaciones que experimentará la presión de fondo del yacimiento a condiciones de flujo, con lo que se podrá calcular el gasto y la correspondiente presión superficial de flujo para el final de cada año.

De los estudios que se acaban de mencionar, se obtiene un valor de "Q" en $\text{pies}^3 \times 10^6/\text{día}$ ó en $\text{m}^3 \times 10^3/\text{día}$, que se mantendrá constante durante todo el tiempo de la explotación. En el proceso de cálculo se suele designar por "p₂" a la presión de salida del sistema, que puede ser igualmente la de llegada a una planta de absorción, o al punto de entronque con otra línea, etc., pero en estas condiciones

se desconoce todavía " p_1 " que es la presión de entrada a la línea, cuya magnitud puede ser superior o inferior que la disponible de la fuente de aprovisionamiento, como por ejemplo, en la batería de separación de un campo productor, pero que en todo caso tendrá que ser, naturalmente, mayor que " p_2 ". La determinación del valor de " p_1 " puede hacerse fácilmente con auxilio de cualquiera de las fórmulas aceptadas y en uso para este fin, ya revisadas en el capítulo III precedente.

VI-4 Determinación de los valores que intervienen en la fórmula de cálculo.

Ya se expuso en el capítulo II que todas las fórmulas que se emplean para calcular el flujo de gas se clasifican en tres grupos básicos, según que el coeficiente de fricción sea considerado constante, o según que esté expresado como una función del diámetro, o bien, como una función del número de Reynolds. Como puede verse, la clasificación se hace atendiendo a " f " y es precisamente en la determinación de su valor, en su aceptación general, donde radica el mayor grado de dificultad.

Si se optara por utilizar la fórmula de Huntington (Clark) por considerarla la más completa, para un gas de composición conocida y para un rango de presión y una temperatura medias de transporte ya determinadas, γ , μ , $M_{med.}$, $Z_{med.}$, serán constantes, así como también L , T y Q , de manera que sólo se suponen variables p_1 y d .

El valor del gasto (Q) se calcula para una presión disponible a la entrada de la línea, diferente de cero. La temperatura (T) se considera como un valor medio y se hace igual a 560 °R. La presión de salida de la tubería (p_2) si no se tiene como dato, se supone, por ejemplo: 1500 lb/pg² y finalmente, la longitud del ducto debe ser dato, obtenido de toda información previa, así que (L) es un valor conocido. Por último, queda (d) el diámetro, que no es conocido, pero hay que suponerlo, con varios valores, como posibles soluciones que al final se afinan a la luz de su conveniencia económica.

Para poder determinar (γ), el peso específico del gas, es conveniente partir de la composición del mismo, así es que hay que obtener el valor de la masa media, en función del porcentaje molecular de cada componente y de la masa particular de cada uno. De este modo, la densidad relativa y el peso específico son iguales numéricamente, se puede establecer el valor de la densidad del gas por esta vía:

$$\gamma_{gm} = (\delta) (\gamma_{aire}) \text{ [lb/pie}^3\text{] a una atm. y } 68^\circ\text{F}$$

por definición:

$$\delta_m = \frac{M_m}{M_{aire}} = \frac{M_m}{28.97}$$

Substituyendo:

$$\gamma_{gm} = \frac{M_m}{28.97} (\gamma_{aire})$$

A sabiendas de que:

$$\gamma_{aire} = 0.07524$$

y que:

$$M_m = \frac{\sum \% (y_i)(M_i)}{100}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La viscosidad del gas (μ), es función de la masa molecular, de la presión y de la temperatura a que esté sometido.

Para poder determinar la viscosidad media es preciso conocer de antemano el valor de la presión de entrada (p_1) a la tubería, ya que como (p_2) es dato, se podría así determinar la presión media de flujo, pero como es precisamente (p_1) lo que se pretende calcular, hay que seguir algún camino indirecto, como por ejemplo el método de Norman L. Carr ("Correlation of the effect of pressure, temperature and composition on the viscosity of hydrocarbons and their mixtures". Journal of Petroleum Technology), en la que la relación entre la viscosidad a las condiciones de presión y temperatura requeridas, (μ), y la viscosidad a una atm. de presión y temperatura dada, (μ_1), es función de la presión y temperatura reducidas.

$$\frac{\mu}{\mu_1} = \Phi(p_R, T_R)$$

La viscosidad (μ_1) se calcula ponderando la fracción molecular con las viscosidades de cada uno de los componentes a condiciones de una atmósfera de presión y con la raíz cuadrada del peso

molecular. Después se corrige por la presión media de operación de la tubería con la ayuda de una gráfica elaborada por el autor citado.

$$\mu_1 = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} (\mu_i)(y_i)\sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^{i=n} y_i\sqrt{M_i}}$$

En donde:

i = número de componentes.

y = fracción molecular.

Otro camino a seguir consiste en utilizar las graficas que relacionan p , M y T , según M. Muskat ("Physical principles of the oil production", the viscosity of petroleum fluids), de las que se obtienen los valores de la " μ " para distintas presiones correspondientes a una temperatura fija, por ejemplo, 100 °F, y para la masa media ya determinada. Los valores de viscosidad así obtenidos, se proyectan gráficamente contra las presiones (Fig. VI-1). En esta gráfica, con valores prefijados de (p_1) y también de (p_2), con el auxilio del planímetro y substituyendo sus resultados en la expresión siguiente tenemos:

$$\bar{\mu} = \frac{\int_{p_2}^{p_1} \mu dp}{p_1 - p_2}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

ya que el numerador es el área comprendida bajo la curva y delimitada por las ordenadas (p_1) y (p_2), se obtienen varios valores de (μ) media. Para determinar el valor de la viscosidad media del gas correspondiente a la presión de entrada a la línea, se construye una gráfica con los valores obtenidos de viscosidad para las diferentes presiones, y de aquí se extrae el valor buscado para la presión supuesta, (Fig. VI-2).

Para el cálculo del factor de desviación media (Z_m) se sigue un procedimiento análogo al empleado para conocer la viscosidad media del gas. En primer lugar se establecen los valores de la presión y la temperatura pseudoreducidas (p_{pr}) y (T_{pr}) por medio de las expresiones:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}}$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}}$$

en las que p y T son la presión y la temperatura a las cuales se quiere determinar Z , p_{pc} y T_{pc} que son la presión y la temperatura pseudocríticas, que se calculan por medio de las siguientes expresiones:

$$p_{pc} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} (\%M)_i (p_{ci})}{100}$$

$$T_{pc} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} (\%M)_i (T_{ci})}{100}$$

cuyos numeradores representan la suma de los productos del porcentaje o fracción molar de un componente, multiplicada por la presión crítica o por la temperatura crítica, en su caso.

Las fracciones molares, naturalmente, se obtienen por análisis del gas, que suele haberse elaborado anticipadamente y por separado.

Los valores de la presión y de la temperatura pseudoreducidas, calculadas con las expresiones que se mencionaron, y los correspondientes valores de (Z) en función de ellos, obtenidos de la gráfica correspondiente para el factor de compresibilidad, se puede tabular, para así, facilitar la construcción de una gráfica de (p) contra (Z), (Fig. VI-3), y con los datos que se pueden tomar de esta gráfica y recurriendo a la expresión:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$Z_{p(p_1)} = \frac{\int_{p_2}^{p_1} Z dp}{p_1 - p_2}$$

se obtienen los valores de $Z_m(p_1)$ para los varios valores de presión de entrada a la tubería que se hayan supuesto, y que se pueden disponer en forma de tabla, para mayor claridad de cálculo.

Finalmente, con los valores para (p_1) de (Z_m) que ya se tendrá en la tabla anterior, se construye una gráfica (Fig. VI-4), de donde se puede leer directamente cualquier valor intermedio de (Z_m) para cualquier intermedio de (p_1) que pueda necesitarse. A continuación se supone un valor de (p_1) para utilizarlo en las gráficas de $(p_1 - \mu_m)$ y $(Z_m - p_1)$, para poder tener el valor de (μ_m) .

Hasta aquí, como no se puede conocer la presión media que se tendrá en la tubería, se procede a calcular por ensayos la presión de entrada a la tubería (p_1) , ya que los valores de (μ) y de (Z) son determinados por aquélla razón. En estas condiciones se supone una

presión de entrada y utilizamos las gráficas respectivas, se encuentran los valores de (μ) y de (Z) para una presión media entre la presión de entrada supuesta y la presión de salida fijada; con estos valores se determina para cada diámetro la presión de entrada. Se hace un segundo tanteo con estas presiones, hasta que los resultados que se obtengan para las presiones de entrada sean iguales o varíen poco del cálculo anterior. Este procedimiento se repite enteramente para cada valor de diámetro que se quiera investigar.

VI-5 Reductor de presión.

Puede suceder, y a veces sucede, que la presión de entrada resulte, por cálculo, inferior a la presión disponible, por lo que en casos como este habrá que disminuir la presión del gas en el punto de entrada a la línea por medio de un reductor de presión conectado precisamente en la entrada. Este reductor consiste, simplemente, en un tramo de tubería de diámetro adecuado, que se elige entre los que haya disponibles, pero dándole la longitud que resulte por cálculo para que cumpla con el fin que se persigue, es decir, producir la caída de presión necesaria, conveniente, a la entrada de la tubería. Con este propósito se puede utilizar una fórmula más simple que la de Huntington (Clark), como por ejemplo, la de Weymouth, que se aplica ventajosamente para proyectar líneas de reducido diámetro.

Al aplicar esta última expresión a un caso cualquiera, determinado, se tendrán constantes los valores de Q , k , p_1 y p_2 , y como el diámetro (d) es un valor prefijado, podrá conocerse (L), que

se calcula para cada año, ya que las condiciones de operación irán variando progresivamente, y (p_1) irá adquiriendo los valores correspondientes a la presión de entrada para cada año.

Tan pronto como se ha determinado la longitud del reductor de presión, se calcula el espesor de la tubería con el valor de la presión máxima disponible, y si el espesor resulta menor que el comercial, la longitud calculada es la correcta; en caso contrario, si el espesor resulta mayor, se tomará como diámetro (d) el que corresponda al espesor comercial inmediato mayor, haciendo un nuevo cálculo para (L) , ya que ésta es muy sensible a pequeñas variaciones de (d) . En la práctica se calcula la longitud (L) del reductor solamente para el diámetro (d) del gasoducto que resulte, de entre todos, al final, el más económico.

VI-6 Eliminación de hidratos.

Los hidratos de gas son compuestos sólidos cristalinos, formados por la combinación química del gas y agua bajo condiciones de presión a una temperatura considerablemente por encima del punto de congelación del agua; semejante al hielo o nieve en apariencia, pero con diferentes características, como la densidad, la cual es menor. En presencia de agua libre, los hidratos se formarán cuando la temperatura del gas está por debajo de cierta temperatura llamada "temperatura de formación de los hidratos" (las moléculas de agua encierran a las moléculas de gas).

Se acostumbra definir a los hidratos como: cuerpos de soluciones sólidas, de composición mal definida, entre moléculas de hidrocarburos y moléculas de agua.

Se presentan cuando se tienen elevadas presiones y bajas temperaturas que favorecen la combinación de gases ligeros: parafinas y oleofinas, metano, etano, propano, iso-butano, ácido sulfhídrico, dióxido de carbono y nitrógeno en agua para formar hidratos.

La prevención de formación de hidratos de gas requiere inversiones substanciales, para remover los taponos continuos, en pozos terrestres tiene un costo arriba de un millón de dólares y en instalaciones marinas de 2 a 4 millones y más.

Durante la producción, procesamiento o el transporte de gas natural a grandes distancias, el hidrocarburo llega a elevadas presiones provocando para la industria del gas natural un cierto número de problemas; entre ellos la formación de hidratos, los cuales pueden llegar a obstruir totalmente la circulación del gas.

Por mucho tiempo se consideró que el origen de los hidratos se debe únicamente a formaciones de pequeños bloques de hielo producidos por la reducción de temperatura debajo de 0°C. Tal opinión se modificó por experiencias en el laboratorio e industria, en donde se constató la formación de dichos cristales a temperaturas superiores a la de congelación del agua.

De varios estudios hechos se llegó a la conclusión de que esos compuestos forman un compuesto cristalino, debido a la reacción entre el agua y los componentes de gas natural. Formándose hidratos

de metano, etano, propano y n-butano. Los hidratos de gas natural, por naturaleza, tienen un aspecto sólido diferente para cada composición de gas. Los hidratos pueden formarse de la corriente de hidrocarburos que se encuentre, ya sea en su fase de vapor o líquida en forma individual, o a partir de las dos fases presentes. Si existen condiciones favorables de temperatura y presión, puede ocurrir la formación de dichos compuestos.

No obstante, los hidratos de gas se forman con mayor frecuencia en gasoductos y sus accesorios. Una reducción de temperatura entre el fondo del pozo y la superficie, llega a causar pérdidas de carga en la columna de producción, así como el condensar una parte del vapor de agua contenida en el gas, que aumentará a medida que la temperatura del gas disminuya, tendiendo a la temperatura ambiente. Es importante, por consiguiente, conocer la temperatura del gas a la entrada del sistema distribuidor de los conductos y los puntos de éste en donde se favorece la formación de hidratos.

La temperatura del gas en los ductos enterrados depende intrínsecamente de la temperatura del suelo; en caso de ductos superficiales, dependerá de la temperatura ambiente. La temperatura del subsuelo está en función de la profundidad; a esta profundidad se verifica que la temperatura no esté afectada por las variaciones ambientales durante el curso del día.

Los hidratos crecen como cristales provocando la obstrucción en líneas de flujo, principalmente en orificios y válvulas, en donde existe gran fuerza de la corriente de fluidos, no pudiendo prevenir su formación. La turbulencia provocada por la velocidad de flujo, reduce ligeramente el punto efectivo de formación de hidratos. Ésta solo previene la formación de cristales bastante grandes que restringen el

flujo, excepto en lugares semejantes a válvulas u orificios pequeños. Los hidrocarburos líquidos ayudan a prevenirlos, ya que actúan como sustancias limpiadoras, tanto por su acción química inhibidora como por su transcurso a través de ductos.

El desarrollo de los métodos depende de las condiciones de presión y temperatura, así como del lugar específico en donde se ha diseñado el sistema de producción de gas, transporte y uso. De esta forma, por ejemplo, cuando se forman hidratos en una parte del sistema de instalación de gas localizado en la superficie, la introducción de inhibidores en la corriente de gas es el método más común. Los calentadores locales de gas montados en el fondo del pozo pueden ser muy eficientes cuando los hidratos se forman, ya sea en el fondo, adyacente al agujero del pozo, a lo largo de la columna del pozo y en la tubería de producción.

Algunos métodos para combatir la formación de hidratos son:

- ✓ Reducir la presión por debajo de la formación de hidratos para la temperatura dada.
- ✓ Mantenimiento de la temperatura del flujo de gas.
- ✓ Reducción del punto de rocío del vapor de agua por debajo de la temperatura de operación durante el flujo de gas.
- ✓ Inyección de sustancias al flujo de gas, cuyo efecto será bajar la temperatura por debajo de la de formación de hidratos.

A fin de prevenir la entrada de hidratos a la línea, que podrían ocasionar su obstrucción al precipitarse químicamente, se acostumbra calentar el gas a lo largo de los reductores de presión.

VI-7 Espesor de la tubería.

Conocida la presión de entrada correspondiente al diámetro supuesto, se calcula el espesor que deberá tener la tubería, con la fórmula de Barlow:

$$S = \frac{p_{\max}(d_e)}{2e}$$

También:

$$e = \frac{(p)(d_e)}{2S}$$

Siendo:

S = esfuerzo tangencial, lb/pg²

p = presión interna, lb/pg²

d_e = diámetro externo, pg

e = espesor de la pared, pg

Esta fórmula es práctica (empírica o irracional), y en ella el diámetro interviene con su dimensión exterior; los resultados que se obtienen son de mas-menos 5 a 7 % superiores a los que se tienen con esta otra fórmula más precisa:

$$e = \frac{p_{\max}}{2(f - p_{\max})}$$

En la que:

- e = espesor de la tubería, en fracción de pgs.
 d_i = diámetro interior, en pgs
 p_{max} = presión máxima a que estará sometida la línea, o sea, la presión de entrada (p₁), en lb / pg²
 f = fatiga del acero. Se considera igual a 20,000 lbs/pg² abs.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Se entiende que el espesor calculado debe conservarse constante a lo largo de todo el tramo.

VI-8 Peso de la tubería.

Conocidos los valores del diámetro y del espesor de la tubería, se calcula el peso de ésta (en toneladas por unidad de longitud), pudiendo utilizar para ello la fórmula que se proporciona a continuación:

$$W = 28.2 (d_i + e) e$$

En la que:

- W [ton/milla]
 d_i [pg (interior)]
 e [pg (fracción)]

VI-9 Costo de la tubería.

El costo total de la tubería está formado por el precio unitario y el costo de instalación. El precio unitario es variable y hay que obtenerlo de las cotizaciones ofrecidas por los fabricantes. El costo de instalación, o sea, la mano de obra para el tendido, soldadura, etc., se puede considerar como un 70% del costo de la tubería.

VI-10 Cálculo de la potencia de compresión.

En el curso de la vida operativa de un proyecto, suele suceder que se alcance un momento a partir del cual la presión disponible a la entrada de la tubería es ya inferior al valor de la presión de operación necesaria en el origen o entrada, por lo que a partir de este momento deberán entrar en operación las compresoras en número y potencia previamente calculadas. La potencia necesaria en la compresión dependerá de la relación que exista entre las dos presiones mencionadas. A la relación entre la presión de operación a la entrada de la tubería y la presión disponible también en ese punto se le llama "relación de compresión".

Una vez que se conocen las presiones futuras disponibles a la entrada de la tubería, se puede calcular la relación de compresión, y con ésta, la potencia necesaria en las compresoras. Puede utilizarse la siguiente fórmula, que se conoce como de la "Pacific coast association".

$$IHP = \frac{0.4682(x)(T_{suc})}{10^6} Q \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{0.216} - 1 \right]$$

En la que:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

I.H.P. = potencia indicada, o sea, la potencia con la eficiencia incluida, en HP

Q = volumen de gas que se va a comprimir, en pies³ / día

T_{suc} = temperatura en la succión, en °R

p_d = presión de descarga, o de salida de la compresora, en lb / pg² abs.

p_s = presión de succión o de entrada a la compresora, en lb / pg² abs.

Cuando la relación de compresión $\frac{p_d}{p_s}$ resulte con un valor mayor que 5, convendrá entonces comprimir el gas en dos o más etapas, ya que si se hace en una sola, disminuye la eficiencia de las compresoras.

Como la potencia de compresión necesitará ser mayor progresivamente con el tiempo, habrá que obtener el costo anualmente multiplicando el costo unitario por los IHP. que se necesiten instalar en ese mismo lapso de tiempo. La potencia que se necesita instalar cada año, es igual a la diferencia entre la potencia necesaria en ese año menos la potencia necesaria en el año anterior.

VI-11 Costo de operación de compresión.

Los costos de operación están constituidos por la suma del costo del combustible necesario para accionar los motores que impulsen las compresoras y las erogaciones por retribuciones al personal que opera y atiende la planta.

El costo del combustible se calcula considerando que el consumo de las compresoras es de 10,000 BTU/HP-hora y que el poder calorífico promedio del gas es de 1,000 BTU/pie³ a condiciones atmosféricas. El volumen de gas necesario por HP y por hora es:

$$V_c = \frac{10000 \left[\frac{BTU}{HP \times hr} \right]}{1000 \left[\frac{BTU}{pie^3} \right]} = 10 \left[\frac{pie^3}{HP \times hr} \right]$$

El cuadro de personal necesario para operar la planta podrá estar formado por: un jefe de la misma, tres y medio jefes de turno, tres y medio operadores de compresoras, un operario especialista en combustión y un ayudante del anterior.

VI-12 Cálculo del costo general del proyecto.

Para obtener el costo total hay que tener en cuenta los gastos anuales parciales en los años que durará el proyecto. El dinero invertido debe pagarse con un interés anual igual a la tasa del tipo bancario. Si el plazo de amortización es de (n) años y el interés

anual ($i\%$), el monto de la anualidad se calcula multiplicando la cantidad total prestada por un factor que se expresa:

$$a = \frac{i}{1 - V^n} = \frac{i}{1 - \left[\frac{1}{1+i}\right]^n}$$



en la que (a) es la anualidad y su valor actual igual a uno.

A partir del año en que sea necesario instalar compresoras se pagara la cantidad correspondiente a la cantidad acreditada por ese concepto. En los años subsiguientes será necesario llevar a cabo más inversiones para la instalación de nuevas unidades, ya que se necesita aumentar la presión del gas a la entrada de la tubería. Estas cantidades se pagarán en el plazo de vida del proyecto, con el interés acordado. A partir del año en que sean prestadas. En estas condiciones, a medida que transcurre el tiempo, se hacen mayores los pagos por amortización anual, ya que se van aumentando las anualidades con que tiene que cubrirse las inversiones subsiguientes. Sumando los pagos en cada año, se tendrá el total que tenga que hacerse por concepto de amortización.

Las unidades compresoras, al igual que toda máquina, sufre cierta devaluación con el uso, que debe tenerse en cuenta. Este valor se calcula por el método de cargos reducidos, que se expresan por la fórmula siguiente:

$$V_n = V_1 (1 - r)^n$$

En la que:

V_n = valor del objeto al cabo de (n) años de uso.

V_i = valor inicial de objeto.

r = razón de depreciación.

Se puede suponer que las compresoras después de 10 años de uso tienen un valor de aproximadamente 8% del costo inicial de manera que la razón de depreciación será:

$$\frac{V_n}{V_i} = 0.08$$

Se acaba de ver que:

$$V_n = V_i(1-r)^n$$

Y como:

$$\frac{V_n}{V_i} = 0.08 = (1-r)^{10}$$

Entonces:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$r = 0.20.$$

Para poder calcular la depreciación para un año cualquiera en función del anterior:

$$D_n = D_{n-1}(1-r)$$

Las compresoras tienen un valor de rescate o salvamento, que se abonan a los gastos en el último año de trabajo. El salvamento es el

valor que tienen las compresoras al finalizar la duración del proyecto, y es igual a la diferencia entre el valor inicial y la suma de las depreciaciones anuales.

La amortización de las tuberías se calcula de la misma manera que se ha descrito para las compresoras.

La depreciación que sufre la tubería es muy grande. Se puede suponer un valor de rescate de 0.25 % del valor inicial después de 20 años de uso, con lo que se obtiene una razón de depreciación de $r = 0.2589$.

Los gastos por año se obtendrán sumando los costos parciales mencionados. Estas cantidades deberán reducirse a valor actual para obtener el costo general, ya que el dinero invertido produce réditos según el tipo de interés convenido, y no tendrá el mismo valor después de (n) años. La expresión que se emplea para obtener los factores de reducción a valor actual es:

$$f = \frac{1}{(1+i)^n}$$

en la que (n) es el número de años transcurridos a partir de la fecha actual, (i%) es el tipo de interés anual, que puede ser de 0.08, 0.10 o aún más alto.

Es preciso tener en cuenta que después del vigésimo año (si este es plazo de duración del proyecto), se siguen pagando las anualidades por concepto de amortización de las inversiones hechas en compresoras a partir del momento que la presión disponible es inferior a la necesaria a la entrada de la tubería, por lo que se calculan las anualidades correspondientes después del último año del periodo de explotación y se reducen a valor actual, la suma se

agrega al total de los gastos parciales anuales, para obtener así el costo general que se tiene para cada diámetro considerado.

Todo el procedimiento descrito se sigue de forma independiente para el diámetro supuesto, obteniéndose tantos valores como diámetros se hayan tomado y finalmente se elige aquel que tenga un costo mínimo.

Figura VI-1

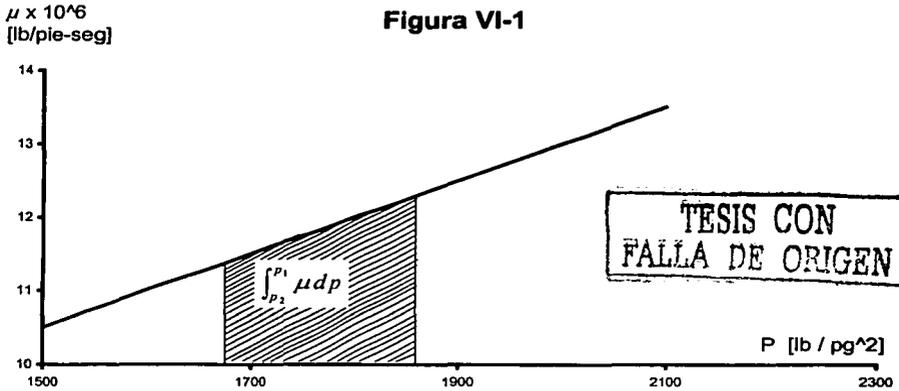


Figura VI-2

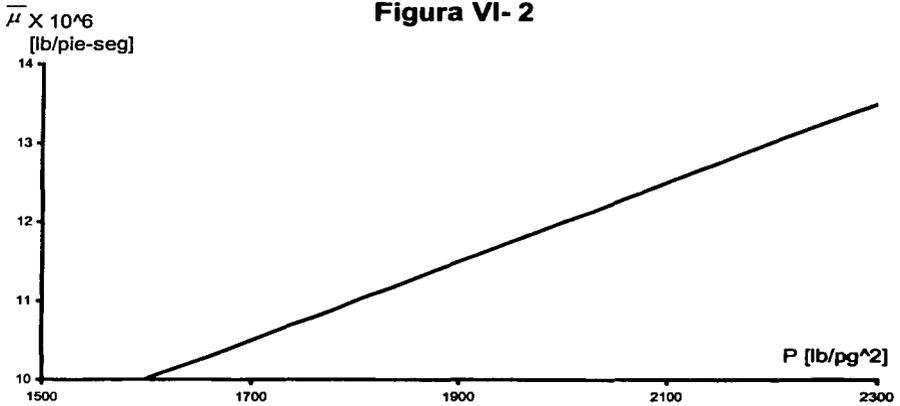


Figura VI-3

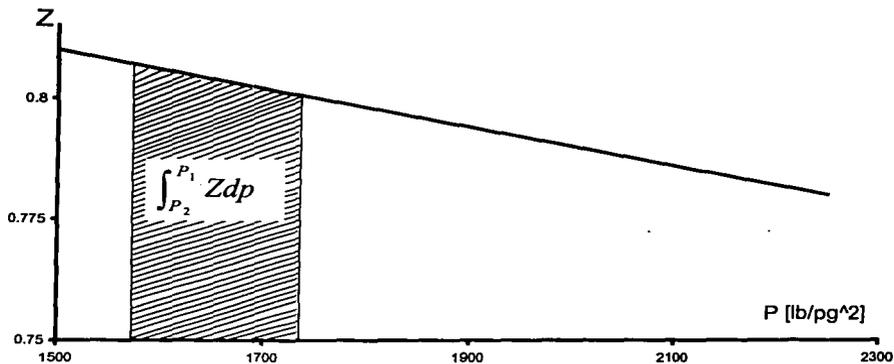
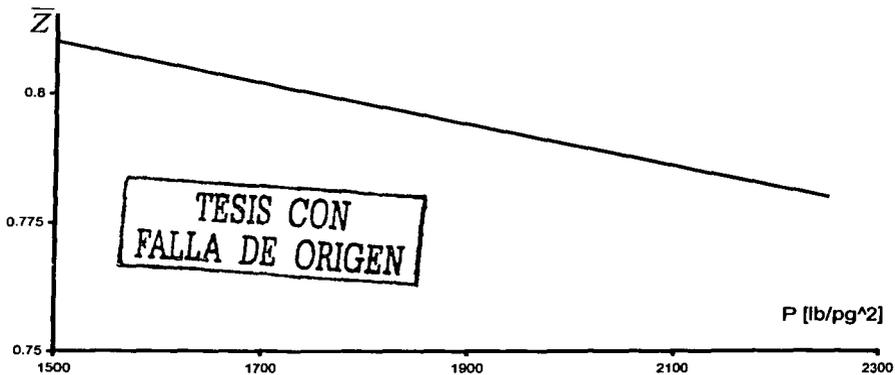


Figura VI- 4



CAPÍTULO VII

TRANSPORTE BIFÁSICO DE HIDROCARBUROS.

VII-1 Generalidades.

El flujo en dos fases ha adquirido una importancia considerable en los últimos años. Aunque la investigación principal proviene de la realizada en conexión con el diseño de reactores nucleares (como por ejemplo, la eliminación del calor), este tipo de flujo juega un papel aun más importante todavía en los procesos industriales.

En la actualidad continúa la investigación de este asunto por cuenta de diversas instituciones en diferentes partes del mundo; en el establecimiento de investigación de energía atómica de Harwell, en Inglaterra, en el CISE de Milán, Italia; en los laboratorios de la General Electric de San José, California, EE.UU. de N.A. y en muchas universidades de éste y de otros países, y en forma especializada, en los departamentos de investigación de las más importantes compañías petroleras.

En la industria petrolera, el transporte combinado de gas y aceite es hoy uno de los problemas que atraen mayor atención. Para poder determinar el diámetro más adecuado que deberá tener una tubería de recolección, es preciso estimar los volúmenes de gas y de aceite con los que se vaya a operar, así como las presiones que se registrarán en el cabezal de pozo y a la entrada del separador.

Como el flujo en dos fases se puede realizar dentro de una variedad amplísima de condiciones, se hace necesario adoptar algún sistema de clasificación, como por ejemplo, el relativo a las dos fases mismas del flujo, de donde tenemos:

- 1) **Gas-Líquido:** este es el caso más común en que se produce el flujo en dos fases (por ejemplo, en las columnas de destilación, en los calentadores, en los condensadores y en los ductos de transporte de petróleo crudo no separado en el cabezal del pozo).
- 2) **Líquido-Líquido:** el flujo que tiene lugar en los dispositivos de extracción es un buen ejemplo de este caso.
- 3) **Gas o Líquido-sólido:** este tipo de corriente es el que tiene lugar en el transporte neumático y en el hidráulico.

En las presentes páginas sólo se tratará, como es natural, del flujo gas-líquido, en el que hay que hacer una nueva clasificación antes de seguir adelante, según sean la velocidad y la dirección del flujo de cada una de las fases individuales.

1. El líquido, como un todo, permanece estacionario, aunque puede haber movimientos locales del mismo (ejemplo: el bombeo neumático).
2. Las dos fases se mueven en una dirección aproximadamente perpendicular cada una con respecto a la otra (por ejemplo: en las columnas de destilación).
3. Los vectores de la velocidad de ambas fases son coincidentes y generalmente tienen la misma dirección. Este tipo de flujo tiene lugar en los condensadores, en

los calentadores, en reactores de tipo diverso, en algunos dispositivos de separación y en los ductos conductores de petróleo en dos fases.

Los científicos y los ingenieros que realizan trabajos de investigación sobre el flujo bifásico, están interesados en la hidrodinámica del sistema y también en el estudio de los procesos de transferencia de calor y de masa. La descripción de estos procesos y sus mecanismos es extremadamente difícil, si no es que imposible, a menos de que se entienda previamente el comportamiento fluido dinámico del sistema.

Juega un papel de gran importancia en el comportamiento hidrodinámico del sistema, la fracción de huecos o vacío, y la caída de presión. Es bien sabido que en el flujo bifásico, raramente son iguales las velocidades del líquido y del gas, aunque en algunos casos se las pueda suponer iguales. Si la velocidad media del gas y la correspondiente del aceite no son iguales, entonces la fracción de volumen de una fase en una posición determinada y en un instante dado, en un ducto, no será la misma que la correspondiente fracción de volumen del otro componente de la mezcla. En las páginas que siguen se considera que la transferencia de masa entre las dos fases tiene un efecto despreciable desde el punto de vista práctico.

VII-2 Métodos de solución del problema.

En el año de 1830 se publicó el primer estudio sobre flujo en dos fases, pero ha sido en los últimos veinticinco años que se le ha dedicado especial interés y atención. En el año 1949 R. W. Lockhart

Y R. C. Martinelli presentaron una proposición para resolver el problema. Poco después, en 1956 A. F. Bertuzzi; M. R. Tek y F. H. Poettmann desarrollaron otro procedimiento basándose en un factor de disipación de energía que toma en cuenta las dos fases mediante los criterios de Reynolds correspondientes y la densidad media de la mezcla. Posteriormente B. A. Eaton, en el año 1965, propuso un método derivado de sus amplias experimentaciones, cuyos resultados permitieron establecer ciertas correlaciones que en unión de la ecuación de balance de la energía, suministra una solución al problema.

VII-3 Mecanismo del flujo bifásico en oleogasoductos.

Cuando se desplazan simultáneamente según una misma trayectoria dos fases de un fluido a lo largo de un ducto, generalmente la fase gaseosa se mueve con mayor velocidad que la fase líquida. El líquido se acumula y va reduciendo la sección de flujo libre para el gas, lo que altera las condiciones originales, ya que la caída de presión que experimenta un fluido en movimiento por un ducto, es inversamente proporcional a la quinta potencia del diámetro de la tubería, bajo el signo radical, es decir, que el líquido que se acumula causa una reducción del diámetro efectivo del ducto. Una reducción de 20% del mismo, originará un aumento de tres veces el valor de la caída de presión, y si la reducción alcanza hasta un 60%, entonces la caída de presión aumentará 100 veces.

Para algunos valores de la relación gas a líquido fluyente la superficie del líquido se perturba notablemente, porque se producen

intercambios de una y otras fases que resultan en crestas de líquido proyectándose en la corriente de gas. Durante medio siglo se han llevado a cabo estudios sobre el efecto que puede ejercer la rugosidad de la superficie interna de la tubería en la caída de presión y actualmente ya se dispone de varias gráficas para valuar el factor de fricción, en las que se ha incluido el efecto de la rugosidad interna de la tubería, estas gráficas ponen de manifiesto que, según sea el nivel de valores del número de Reynolds, la caída de presión en las tuberías muy rugosas puede llegar a ser desde dos hasta diez veces mayor que la correspondiente a tuberías lisas.

El factor más importante que causa la caída de alta presión es la energía que se necesita para mover al líquido a lo largo de la línea. En la mayoría de los casos, esta energía la suministra el gas; pero hay un empleo adicional de energía en la elevación y en la caída violenta del líquido dentro de la línea, energía que forzosamente tiene que provenir de una reducción de presión. Cuando se combina este factor con la reducción de diámetro y los efectos derivados de la rugosidad de la pared, se comprenden mejor porqué ocurren las grandes caídas de presión.

VII-4 Patrones de flujo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Se han identificado varias formas o patrones-tipo en los que se produce el flujo cuando éste tiene lugar en dos fases. Alves los ha descrito de la manera siguiente (Fig. VII-1): "supóngase una tubería horizontal completa llena de líquido en movimiento y considérese el

tipo de flujo que tiene lugar a medida que se añade gas en cantidades crecientes:

- 1) **flujo de burbuja o espuma:** en la que las burbujas de gas se mueven a lo largo de la parte superior de la tubería con una velocidad aproximada igual a la del líquido. Este tipo es similar al del flujo de un aerosol, en el que la tubería toda está llena con una emulsión de gas en líquido.
- 2) **Flujo por taponos o diferenciado:** en el que se mueve alternadamente taponos de líquido y de gas a lo largo de la parte superior de la tubería.
- 3) **Flujo estratificado:** en el que el líquido fluye a lo largo del fondo de la tubería y el gas se desplaza encima, sobre una interfase lisa de líquido y gas.
- 4) **Flujo ondulado:** en el que el desplazamiento de las fases tiene lugar de manera similar a la del flujo estratificado, a excepción de que el gas se mueve con una más alta velocidad, lo que perturba la interfase, originando la formación de olas que viajan en la misma dirección que el flujo.
- 5) **Flujo por cargas o intermitente:** en el que se levanta una ola periódicamente impulsada por el gas que se mueve más aprisa para formar una masa espumosa desplazándose a lo largo de la tubería con una velocidad mayor que la del promedio del líquido.

- 6) Flujo anular: en el que el líquido se sitúa de tal forma que asemeja una película alrededor de la cara interna de la tubería, mientras que el gas fluye con una velocidad más alta formando un núcleo central.
- 7) Flujo de rocío o disperso: en el que la mayor parte o casi todo el líquido se dispersa en el gas.

La gran mayoría de los investigadores que se han dedicado a estudiar el flujo bifásico han empleado en sus tuberías secciones de plástico o de vidrio, para observar la formación de los diversos tipos o patrones de flujo con lo que han podido reportar los tipos de flujo del gas-líquido en cada caso estudiado. La (Fig. VII-2) es una representación general de las regiones correspondientes a cada patrón de flujo, de acuerdo con los datos aportados por Jenkins, Gazley, Alves Y Kosterim.

En la (Fig. VII-2) aparecen las fronteras entre los varios patrones de flujo como una función de "G" la velocidad de la masa de la fase gaseosa y de "L/G", la relación de las velocidades de la masa líquida con respecto a la de la masa gaseosa.

Como la mayoría de los datos disponibles se referían a sistemas de aire-agua a condiciones de presión atmosférica, se introdujeron factores de ajuste para otros líquidos y gases. Holmes ha propuesto que la velocidad de la masa de gas "G" se divida entre el siguiente factor:

$$\lambda = \left[\left(\frac{\gamma_g}{0.075} \right) \left(\frac{\gamma_l}{62.3} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (7-1)$$

Y que la relación "L/G" se multiplique por el producto " $\lambda\psi$ ", siendo:

$$\psi = \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left[\mu \left(\frac{62.3}{\gamma_l} \right)^2 \right]^{\frac{1}{3}} \quad (7-2)$$

En la que " γ_l " y " γ_g " son los pesos específicos respectivamente del líquido y del gas, a las condiciones de flujo, en [lb/pie³] la tensión superficial del líquido " σ " está dada en dinas/cm y la viscosidad del líquido " μ " en centipoise.

Aunque las fronteras entre las varias regiones de patrones de flujo aparecen como líneas en la (Fig. VII-2), en realidad estas líneas son más bien amplias zonas de transición observadas con tuberías de 1, 2, y 4 pulgadas de diámetro.

VII-5 Método de Lockhart y Martinelli.

A los trabajos de investigación llevados a cabo en la Universidad de California a partir del año de 1939 siguió la correlación presentada por Lockhart y Martinelli en el año de 1949. su método es el siguiente: se calcula la caída de presión de la fase líquida, suponiendo que es el único fluido que se desplaza por la tubería; se hace un cálculo similar para la fase gaseosa y con estos resultados se valúa el término:

$$X = \left[\frac{\Delta p_l}{\Delta p_g} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (7-3)$$

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

La caída de presión de las fases se obtiene con la expresión:

$$\Delta p_{tg} = \Delta p_g \Phi_g^2 \quad (7-4)$$

en la que Δp_g es la caída de presión en la fase gaseosa, ya calculada, y Φ_g es una función de "X". También puede utilizarse una ecuación semejante basada en la caída de presión en la fase líquida:

$$\Delta p_{tg} = \Delta p_l \Phi_l^2 \quad (7-5)$$

Los factores (Φ_g) y (Φ_l) son funciones del parámetro (X) y están relacionados por la ecuación:

$$\Phi_g = (X)(\Phi_l) \quad (7-6)$$

Esta relación fue investigada para cuatro regímenes (tabla 7-2):

1. Líquido-turbulento y gas-turbulento.
2. Líquido-viscoso y gas-turbulento.
3. Líquido-turbulento y gas-viscoso.
4. Líquido-viscoso y gas-viscoso.

Lockhart Y Martinelli no consideraron el efecto de los varios patrones de flujo en su correlación, aunque la suposición básica que adoptaron tendió a limitarse a un flujo del tipo anular.

Las investigaciones de Gazley y de Bergelin en la Universidad de Delaware en 1949, demostraron que el análisis de Lockhart no es válido para el flujo estratificado, o bien, que a la tubería de 2 pg. corresponde una relación diferente entre (Φ_g) y (X) .

VII-6 Especificaciones para el diseño.

Alves concluyó en sus estudios con tubería de una pulgada de diámetro, que es necesario tomar en cuenta el tipo o patrón de flujo siempre que se quiera valuar la caída de presión en un flujo bifásico y ésta es hoy un día una de las opciones predominantes.

Deben calcularse todas las propiedades y cantidades de la fase líquida y de la gaseosa a condiciones de presión y temperatura de operación del ducto. La cantidad de gas que se mida inicialmente será después menor debido a la solución que experimentará en el seno del aceite, e inversamente, la cantidad de aceite medio a condiciones de almacenamiento en el tanque será, por aquélla razón, mayor que el medido antes de iniciar el flujo.

Se recomienda emplear los siguientes factores de correlación para cada caso, cuando ambas fases, la líquida y la gaseosa fluyen en régimen turbulento (con número de Reynolds superior a 1000) [pie-lb-seg]:

$$\text{Flujo espumoso: } \Phi_{g(TT)} = \frac{14.2X^{0.75}}{L^{0.1}} \quad (7-7)$$

$$\text{Flujo diferenciado: } \Phi_{g(TT)} = \frac{27.315X^{0.855}}{L^{0.17}} \quad (7-8)$$

$$\text{Flujo estratificado: } \Phi_{g(TT)} = \frac{15400X}{L^{0.8}} \quad (7-9)$$

$$\text{Flujo intermitente: } \Phi_{g(TT)} = \frac{1190X^{0.815}}{L^{0.5}} \quad (7-10)$$

$$\text{Flujo anular: } \Phi_{g(TT)} = (4.8 - 0.3125d)X^{(0.343-0.021d)} \quad (7-11)$$

(solamente recomendable hasta $d = 10$ pg)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

No se dispone de factores que respondan satisfactoriamente a los patrones de flujo Ondulado y de flujo disperso.

Todos los factores hasta aquí vistos son para ductos horizontales. Si el terreno es quebrado, con lomeríos o montañoso, la fase líquida comienza a acumularse en los valles y así aumenta la caída de presión. La ecuación que sigue proporciona una posibilidad para corregir por el efecto señalado. La mayoría de los ductos colectores en dos fases operan dentro del rango de velocidad de 1 a 15 (pies/seg):

$$\Delta p_{tG(M)} = \Delta p_{tG(H)} + \frac{N(h)(F_e)\gamma_e}{144} \quad (7-12)$$

En la que:

$\Delta p_{tq(H)}$ = caída de presión en dos fases calculada para tubería horizontal, [lb/pg²].

$\Delta p_{tq(M)}$ = caída de presión en dos fases calculada para ductos en terreno montañoso, [lb/pg²].

N = número de cimas.

h = altura media de las cimas, [pies].

F_e = factor de elevación de la fase líquida en los valles.

γ_l = peso específico del líquido que fluye por el ducto, [lb/pie³].

La caída de presión en flujo bifásico no puede ser calculada con la misma precisión que se puede hacer en flujo monofásico. Hasta diámetros de 6 pg. la diferencia puede ser de más o menos 30% y en diámetros mayores el error puede aún ser mayor.

VII-7 Síntesis del procedimiento.

Datos:

Diámetro.

Longitud.

Gasto de aceite.

Gasto de gas.

Densidad relativa del aceite.

- Densidad relativa del gas.
- Viscosidad del aceite muerto.
- Viscosidad del gas.
- Temperatura media y
- Presión inicial.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Procedimiento:

1. suponer una caída de presión para conocer la presión a la salida. Obtener la presión media en la tubería:

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2}$$

2. calcular la relación de solubilidad (R_s) y el factor de volumen del aceite (B_t) :

$$R_s = \gamma_g \left[\frac{\bar{p} \times 10^{0.0125 \cdot API}}{18 \times 10^{0.00091(T-460)}} \right]^{1.20482} \quad (\text{M. B. Standing})$$

$$B = 0.972 + (0.000147 * F^{1.175})$$

Siendo:

$$F = R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_t} \right)^{0.5} + 1.25(T - 460) \quad (\text{M. B. Standing})$$

Obtener el gasto de gas libre a condiciones superficiales y el gasto de aceite a condiciones de flujo:

$$q'_{g(\text{libre})} = q_g - q_{\ell} R_s$$

$$q'_{\ell} = q_{\ell} B_{\ell}$$

3. determinar el peso específico del aceite a condiciones de flujo:

$$\gamma_{\ell} = 62.356 \frac{\delta_{\ell}}{B_{\ell}} + (0.01361 * R_s * \delta_g)$$

4. calcular el número de Reynolds de la fase líquida:

$$R_s = \frac{q'_{\ell} \gamma_{\ell}}{12096 d \mu_{\ell}}$$

determinar también el factor de fricción para obtener la caída de presión en dicha fase (consultar la tabla 7-1 o bien con las fórmulas que siguen, para cualquiera de las dos fases):

si: $1 \text{ pg} \leq d \leq 4 \text{ pg}$

$$\log f = 10^{-4} [188 (\log R_t)^2 - 3838 \log R_t - 8207]$$

o si: $6 \text{ pg.} \leq d \leq 24 \text{ pg}$

$$\log f = 10^{-4} [298 (\log R_t)^2 - 4956 \log R_t - 5865]$$

5. determinar la caída de presión en la fase líquida:

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

$$\Delta p_l = \frac{(f)(L)(q'_l)\gamma_l}{(202.3 * d)^5}$$

6. obtener el valor del número de Reynolds para la fase gaseosa:

$$R_g = \frac{q_g (\text{libre.}) \delta_g}{889082 \mu_g d}$$

Substituyendo este valor en la que corresponda, según el diámetro, de las dos de "f" del inciso precedente.

7. determinar la caída de presión en esta fase empleando el factor de compresibilidad del gas \bar{z} :

$$\Delta p_g = \frac{10^{-10} (L)(f)(q_g (\text{libre.}))^2 (\delta_g)(T)\bar{z}}{494328 (d^5) \bar{p}}$$

8. obtener el parámetro adimensional X:

$$X = \left(\frac{\Delta p_l}{\Delta p_g} \right)^{\frac{1}{2}}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

9. identificar el régimen o tipo de mecanismo de flujo, a partir de los números de Reynolds de cada fase, ya determinados en los incisos 4 y 6.

10. con "X" y el régimen de flujo determinados, obtener los factores de corrección de la caída de presión para cada fase, de acuerdo con el régimen de flujo:

$$\log \Phi_{lTT} = -0.00723 \log^4 X + 0.00484 \log^3 X + 0.1433 \log^2 X \\ - 0.537 \log X + 0.6467$$

$$\log \Phi_{lVT} = -0.0117 \log^4 X - 0.0276 \log^3 X + 0.1568 \log^2 X \\ - 0.4511 \log X + 0.5571$$

$$\log \Phi_{gTV} = -0.0126 \log^4 X - 0.0311 \log^3 X + 0.1475 \log^2 X \\ - 0.4278 \log X + 0.4692$$

$$\log \Phi_{lVV} = -0.001618 \log^5 X - 0.0277 \log^4 X - 0.00624 \log^3 X \\ + 0.2276 \log^2 X - 0.4297 \log X + 0.4354$$

$$\log \Phi_{gTT} = 0.00176 \log^3 X + 0.1148 \log^2 X + 0.4821 \log X \\ + 0.6358$$

$$\log \Phi_{gTV} = 0.00197 \log^6 X + 0.0027 \log^5 X - 0.0154 \log^4 X \\ - 0.02136 \log^3 X + 0.1531 \log^2 X + 0.5493 \log X \\ + 0.5651$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$\log \Phi_{gVT} = -0.00807 \log^4 X + 0.00158 \log^3 X + 0.16 \log^2 X \\ + 0.4917 \log X + 0.5622$$

$$\log \Phi_{gVV} = 0.00543 \log^6 X + 0.00335 \log^5 X - 0.0505 \log^4 X \\ - 0.0279 \log^3 X + 0.2707 \log^2 X + 0.5704 \log X \\ + 0.425$$

11. obtener la caída de presión para flujo en dos fases, en función de la caída de presión de cada fase y el factor de corrección de la caída de presión correspondiente:

$$\Delta p_{tg} = \Phi_t^2 \Delta p_t$$

$$\Delta p_{tg} = \Phi_g^2 \Delta p_g$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

12. probablemente se obtendrán dos valores distintos para " Δp_{tg} ", uno con " Δp_t " y otro con " Δp_g ", pero casi siempre son muy semejantes, por lo que se acostumbra tomar el promedio.
13. finalmente, se repite el procedimiento hasta que la caída de presión supuesta sea igual a la calculada.

Tabla 7-1.

Factores de fricción para una fase.		
Numero de Reynolds. (flujo líquido o gaseoso)	Factores de fricción.	
	1 pg. $\leq d \leq 4$ pg.	6 pg $\leq d \leq 24$ pg.
1 000	0.0157	0.0157
2 000	0.0132	0.0126
3 000	0.0119	0.0110
10 000	0.0087	0.0078
40 000	0.0064	0.0056
100 000	0.0054	0.0046
150 000	0.0050	0.0042
400 000	0.0042	0.0037
1 000 000	0.0036	0.0032
4 000 000	0.0029	0.0027
10 000 000	0.0026	0.0023

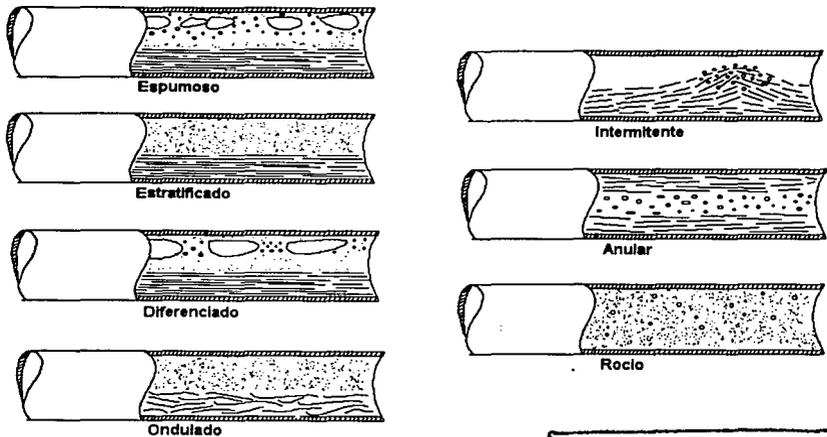
Tabla 7-2.

Mecanismo de flujo definidos por Lockhart y Martinelli.		
Mecanismo de flujo.	Número de Reynolds.	
	Flujo líquido.	Flujo gaseoso.
Líquido turbulento-gas turbulento.	2 000	2 000
Líquido viscoso-gas turbulento.	1 000	2 000
Líquido turbulento-gas viscoso.	2 000	1 000
Líquido viscoso-gas viscoso.	1 000	1 000

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Patrones de flujo (Descritos por Alves)

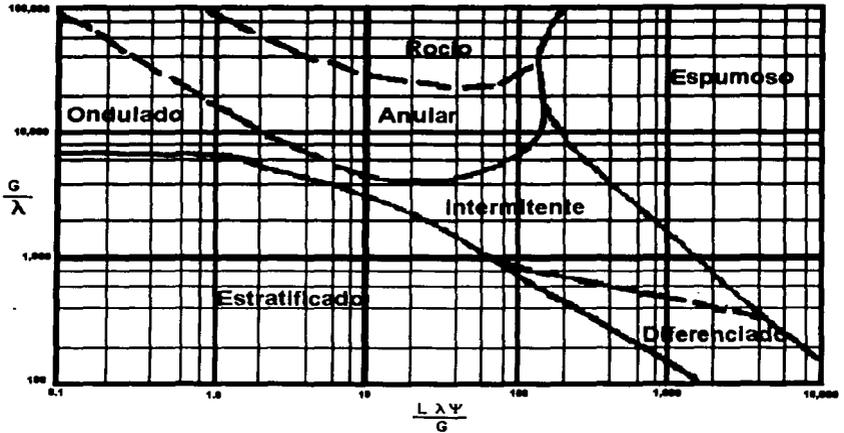
Figura VII-1



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Patrones de flujo (Definidos por los datos aportados por Jenkins, Gazley, Alves y Kosterim).

Fig. VII-2



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CAPÍTULO VIII**OTROS MÉTODOS PARA CALCULAR EL TRANSPORTE BIFÁSICO DE HIDROCARBUROS.****TESIS CON
FALLA DE ORIGEN****VIII-1 Método de Bertuzzi, Tek y Poettmann.**

Para transportar a tierra firme el petróleo crudo que se produce desde las plataformas hincadas sobre el fondo marino del Golfo, se diseñó oleogasoductos utilizando el método propuesto por Bertuzzi, Tek y Poettmann, que según sus autores, aventaja a los otros métodos por:

- a) Su comparativa sencillez de aplicación.
- b) Por su relativa independencia de los patrones de flujo.
- c) Por su comprobada mayor exactitud, y
- d) También por su capacidad de correlacionar los datos previstos en el laboratorio con los datos de campo.

El método parte del concepto básico de que es necesaria una determinada cantidad de energía para vencer la resistencia que cualquier fluido en movimiento encuentra en su desplazamiento. El balance fundamental de energía en cualquier proceso de flujo, se finca en la ley de la conservación de la misma, que establece simplemente que la energía del fluido que penetra al conducto, menos la energía disipada en el propio conducto a través de efectos

irreversibles, es igual a la energía del fluido que abandona el conducto.

Si se considera únicamente una cantidad de masa de fluido en movimiento, lo anterior se expresa generalmente de la siguiente manera:

$$\int_{p_1}^{p_2} V dp + \Delta \left[\frac{v^2}{2g} \right] + \Delta h + W_f + W_e = 0 \quad (8-1)$$

En la que:

$V dp$ = cambio en la energía presión-volumen.

W_f = energía disipada en forma de calor en el sistema por irreversibilidad.

W_e = trabajo realizado por y en el fluido durante su movimiento (externo).

Si se considera que la tubería o ducto sea horizontal, que además no se realiza trabajo alguno por ni en el fluido, y que el cambio de energía cinética entre dos secciones muy próximas entre sí, es nulo, la ecuación anterior se reduce entonces a esta otra:

$$\int_{p_1}^{p_2} V dp + W_f = 0 \quad (8-2)$$

En el flujo monofásico, el término W_f que representa la disipación de energía, se expresa como parte de un número adimensional, (f), al

que sea denominado coeficiente de fricción, factor de resistencia o también de disipación de energía y su valor es:

$$f = \frac{2gW_f d}{4v^2 L} \quad (8-3)$$

Así que:

$$W_f = \frac{(2 * v)^2 (f)(L)}{2(g)(d)}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Poniendo la ecuación (8-2) en forma diferencial:

$$\frac{dp}{\rho} + dW_f = 0 \quad (8-4)$$

Y combinando está con la (8-3), a su vez, en forma diferencial, se obtiene:

$$\frac{dp}{\rho} + \frac{4(f)(v)^2 (dL)}{2(g)(d)} = 0 \quad (8-5)$$

Y expresando lo anterior en función de un gradiente de presión:

$$\frac{dp}{dL} + \frac{2(f)(v)^2 \rho}{(g)(d)} = 0 \quad (8-6)$$

Llamando $W_a = \rho v$, o sea, $W_a = W_g + W_f$, o dicho de otra manera, (W_a) es la suma de las cargas potenciales o gastos

expresados en función de las masas líquidas y gaseosa, como el gradiente es negativo:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{2(f)W_a^2}{(d)(g)(\rho)} \quad (8-7)$$

Para simplificar la representación gráfica, se expresa (f) como parte de una ecuación cuya forma es:

$$f = C[(R_g^a)(R_l^b)]S \quad (8.8)$$

En la que:

R_g , R_l = número de Reynolds de cada una de las fases.

S = pendiente de la línea recta.

C = punto de intersección para valores unitarios de las funciones (R_g^a) y (R_l^b) en papel logarítmico, (ordenada al origen).

La pendiente (S) es constante e igual a (-0.12). la intersección (C) puede expresarse en función de la relación entre las masas gaseosas y líquida (K).

Al substituir la ecuación (8-8) en la (8-7) y reunir términos tenemos:

$$\frac{dp}{dL} = \left[\frac{Z(K+1)^{0.12(a+b)}}{K^{0.12a}} \right] \left[\frac{W_a^{2-0.12(a+b)}}{d^{1+0.12(a+b)}} \right] \frac{\mu_g^{0.12a} \mu_l^{0.12b}}{\rho}$$

Si se expresa (W_a) en función de (QM), o sea, la masa fluyente por día:

$$\frac{dp}{dL} = \left[(1.4737 \times 10^{-5})^{2-0.12(a+b)} (Z) \frac{(K+1)^{0.12(a+b)}}{K^{0.12a}} \right] \left[\frac{(QM)^{2-0.12(a+b)}}{d^{5-0.12(a+b)}} \right] \left[\frac{\mu_g^{0.12a} \mu_i^{0.12b}}{\rho} \right] \dots (8-9)$$

En la que:

$$Z = \frac{2C}{g} = \left(\frac{2}{32.174} \right) (C) = 0.06217(C)$$

$$Z = 0.000219(RGA) \left(\frac{\delta_g}{\delta_i} \right)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Siendo todos los exponentes funciones de la relación de peso gas-líquido, haciendo:

$$r = 0.12a$$

$$n = 0.12b$$

$$t = 0.12(a+b)$$

$$u = 2 - 0.12(a+b)$$

$$v = 5 - 0.12(a+b)$$

$$\frac{dp}{dL} = \left[(1.4737 \times 10^{-5})^u Z \frac{(K+1)^t}{K^r} \right] \left[\frac{(QM)^u}{d^v} \right] \left[\frac{\mu_g^r \mu_i^n}{\rho} \right] \quad (8-10)$$

La anterior ecuación relaciona el gradiente de presión con el producto de tres términos, el primero de los cuales representa la

relación de las masas gas-líquido, el segundo término implica la interdependencia entre el ritmo de flujo y el diámetro de la tubería, y el tercer término lo constituyen las propiedades físicas de los fluidos en movimiento. Puede verse que el tercer término es el único que es una función de la presión, lo que hace que los cálculos sean sencillos.

La evaluación de (M) y (ρ) puede hacerse mediante la siguiente relación:

$$M = (5.61)(62.4)(\delta_l) + (0.0764)(\delta_g)$$

$$\rho = \frac{M}{V_m}$$

$$V_m = 5.61 B + \frac{(p_b)(T_{med})(Z)}{(p)(T_b)} [RGA - S_s]$$

Si (S_s), la solubilidad del gas, es nula, o casi nula, tal como sucede en las mezclas de aire y agua, entonces:

$$V_m = 5.61 + \frac{(p_b)(T_{med})(Z)(RGA)}{(p)(T_b)}$$

La nomenclatura adicional a la ya convenida es la siguiente:

B = relación de los barriles de líquido a la presión (p) con respecto a los barriles de líquido a condiciones

estándar, o factor de volumen del aceite de la formación.

K = relación de los pesos de gas y líquido, o de sus densidades relativas, adimensional.

R.G.A. = pies cúbicos de gas/barril de líquido a condiciones estándar (14.65 lb/pg² y 60 °F), relación gas-líquido.

S_g = solubilidad del gas en el líquido a la presión (p).

V_m = cociente del volumen en pies cúbicos de gas y líquido, a la presión (p), entre el volumen en barriles de líquido, basado en la relación entre los líquidos fluyentes en la tubería.

VIII-2 Ejemplo de diseño (Oleogasdutos Atún-Poza Rica).

Se llevó a cabo el diseño y construcción de este sistema para la recolección de los fluidos producidos en las plataformas "A" y "B" de la estructura geológica submarina Atún, evitando la instalación de equipo de compresión y bombeo para entregar el gas directamente a las plantas de absorción y el aceite a la estación central de almacenamiento del distrito Poza Rica, aprovechando íntegramente la energía natural del yacimiento para efectuar el transporte.

El sistema está formado por dos oleogasdutos submarinos de 12 pg., de diámetro nominal y 24 Km. de longitud, y dos oleogasdutos terrestres de 12 pg de diámetro con longitud aproximada de 45 Km. Descargando este sistema a una batería de separación de aceite y gas, localizada en la inmediata proximidad del área central de almacenamiento citado al principio.

En el estudio que precedió al proyecto, se determinó la capacidad de transporte del sistema considerando una relación gas-aceite de $160 \text{ m}^3/\text{m}^3$ y presiones de separación en Poza Rica de 42.2 y $28.1 \text{ Kg}/\text{cm}^2$.

El sistema comenzó a operar el 1° de agosto de 1968 con el oleogasoducto submarino de la plataforma Atún "A", descargando provisionalmente en una batería de separación instalada en Punta de Piedra, para después de separado, medir y bombear el aceite hasta la estación central de almacenamiento y bombeo del Distrito de Poza Rica, utilizando un oleoducto de 12 pg de diámetro y 8 Km de longitud, para conectar al oleoducto Barra de Tuxpan - Punto I - Poza Rica. Las plataformas "A" y "B" de Atún se conectaron el 20 de julio de 1969 con un oleogasoducto submarino de 8 pg de diámetro y 2.2 Km de longitud. A partir del 1° de junio de 1970, inició su operación el oleogasoducto submarino plataforma Atún B - Punta de Piedra, de 12 pg de diámetro y longitud aproximada de 24 Km.

Cuando en septiembre de 1969 se inició la explotación de los pozos de la plataforma Atún B, se observó un incremento en la RGA del "campo", de 165 a $400 \text{ m}^3/\text{m}^3$, llegando el mes de marzo de 1970 hasta alcanzar $500 \text{ m}^3/\text{m}^3$. por esta razón se modificó el proyecto original de los oleogasoducto terrestres de Punta de Piedra a Poza Rica, construyéndose uno de 12 pg de diámetro y otro de 16 pg de diámetro nominal. Este sistema, o sea, la recolección, separación y medición del aceite y gas, tuvo una inversión en obras capitalizables del orden de 115 millones de pesos.

Para predecir la pérdida de presión en los oleogasoducto submarinos de 12 pg de diámetro de las plataformas atún "A" y "B" a

Punta de Piedra, así como en los oleogasoducto terrestres de 12 y 16 pg de Punta de Piedra a Poza Rica, como ya se dejó dicho al comienzo de este capítulo, se aplicó el procedimiento desarrollado por Bertuzzi, Tek y Poettmann para flujo simultáneo de líquido y gas, empleando la fórmula por ellos propuesta (8-10) y ya considerada anteriormente.

El procedimiento de cálculo consistió en determinar los valores de los argumentos que intervienen en la citada ecuación, considerando las propiedades de los fluidos en función de la presión, variando Q_0 de 1000 a 6000 m³/día, la RGA de 300 a 600 m³/m³ y el diámetro de las tuberías de 11.75, 12.18 y 15.13 pg. Con estos datos se calcularon las caídas de presión tanto en el oleogasoducto de 12 como en el de 16 pg.

Basándose en los resultados obtenidos, se construyeron los perfiles de presiones de cada oleogasoducto para el flujo simultáneo de aceite y gas, considerando una presión final en Poza Rica de 28.1 kg/cm².

Finalmente, se determinó la variación de la presión inicial con el gasto de aceite, para relaciones gas-aceite (RGA) de 300 a 600 m³/m³. $T = 125^{\circ}\text{C}$ y presión final de 28.1 kg/cm².

Para comprender el ejemplo se realiza el procedimiento que se debe de seguir en la solución de éste.

Los datos que se tomaron en consideración para este ejemplo fueron tomados de análisis pVT del los campos de Cantarel; por esto no se tuvieron datos representativos, esto se debe a que los análisis

de los pozos Atún no se pudieron conseguir, aun cuando se contará con ellos el desarrollo sería el mismo.

Datos:

$$R = 300 \text{ [m}^3/\text{m}^3\text{]}$$

$$Q = 2,000 \text{ [m}^3/\text{día}]$$

$$P = 84.3 \text{ [kg/cm}^2\text{]}$$

$$T_m = 125.^\circ\text{C}$$

$$\gamma_g = 0.8$$

$$\gamma_{ro} = 0.9$$

$$d = 12 \text{ [pg]}$$

$$\Delta p = 8 \text{ [kg/cm}^2\text{]}$$

$$L = 24 \text{ [Km]}$$

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Solución:

Ahora se va a calcular los valores de los argumentos que intervienen en la ecuación y para poder hacerlo se tiene que obtener las propiedades de los fluidos.

Cálculo de la p_{media} .

$$p_m = p - \Delta p/2 = 1198.9989 - (113.784/2) = 1142.1069 \text{ [lb/pg}^2\text{]}$$

$$p_2 = p - \Delta p = 1198.9989 - 113.784 = 1085.2149 \text{ [lb/pg}^2\text{]}$$

Cálculo de Grados API.

$$^\circ API = \frac{141.5}{\gamma_{ro}} - 131.5 = \frac{141.5}{0.9} - 131.5 = 25.722$$

Para las propiedades de los fluidos se utilizó la correlación de Oistein.

Cálculo de la relación gas-aceite y densidad relativa del gas disuelto (usando Ostein).

$$p^* = 10^{(-2.57364 + (2.35772 \cdot \log p) - (0.703988 \cdot \log^2 p) + (0.098479 \cdot \log^3 p))} \text{ [lb/pg}^2\text{]}$$

donde

$$-2.57364 + (2.5772 \cdot \log(1142.1069)) - (0.703988 \cdot \log^2(1142.1069)) + (0.098479 \cdot \log^3(1142.1069)) = 0.8689$$

$$p^* = 10^{0.8689} = 7.3949 \text{ [lb/pg}^2\text{]}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$R_s = \gamma_{gd} \left(\frac{p^* \cdot API^{0.989}}{T^{0.13}} \right)^{\frac{1}{0.816}} = \gamma_{gd} \left(\frac{(7.3949)(25.772)^{0.989}}{257^{0.13}} \right)^{\frac{1}{0.816}} = \gamma_{gd} (246.1829)$$

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02 \cdot API + R_s \cdot 10^{-6} (0.6874 - 3.5864 \cdot API)$$

Sustituyendo:

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02 (25.7222) + R_s \cdot 10^{-6} (0.6874 - 3.5864 (25.7222))$$

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.5144 + R_s \cdot 10^{-6} (-91.5627)$$

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.5144 + \gamma_{gd} (246.1829) \cdot 10^{-6} (-91.5627)$$

despejando:

$$\gamma_{gd} = \frac{0.25 + 0.5144}{(1 - [(246.1829) \cdot 10^{-6} (-91.5627)])} = 0.7475$$

$$R_s = 0.7475 (246.1824) = 184.0213 \text{ [pie}^3\text{/bl)}$$

Cálculo del factor de volumen del aceite (usando Oistein).

$$B_o^* = R_s \left(\frac{\gamma_{gd}}{\gamma_o} \right)^{0.526} + 0.968T = 184.0213 \left(\frac{0.7475}{0.9} \right)^{0.526} + 0.968(257) = 415.6758$$

$$a = -6.58511 + 2.91329 \log B_o^* - 0.27683 \log^2 B_o^*$$

$$a = -6.58511 + 2.91329 \log(415.6758) - 0.27683 \log^2(415.6758) = -0.8544$$

$$B_o = 1 + 10^a = 1 + 10^{-0.8544} = 1.1398$$

Cálculo de la presión de saturación o burbujeo (usando Oistein).

$$p_b^* = \left(\frac{R}{\gamma_{gd}} \right)^{0.816} \left(\frac{T^{0.130}}{API^{0.989}} \right)$$

$$p_b^* = \left(\frac{1684.3461}{0.7475} \right)^{0.816} \left(\frac{257^{0.130}}{25.7222^{0.989}} \right) = 45.123$$

$$p_b = 10^{(1.7669 + 1.7447 \log p_b^* - 0.30218 \log^2 p_b^*)}$$

$$p_b = 10^{(1.7669 + 1.7447 \log(45.123) - 0.30218 \log^2(45.123))}$$

$$p_b = 6702.7282 [lb / pg^2]$$

Cálculo de la densidad relativa del gas libre (usando balance másico).

$$\gamma_g = \frac{R\gamma_g - R_s\gamma_{gd}}{R - R_s} = \frac{(1684346 \cdot 0.8) - (184.0213 \cdot 0.7475)}{1684346 - 184.0213} = 0.8064$$

Cálculo del factor de compresibilidad (Z) usando Standing.

$$T_{pc} = 167 + 316.67 * \gamma_{gf} = 167 + (316.67 * 0.8064) = 422.3626$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50 * \gamma_{gf} = 702.5 - (50 * 0.8064) = 662.18$$

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} = \frac{257 + 460}{422.3626} = 1.6976$$

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{1142.1069}{662.18} = 1.8356$$

$$Z = 0.8967$$

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Cálculo de factor de volumen del gas (usando ecuación de los gases reales).

$$B_g = \frac{0.02825 * Z * (T + 460)}{P} = \frac{0.02825 * 0.8967 * (257 + 460)}{11421069} = 0.0159$$

Cálculo de la densidad y viscosidad del gas (usando Lee).

$$K = \frac{(9.4 + 0.5794 * \gamma_{gf})(T + 460)^{1.5}}{209 + 550.4 * \gamma_{gf} + (T + 460)} = \frac{(9.4 + (0.5794 * 0.8064))(257 + 460)^{1.5}}{209 + (550.4 * 0.8054) + (257 + 460)}$$

$$K = \frac{189429.844}{1369.2921} = 138.3414$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{T + 460} + 0.2897 * \gamma_{gf} = 3.5 + \frac{986}{257 + 460} + 0.2897 * 0.8054 = 5.1088$$

$$Y = 2.4 - 0.2 * X = 2.4 - (0.2 * 5.1088) = 1.3782$$

$$\rho_g = \frac{0.0764 * \gamma_{gf}}{B_g} = \frac{0.0764 * 0.8064}{0.0159} = 3.8747 [lb_m / pie^3]$$

$$\mu_g = K * 10^{-4} * \exp \left[X \left(\frac{\rho_g}{62.428} \right)^Y \right] = 138.3414 * 10^{-4} * \exp \left[5.1088 \left(\frac{3.8747}{62.428} \right)^{1.3782} \right]$$

$$\mu_g = 0.01532 [cp]$$

Cálculo de la Viscosidad del aceite.

$$z = 3.0324 - 0.02023 * \text{API} = 2.51204$$

$$y = 10^z = 10^{2.51204} = 325.1172$$

$$x = y * T^{-1.163} = 325.1172 * 257^{-1.163} = 0.5120$$

$$\mu_{om} = 10^x - 1 = 10^{0.5120} - 1 = 2.2508$$

$$a = 10.715 * (R_s + 100)^{-0.515} = 10.715 * (184.0213 + 100)^{-0.515} = 0.5841$$

$$b = 5.44 * (R_s + 150)^{-0.338} = 5.44 * (184.0213 + 150)^{-0.338} = 0.7633$$

$$\mu_o = a * \mu_{om}^b = 0.5841 * 2.2508^{0.7633} = 1.0849 \text{ [cp]}$$

$$\rho_o = \frac{(62.4 * \gamma_o) + (0.03162 * R_s * \gamma_{gr})}{B_o} = \frac{(62.4 * 0.9) + (0.03162 * 184.0213 * 0.7475)}{1.1398}$$

$$\rho_o = 50.9158 \text{ [lb}_m \text{ / pie}^3 \text{]}$$

Cálculo de los Gastos másicos.

$$w_o = \frac{\rho_o * q_o * B_o}{15388} = \frac{50.9158 * 12579.6 * 1.1398}{15388} = 47.4423 \text{ [lb}_m \text{ / seg]}$$

$$w_g = \frac{\rho_g * q_o * (R - R_s) * B_g}{86400} = \frac{3.8747 * 12579.6 * (1648.3461 - 184.0213) * 0.0159}{86400}$$

$$w_g = 13.1348 \text{ [lb}_m \text{ / seg]}$$

$$w_m = w_o + w_g = 47.4423 + 13.1348 = 60.5771 \text{ [lb}_m \text{ / seg]}$$

$$w_L = w_m - w_g = 60.5771 - 13.1348 = 47.4423 \text{ [lb}_m \text{ / seg]}$$

Usando el método de Bertuzzi, Teck y Poettmann

$$\psi = \frac{w_g}{w_L} = \frac{13.1348}{47.4423} = 0.2768$$

$$a = \frac{\psi}{1 + \psi} = \frac{0.2768}{1 + 0.2768} = 0.2168$$

$$b = \frac{1}{\exp^{(0.1 * \psi)}} = \frac{1}{\exp^{(0.1 * 0.2768)}} = 0.9726$$

$$r = 0.12 * a = 0.12 * 0.2168 = 0.02602$$

$$n = 0.12 * b = 0.12 * 0.9726 = 0.1167$$

$$t = 0.12 * (a + b) = 0.12 * (0.2168 + 0.9726) = 0.1427$$

$$u = 2 - (0.12 * (a + b)) = 2 - (0.12 * (0.2168 + 0.9726)) = 1.8572$$

$$v = 5 - (0.12 * (a + b)) = 5 - (0.12 * (0.2168 + 0.9726)) = 4.8572$$

$$Z = 2.19 * 10^{-4} * R * \left(\frac{\rho_g}{\rho_o} \right) = 2.19 * 10^{-4} * 1684.3461 * \left(\frac{3.8747}{50.9158} \right) = 0.02807$$

$$M = (5.61 * 62.4 * \rho_o) + (0.0764 * \rho_g) = (5.61 * 62.4 * 50.9158) + (0.0764 * 3.8747)$$

$$M = 17824.0846$$

$$V_m = (5.61 * B_o) + \frac{\rho_b * T_m * Z * R}{p * T_b} = (5.61 * 1.1398) + \frac{6702.7282 * 257 * 0.02807 * 1684.3461}{1142.1069 * 313}$$

$$V_m = 234.2224$$

$$\rho = \frac{M}{V_m} = \frac{17828.0846}{234.2224} = 76.116$$

$$\frac{dp}{dL} = \left[(1.4737 * 10^{-5})^u * Z * \frac{(\psi + 1)^t}{\psi^r} \right] \left[\frac{(q * M)^v}{d^v} \right] \left[\frac{(\mu_g)^r * (\mu_o)^n}{\rho} \right]$$

$$\frac{dp}{dL} = \left[(1.4737 * 10^{-5})^{.8572} * 0.02807 * \frac{(0.2768 + 1)^{0.1427}}{0.2768^{0.02602}} \right] * \left[\frac{(12579.6 * 17824.0846)^{1.8572}}{12^{4.8572}} \right] \left[\frac{(0.01532)^{0.02602} * (1.0849)^{0.1167}}{76.116} \right]$$

$$\frac{dp}{dL} = 7.0336 * 10^{-3} \left[\frac{\frac{lb}{pie}}{\frac{pie}{pie}} \right]$$

$$\Delta L = \frac{\Delta p}{\frac{\Delta p}{\Delta L}} = \frac{113.784}{7.0336 * 10^{-3}} = 16177.2065 [pies]$$

$$\Delta L = 4.92 [Km].$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Como se puede observar la distancia no es la que se tiene como dato para ello se hace que "p" sea igual a "p₂" y comenzar el cálculo nuevamente hasta que tengamos la longitud deseada, para conseguirla se debe de ir incrementando ésta a la anterior, sea:

$$L_T = L + \Delta L$$

En donde:

L_T = longitud de dato.

L = longitud anterior al ultimo cálculo ($L = 0$ cuando se realiza el primer cálculo).

ΔL = longitud calculada.

Como el ejemplo es iterativo se tiene que concluir hasta que se llegue a la longitud deseada o pasarla, con esto último quiere decir que con la presión que se tiene, se puede llegar a mayor distancia, para conocer la presión a la distancia deseada se hace una interpolación y así conocerla.

La tabla 8-1 y 8-2 contienen los perfiles de las presiones para diferentes longitudes y diámetros de las tuberías que componen la red de recolección de hidrocarburos plataforma Atún "A" – Poza Rica, la cual se muestra en la figura VIII-1.

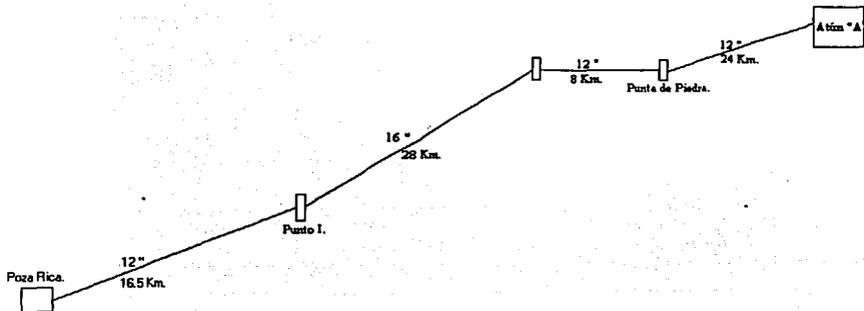
En la tabla 8-1 se tiene que la presión es función del diámetro y la longitud de la tubería, $p(d, L)$; la presión que se tomo como referencia para iniciar estos cálculos es la presión final que es de 28.1 [kg/cm²]

Para la tabla 8-2 muestra la variación de la presión inicial, tomando como referencia la presión de 84.3 [kg/cm²].

Esquema del sistema de transporte de la plataforma "Atún-A" a Poza Rica

Figura VIII-1

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Perfil del comportamiento de la presión en los oleogasoductos.

Tabla 8-1

q	RGA	P(12";16.5km)	P(16";28km)	P(12";8km)	P(12";24km)
2000	300	36.5	40.15	44.15	55.95
	400	39.3	43.23	47.55	61.81
	500	44.9	53.88	58.27	71.12
	600	47.7	57.24	62.96	81.8
3000	300	44.9	53.88	59.268	77.04
	400	50.5	60.5	66.55	86.5
	500	56.1	67.32	80.78	105.02
	600	61.7	74.04	88.84	115.5
4000	300	53.3	58.63	64.5	77.39
	400	58.9	70.68	77.74	101.06
	500	67.3	80.76	96.9	125.97
	600	75.7	90.84	109	141.7
5000	300	61.7	74.04	88.48	115.49
	400	70.1	84.12	106.6	138.58
	500	81.3	97.56	117.07	152.2
	600	89.7	107.6	129.12	167.8
6000	300	70.1	84.12	92.53	100.9
	400	81.3	97.56	117	152.19
	500	92.5	111	133.2	173.16
	600	106.5	127.8	140.58	168.69

Tabla 8-2

q	RGA	P(12";16.5km)	P(16";28km)	P(12";8km)	P(12";24km)
2000	300	65.58	49.40	39.86	34.87
	400	68.36	52.67	44.04	33.73
	500	71.74	56.51	48.73	38.65
	600	75.84	60.99	53.99	36.55
3000	300	72.92	57.74	50.05	39.77
	400	72.05	60.12	50.61	25.00
	500	79.15	67.44	58.09	22.77
	600	70.68	61.76	50.49	16.56
4000	300	75.92	64.12	54.60	27.10
	400	69.62	60.21	59.92	12.88
	500	63.20	52.44	34.91	-----
	600	57.09	45.34	-----	-----

CONCLUSIONES

Presentar como se llega a la deducción de las fórmulas es muy importante, porque implica que podremos apreciar cuales son las variables y condiciones que están presentes y como las afectan, por ende podremos aplicarlas con mejores resultados, en la solución de problemas.

Tener conocimiento de que hay muchas fórmulas para el cálculo del flujo de un gas es muy ventajoso, por que podemos aplicar una u otra dependiendo de los datos disponibles, esto implica que debemos conocer en que están basadas y cuales son las ventajas y desventaja cada una de ellas.

Es muy conveniente el que tengamos una forma de efectuar el cálculo del flujo comercial, tal como la fórmula de Weymouth, que es una forma simple y sirve como introducción a este tipo de cálculo.

Es importante saber que la conducción del gas por gasoductos está compuesta de varias líneas en paralelo y de diferente diámetro o una sola pero de diferentes diámetros a lo largo de ésta; pero lo más importante es saber como podemos convertir las diferentes variantes antes mencionadas a una línea de un sólo diámetro, y para esto se presentaron unas fórmulas muy útiles.

Quando se diseñan gasoductos es importante poder determinar cuales serán los retos y problemas que debemos superar, para que éste sea rentable y su costo lo podamos minimizar, sin sacrificar la calidad de su diseño.

RECOMENDACIONES

Las tablas que se muestran en el Capítulo III son el origen de los cálculos, aunque ya no son aplicadas, debido a que se han desarrollado nuevas formas de hacer dichos cálculos, estos actualmente los podemos realizar por medio de computadoras, calculadoras, programas especializados, etc.

Para calcular la compresibilidad y la viscosidad se recomienda el empleo de los nuevos métodos; entre estos podemos encontrar, para la viscosidad la correlación de Lee y Eakin, Starling y Ellington; la correlación generalizada de Lee, Starling, Donal y Ellington, así como una correlación gráfica de González y Lee; entre otras.

Para el cálculo del factor de compresibilidad se recomiendan las correlaciones y las ecuaciones de estado; entre las primeras tenemos la de B. Robinsón y M. Dranchuk, también con tamos Standing-Katz entre otras; en las ecuaciones de estado están la de Van Der Waals, Peng-Robinsón, etc.

Debe señalarse que en el capítulo VIII para la solución del problema se recomienda el uso de computadoras, calculadoras programables o algún software comercial, ya que es iterativo.

NOMENCLATURA.

Símbolo.	Descripción.	Unidades.
A	Sección transversal de la tubería.	pie ²
A	Constante numérica.	dimensional
B	Constante de los gases.	
Ca	Constante termodinámico para el aire.	
d	Diámetro.	pg
d	Diámetro interno de la tubería.	pg
de	Diámetro exterior.	pg
d _e	Diámetro equivalente.	pg
di	Diámetro interior.	pg
dl	Longitud de la tubería.	pie
d _o	Diámetro interior de la línea original.	pg
d _p	Diámetro interior de la línea paralela.	pg
E	Coefficiente para ajuste de la fórmula.	
e	Espesor de la pared de la tubería.	pg
E	Factor empírico de cada operador.	
f	Coefficiente de fricción.	
f	Fatiga del acero.	lb/pg ²
F _o	Factor de elevación de la fase líquida en los valles.	
g	Aceleración debida a la gravedad.	pie/seg ²
h	Altura media de las cimas.	Pies
i	Número de componentes.	
i	Interés anual.	%
IHP	Potencia indicada (potencia con la eficiencia incluida).	HP
K	Constante numérica.	
k	(1/Z) ^{1/2} factor de supercompresibilidad.	
K	Relación de los pesos de gas y líquido.	
L	Longitud de la tubería.	millas
L _{em}	Longitud de una sola línea equivalente a una milla de la sección en paralelo.	millas
L _{et}	Longitud de una sola línea equivalente a todo el sistema.	millas
L _o	Longitud desde la entrada a la salida.	millas
M	peso molecular.	
N	Gasto (en unidades de peso) del gas.	lb/seg
n	Plazo de amortización.	Años
N	Número de cimas.	
p	Presión absoluta.	lb/pie ²
P ₁	Presión de entrada.	lb/pg ²
P ₂	Presión de salida.	lb/pg ²

Símbolo.	Descripción.	Unidades.
p_b	Presión base.	lb/pg ²
p_d	Presión de descarga.	lb/pg ²
p_{er}	Perímetro de la tubería.	pie
p_m	Presión media.	Lb/pg ²
P_{max}	Presión máxima.	Lb/pg ²
pp_c o p_{pc}	Presión pseudocrítica.	Lb/pg ²
pp_{R-1} o p_{pr}	Presión pseudoreducida.	
pt_c o T_{pc}	Temperatura pseudocrítica.	*R
pt_{R-1} o T_{pr}	Temperatura pseudoreducida.	
Q	Volumen de gas en movimiento.	pie ³ /hora
r	Razón de depreciación.	
RG	Relación gas-líquido.	pie ³ /bl
R_g	Número de Reynolds del gas.	
R_l	Número de Reynolds del líquido.	
S	Pendiente de la línea recta.	
S_s	Solubilidad del gas en el líquido.	
T	Temperatura.	*F
T_b	Temperatura base.	*F absolutos
T_{suc}	Temperatura en la sección.	*R
U	Velocidad del flujo.	pies/seg
U_1	Velocidad inicial del gas.	pies/seg
V	Volumen específico.	pie ³ /lb
V	Velocidad del fluido.	pie/seg
v	Velocidad.	pie/seg
V_{dp}	Cambio en la energía presión-volumen.	
V_i	Valor inicial de objeto.	
V_n	Valor del objeto al cabo de (n) años de uso.	
W	Peso específico del aire (o del gas).	
w	Peso unitario de la tubería.	lb/pie
W_e	Trabajo mecánico efectuado y recibido, debido a la expansión sufrida al pasar desde la entrada a la salida.	
W_f	Trabajo mecánico, realizado para vencer la resistencia opuesta por la fricción entre la salida y la entrada.	
w_f	Energía disipada en forma de calor en el sistema por irreversibilidad.	
X	Energía potencial de la libra de fluido debida a su posición.	pie
X	Parte de la longitud de la línea original que se va a conectar en paralelo.	porcentaje
y	Fración molecular.	
Z_m	Factor de desviación.	promedio
γ	Peso específico.	lb/pie ³
μ	Viscosidad absoluta del gas.	lb/pie-seg
ν	Viscosidad cinemática.	
σ	Tensión superficial del líquido.	dinas/cm
$\Delta p_{tg}(H)$	Caída de presión en dos fases calculada para tubería horizontal.	lb/pg ²

Símbolo.	Descripción.	Unidades.
$\Delta p_{tq(M)}$	Caída de presión en dos fases calculada para ductos en terreno montañoso.	
γ_g	Peso específicos del gas.	lb/pg ² lb/pe ³
γ_l	Peso específicos del líquido.	lb/pe ³
δ	Densidad relativa del gas.	aire = 1.00

BIBLIOGRAFÍA.

1. Santamaría V, Iván: "Optimación de redes de gas," Tesis de Licenciatura, Facultad de Ingeniería, UNAM, México, D.F. (2001).
2. Garaicochea Petrírena, Francisco y colaboradores: "Transporte de Hidrocarburos por Ductos" Colegio de Ingenieros Petroleros de México, (1991).
3. Lozano Vistuer, Eduardo: "Apuntes de medición y transporte de Hidrocarburos", Facultad de Ingeniería, UNAM, D.F., México.
4. Jaramillo González, Penélope: "Hidratos de gas natural: predicción e inhibición", Tesis de Licenciatura, Facultad de Ingeniería, UNAM, DF., México (2002)
5. Flores Ávila, Fernando S.: "Correlaciones pVT para los Hidrocarburos producidos en la sonda de Campeche", Tesis de Licenciatura, Facultad de Ingeniería, UNAM, DF, México (1986).