

Hidráulica de Gas en Tuberías

Prof. Jesús DE ANDRADE

Prof. Miguel ASUAJE

Junio 2010

Propiedades de los Gases

Densidad

$$\rho = \frac{m}{V} \quad \text{donde} \quad \begin{array}{l} \rho = \text{densidad del Gas} \\ m = \text{masa del Gas} \\ V = \text{Volumen del Gas} \end{array}$$

Gravedad Especifica

$$G = \frac{\rho_g}{\rho_{\text{aire}}} \quad \text{donde} \quad \begin{array}{l} \rho_g = \text{densidad del Gas} \\ \rho_{\text{aire}} = \text{densidad del Aire} \\ G = \text{Gravedad específica del Gas} \\ M_g = \text{Peso molecular del Gas} \\ M_{\text{aire}} = \text{Peso molecular del Gas} \\ M_{\text{aire}} = 28.9625 \approx 29 \end{array}$$

Si el gas es una mezcla:

$$G = \frac{\sum y_i M_{gi}}{M_{\text{aire}}} \quad \text{donde} \quad \bar{y}_i = \text{fracción molar}$$

Viscosidad

$$v = \frac{\mu}{\rho} \quad \text{donde} \quad \begin{array}{l} v = \text{Viscosidad Cinematica} \\ \mu = \text{Viscosidad Dinamica} \\ \rho = \text{densidad del Gas} \end{array}$$

Si el gas es una mezcla:

$$\mu_m = \frac{\sum (y_i \cdot \mu_i \cdot \sqrt{M_{gi}})}{\sum y_i \cdot \sqrt{M_{gi}}}$$

Gas Ideal

$$PV = nRT \quad \text{donde} \quad \begin{array}{l} P = \text{presión abs} \\ T = \text{Temperatura abs} \\ n = \text{Número de moles} \\ R = \text{Const. Universal} \\ V = \text{Volumen del Gas} \end{array}$$
$$n = \frac{m}{M}$$

Viscosidad de gases comunes

Gas	Viscosidad [cp]
Metano	0.0107
Etano	0.0089
Propano	0.0075
i-Butano	0.0071
n-Butano	0.0073
i-Pentano	0.0066
n-Pentano	0.0066
Hexano	0.0063
Heptano	0.0059
Octano	0.0050
Nonano	0.0048
Decano	0.0045
Etileno	0.0098
Monóxido de Carbono	0.0184
Dióxido de Carbono	0.147
Ácido Sulfídrico	0.0122
Air	0.0178
Nitrógeno	0.0173
Helio	0.0193

Propiedades de los Gases

Gas Ideal

Proceso Isotérmico $\rightarrow P_1V_1 = P_2V_2$

Proceso Isobárico $\rightarrow T_2V_1 = T_1V_2$

Proceso Isocórico $\rightarrow T_2P_1 = T_1P_2$

Gas Real (uni-componente)

$$PV = ZnRT$$

$$Z = Z(T_r, P_r)$$

$$z = \frac{V_{actual}}{V_{ideal\ gas}}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} T_r = \frac{T}{T_c} \rightarrow \text{Temp. Crítica} \\ P_r = \frac{P}{P_c} \rightarrow \text{Presión Crítica} \end{array} \right.$$

Gas Real (Mezcla de Gases)

$$Z = Z(T_{pr}, P_{pr})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \rightarrow T_{pc} = \sum y_i \cdot T_{c_i} \\ P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \rightarrow P_{pc} = \sum y_i \cdot P_{c_i} \end{array} \right.$$

Aproximación basada en Gravedad Específica

$$T_{pc} = 170.491 + 307.344 \cdot G \quad [T_{pc}] = ^\circ R$$

$$P_{pc} = 709.604 - 58.718 \cdot G \quad [P_{pc}] = psia$$

Correlaciones del Factor de Compresibilidad

Corrección por compuestos diferentes a hidrocarburos:

$$Z = Z(T'_{pr}, P'_{pr})$$

$$T'_{pr} = \frac{T_{pr} - \varepsilon}{T_{pr}} \rightarrow T'_{pr} = \frac{P_{pr} \cdot T'_{pr}}{T_{pr} + B(1-B)\varepsilon}$$

$$\varepsilon = 120(A^{0.9} - A^{1.6}) + 15(B^{0.5} - B^4)$$

ε = Factor de Ajuste, $^\circ R$

A = Suma fracciones molares de CO_2 y H_2S

B = fracción molar de H_2S

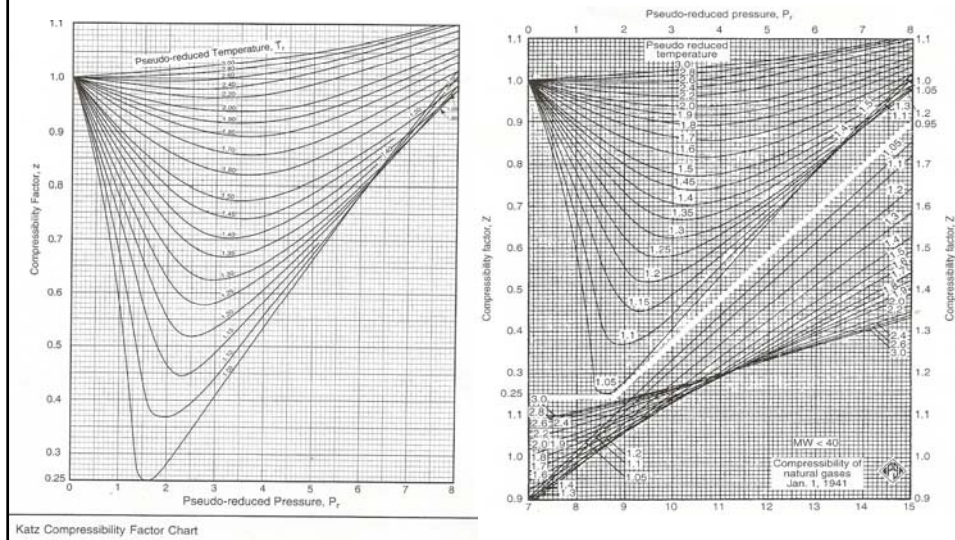
Tablas. Propiedades de los Hidrocarburos

Gas	Formula	Molecular Weight	Vapor Pressure psia at 100° F	Critical Constants			Ideal Gas		Specific Heat, Btu/lb/F 14.696 psia, 60° F Ideal Gas
				Pressure psia	Temperature °F	Volume ft ³ /lb	14.696 psia, 60° F Sgpr (air=1.00)	ft ³ /lb-gas	
Methane	CH ₄	16.0430	5000	666.0	-116.66	0.0988	0.5539	23.654	0.52676
Ethane	C ₂ H ₆	30.0700	800	707.0	90.07	0.0783	1.0382	12.620	0.40789
Propane	C ₃ H ₈	44.0970	188.65	617.0	205.93	0.0727	1.5226	8.6059	0.38647
Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.1230	72.581	527.9	274.4	0.0714	2.0068	6.5291	0.38669
n-butane	C ₄ H ₁₀	58.1230	51.706	548.8	305.52	0.0703	2.0068	6.5291	0.39500
Iso-pentane	C ₅ H ₁₂	72.1500	20.443	490.4	368.96	0.0684	2.4912	5.2596	0.38448
n-pentane	C ₅ H ₁₂	72.1500	15.575	488.1	385.7	0.0695	2.4912	5.2596	0.38831
Neo-pentane	C ₅ H ₁₂	72.1500	36.72	464.0	321.01	0.0673	2.4912	5.2596	0.39038
n-hexane	C ₆ H ₁₄	86.1770	4.9596	436.9	453.8	0.0688	2.9755	4.4035	0.38631
2-methyl pentane	C ₆ H ₁₄	86.1770	6.769	436.6	435.76	0.0682	2.9755	4.4035	0.38526
3-methyl pentane	C ₆ H ₁₄	86.1770	6.103	452.5	448.2	0.0682	2.9755	4.4035	0.37902
Neo hexane	C ₆ H ₁₄	86.1770	9.859	446.7	419.92	0.0667	2.9755	4.4035	0.38231
2,3-dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.1770	7.406	454.0	440.08	0.0665	2.9755	4.4035	0.37762
n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.2040	1.621	396.8	512.8	0.0682	3.4598	3.7872	0.38449
2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.2040	2.273	396.0	494.44	0.0673	3.4598	3.7872	0.38170
3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.2040	2.13	407.6	503.62	0.0646	3.4598	3.7872	0.37882
3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.2040	2.012	419.2	513.16	0.0665	3.4598	3.7872	0.38646
2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.2040	3.494	401.8	476.98	0.0665	3.4598	3.7872	0.38651
2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.2040	3.294	397.4	475.72	0.0667	3.4598	3.7872	0.39627
3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.2040	2.775	427.9	505.6	0.0662	3.4598	3.7872	0.38306
Triptane	C ₇ H ₁₆	100.2040	3.376	427.9	496.24	0.0636	3.4598	3.7872	0.37724
n-octane	C ₈ H ₁₈	114.2310	0.5371	360.7	564.15	0.0673	3.9441	3.322	0.38334
Di Isobutyl	C ₈ H ₁₈	114.2310	1.1020	361.1	530.26	0.0676	3.9441	3.322	0.37571
Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.2310	1.7090	372.7	519.28	0.0657	3.9441	3.322	0.38222
n-Nonane	C ₉ H ₂₀	126.2560	0.17155	330.7	610.72	0.0693	4.4284	2.9568	0.38248
n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.2850	0.06098	304.6	652.1	0.0702	4.9127	2.6671	0.38181
Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.1340	9.917	653.8	461.1	0.0594	2.4215	5.411	0.27122
Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.1610	4.491	548.8	499.28	0.0607	2.9059	4.509	0.30027
Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.1610	3.267	590.7	536.8	0.0586	2.9059	4.509	0.29012

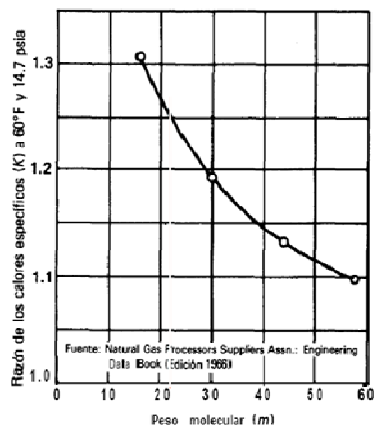
Tablas. Propiedades de los Hidrocarburos

Gas	Formula	Molecular Weight	Vapor Pressure psia at 100° F	Critical Constants			Ideal Gas		Specific Heat, Btu/lb/F 14.696 psia, 60° F Ideal Gas
				Pressure psia	Temperature °F	Volume ft ³ /lb	14.696 psia, 60° F Sgpr (air=1.00)	ft ³ /lb-gas	
Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.1880	1.609	503.4	570.2	0.0800	3.3902	3.8649	0.31902
Ethylene	C ₂ H ₄	28.0540	1400	731.0	48.54	0.0746	0.9686	13.527	0.35789
Propylene	C ₃ H ₆	42.0810	232.8	676.6	198.31	0.0717	1.4529	9.0179	0.35683
Butylene	C ₄ H ₈	56.1080	62.555	586.4	296.18	0.0683	1.9373	6.7636	0.35535
Cis-2-butene	C ₄ H ₈	56.1080	45.97	615.4	324.31	0.0667	1.9373	6.7636	0.33275
Trans-2-butene	C ₄ H ₈	56.1080	49.86	574.9	311.8	0.0679	1.9373	6.7636	0.35574
Isobutene	C ₄ H ₈	56.1080	64.95	580.2	292.49	0.0681	1.9373	6.7636	0.36636
1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.1340	19.12	509.5	376.86	0.0674	2.4215	5.411	0.35944
1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.0920	36.53	656.0	354	0.0700	1.8677	7.0156	0.34347
1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.0920	59.46	620.3	306	0.0653	1.8677	7.0156	0.34223
Isoprene	C ₅ H ₈	68.1190	16.68	582.0	403	0.0660	2.3520	5.571	0.35072
Acetylene	C ₂ H ₂	26.0380		890.4	95.29	0.0693	0.8990	14.574	0.39754
Benzene	C ₆ H ₆	78.1140	3.225	710.4	552.15	0.0531	2.8971	4.8581	0.24295
Toluene	C ₇ H ₈	92.1410	1.033	595.5	605.5	0.0549	3.1814	4.1184	0.26005
Ethyl-benzene	C ₈ H ₁₀	106.1670	0.3716	523	651.22	0.0564	3.6657	3.5744	0.27768
o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.1670	0.2643	541.6	674.85	0.0557	3.6657	3.5744	0.28964
m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.1670	0.3265	512.9	650.95	0.0567	3.6657	3.5744	0.27427
p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.1670	0.3424	509.2	649.47	0.0572	3.6657	3.5744	0.27470
Styrene	C ₈ H ₈	104.1520	0.2562	587.8	703	0.0534	3.5961	3.6435	0.26682
Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₀	120.1940	0.186	465.4	676.2	0.0569	4.1500	3.1573	0.30704
Methyl alcohol	CH ₃ O	32.0420	4.631	1174	463.01	0.0590	1.1063	11.843	0.32429
Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.0690	2.313	891.7	465.31	0.0581	1.5906	8.2372	0.33074
Carbon monoxide	CO	28.0100		506.8	-220.51	0.0527	0.9671	13.548	0.24847
Carbon dioxide	CO ₂	44.0100		1071	87.73	0.0342	1.5196	8.6229	0.19009
Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.0820	394.59	1306	212.4	0.0461	1.1768	11.134	0.23838
Sulfur dioxide	SO ₂	64.0660	85.46	1143	315.7	0.0305	2.2120	5.9235	0.14602
Ammonia	NH ₃	17.0305	211.9	1647	270.2	0.0681	0.5860	22.283	0.49678
Air	N ₂ +O ₂	28.9625		546.9	-221.29	0.0517	1.0000	13.103	0.2398
Hydrogen	H ₂	2.0159		187.5	-400.3	0.0510	0.06960	188.25	3.4066
Oxygen	O ₂	31.9988		731.4	-181.4	0.0367	1.1048	11.859	0.21897
Nitrogen	N ₂	28.0134		493	-232.48	0.0510	0.9672	13.546	0.24833
Chlorine	Cl ₂	70.9054	157.3	1157	290.69	0.0280	2.4482	5.3519	0.11375
Water	H ₂ O	18.0153	0.85	3200.1	705.1	0.04975	0.62202	21.065	0.44469
Helium	He	4.0026		32.99	-450.31	0.2900	1.1382	94.814	1.24040
Hydrogen chloride	HCl	36.4606	906.71	1205	124.75	0.0356	1.2589	10.408	0.19086

Gráfica de Propiedades Reducidas



Relación de Calores Específicos



$$k = 1.3 - 0.31 \cdot (G - 0.55)$$

k , relación de calores específicos
 G , gravedad específica

Factor de Compresibilidad

Correlaciones del Factor de Compresibilidad

Método de Dranchuk, Purvis y Robinson

$$\rho_r = \frac{0.27 \cdot P_{pr}}{Z \cdot T_{pr}}$$

$$Z = 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^2} \right) \rho_r + \left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \rho_r^2 + \frac{A_6 \cdot A_7 \cdot \rho_r^5}{T_{pr}} + \frac{A_7 \cdot \rho_r^3}{T_{pr}^3 (1 + A_8 \cdot \rho_r^2) e^{-A_8 \cdot \rho_r^2}}$$

donde

$$A_1 = 0.31506237 \quad A_2 = -1.04670990 \quad A_3 = -0.57832729 \quad A_4 = 0.53530771$$

$$A_5 = -0.6123203 \quad A_6 = -0.10488813 \quad A_7 = 0.681570010 \quad A_8 = 0.31506237$$

$$T_{pr} = \text{temperatura pseudo reducida, } ^\circ R \quad P_{pr} = \text{presión pseudo reducida, psia}$$

Método CNGA (California Natural Gas Association)

$$Z = \frac{1}{\left[1 + \left(\frac{\bar{P} \cdot 3444400 \cdot (10)^{1.785G}}{T^{3.825}} \right) \right]} \quad \text{donde } \bar{P} = \frac{2}{3} \left(\frac{P_{in}^3 - P_{out}^3}{P_{in}^2 - P_{out}^2} \right) \geq 100 \text{ psig}$$

T = temperatura promedio del gas, $^\circ R$

in = entrada de un tramo de Tubería

out = salida de un tramo de Tubería

Viscosidad del Gas. Corrección por Presión y Temperatura

The gas viscosity correlation of Carr, Kobayashi, and Burrows (1954) involves a two-step procedure: the gas viscosity at temperature and atmospheric pressure is estimated first from gas-specific gravity and inorganic compound content. The atmospheric value is then adjusted to pressure conditions by means of a correction factor on the basis of reduced temperature and pressure state of the gas. The atmospheric pressure viscosity (μ_1) can be expressed as:

$$\mu_1 = \mu_{1HC} + \mu_{1N_2} + \mu_{1CO_2} + \mu_{1H_2S}$$

Donde:

$$\mu_{1HC} = 8.188 \times 10^{-3} - 6.15 \times 10^{-3} \log(\gamma_g) + (1.709 \times 10^{-5} - 2.062 \times 10^{-6} \gamma_g) T$$

$$\mu_{1N_2} = [9.59 \times 10^{-3} + 8.48 \times 10^{-3} \log(\gamma_g)] y_{N_2}$$

$$\mu_{1CO_2} = [6.24 \times 10^{-3} + 9.08 \times 10^{-3} \log(\gamma_g)] y_{CO_2}$$

$$\mu_{1H_2S} = [3.73 \times 10^{-3} + 8.49 \times 10^{-3} \log(\gamma_g)] y_{H_2S}$$

Viscosidad del Gas. Corrección por Presión y Temperatura

Dempsey (1965) desarrolló al siguiente relación:

$$\mu_r = \ln \left(\frac{\mu_g}{\mu_1} T_{pr} \right) = a_0 + a_1 p_{pr} + a_2 p_{pr}^2 + a_3 p_{pr}^3$$

$$+ T_{pr} (a_4 + a_5 p_{pr} + a_6 p_{pr}^2 + a_7 p_{pr}^3)$$

$$+ T_{pr}^2 (a_8 + a_9 p_{pr} + a_{10} p_{pr}^2 + a_{11} p_{pr}^3)$$

$$+ T_{pr}^3 (a_{12} + a_{13} p_{pr} + a_{14} p_{pr}^2 + a_{15} p_{pr}^3)$$

Finalmente, la viscosidad del Gas:

$$\mu_g = \frac{\mu_1}{T_{pr}} e^{\mu_r}$$

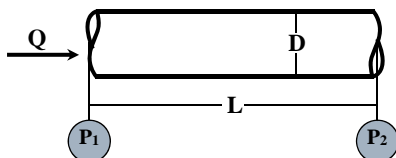
Donde:

$a_0 =$	-2.46211820
$a_1 =$	2.97054714
$a_2 =$	-0.28626405
$a_3 =$	0.00805420
$a_4 =$	2.80860949
$a_5 =$	-3.49803305
$a_6 =$	0.36037302
$a_7 =$	-0.01044324
$a_8 =$	-0.79338568
$a_9 =$	1.39643306
$a_{10} =$	-0.14914493
$a_{11} =$	0.00441016
$a_{12} =$	0.08393872
$a_{13} =$	-0.18640885
$a_{14} =$	0.02033679
$a_{15} =$	-0.00060958

Ecuación General de Flujo

Consideraciones:

- ✓ Estado estacionario
- ✓ Flujo isotérmico (T_r)
- ✓ Tubería horizontal
- ✓ Sección Constante



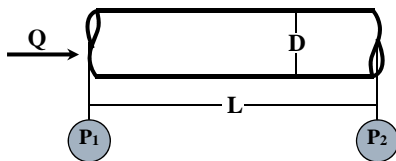
$$Q = 1.1494 \cdot 10^{-3} \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2)}{GT_f LZ f_D} \right]^{0.5} D^{2.5}$$

- ✓ Q: flujo, en condiciones estándar [m³/día]
- ✓ f_D: factor de fricción (Darcy)
- ✓ P_b: Presión estándar [kPa]
- ✓ T_b: Temperatura estándar [K]
- ✓ P₁: Presión aguas arriba [kPa]
- ✓ P₂: Presión aguas abajo [kPa]
- ✓ G: gravedad específica del gas (aire=1.00)
- ✓ T_r: Temperatura promedio del flujo [K]
- ✓ Z: Factor de compresibilidad del gas
- ✓ L: Longitud de la tubería [km]
- ✓ D: Diámetro interno [mm]

Ecuación General de Flujo

Consideraciones:

- ✓ Estado estacionario
- ✓ Flujo isotérmico (T_f)
- ✓ Tubería horizontal
- ✓ Sección Constante



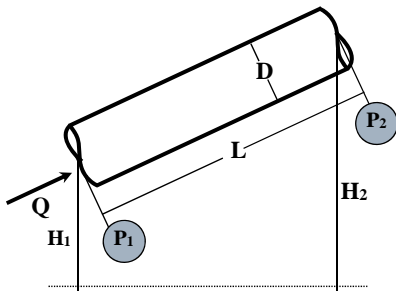
$$Q = 77.54 \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{GT_f LZ f} \right)^{0.5} D^{2.5}$$

- ✓ Q: flujo, en condiciones estándar [scfd]
- ✓ f: factor de fricción (Darcy)
- ✓ P_b: Presión estándar [psia]
- ✓ T_b: Temperatura estándar [°R]
- ✓ P₁: Presión aguas arriba [psia]
- ✓ P₂: Presión aguas abajo [psia]
- ✓ G: gravedad específica del gas (aire=1.00)
- ✓ T_f: Temperatura promedio del flujo [°R]
- ✓ Z: Factor de compresibilidad del gas
- ✓ L: Longitud de la tubería [mi]
- ✓ D: Diámetro interno [in]

Ecuación General de Flujo

Efecto de la inclinación:

- ✓ Estado estacionario
- ✓ Flujo isotérmico (T_f)
- ✓ Sección Constante



$$Q = 5.747 \cdot 10^{-4} \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left[\frac{(P_1^2 - e^s P_2^2)}{GT_f L_e Z f_D} \right]^{0.5} D^{2.5}$$

$$L_e = \frac{L(e^s - 1)}{S} \quad S = 0.0684G \left(\frac{H_2 - H_1}{T_f Z} \right)$$

- ✓ s: ajuste por elevación
- ✓ H₁: elevación aguas arriba [m]
- ✓ H₂: elevación aguas abajo [m]
- ✓ e: número de Euler (2.718...)

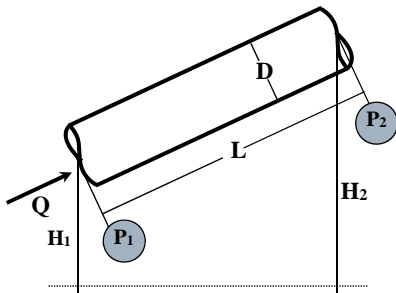
Ecuación General de Flujo

Efecto de la inclinación:

- ✓ Estado estacionario
- ✓ Flujo isotérmico (T_f)
- ✓ Sección Constante

$$Q = 38.77F \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left(\frac{P_1^2 - e^s P_2^2}{GT_f L_e Z} \right)^{0.5} D^{2.5}$$

$$L_e = \frac{L(e^s - 1)}{s} \quad s = 0.0375G \left(\frac{H_2 - H_1}{T_f Z} \right)$$



- ✓ s: ajuste por elevación
- ✓ H1: elevación aguas arriba [ft]
- ✓ H2: elevación aguas abajo [ft]
- ✓ e: número de Euler (2.718...)

Ecuación General de Flujo

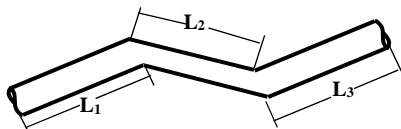
Efecto de la inclinación - varios segmentos:

- ✓ Estado estacionario
- ✓ Flujo isotérmico (T_f)
- ✓ Sección Constante

$$Q = 5.747 \cdot 10^{-4} \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left[\frac{(P_1^2 - e^s P_2^2)}{GT_f L_e Z f_D} \right]^{0.5} D^{2.5}$$

$$S_i = 0.0684G \left(\frac{H_{i1} - H_{i2}}{T_f Z} \right) \quad j_i = \frac{e^{s_i} - 1}{S_i}$$

$$L_e = j_1 L_1 + j_2 L_2 e^{s_1} + j_3 L_3 e^{s_2} + \dots$$



Ecuación General de Flujo

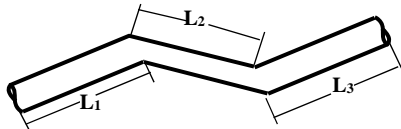
Efecto de la inclinación - varios segmentos:

- ✓ Estado estacionario
- ✓ Flujo isotérmico (T_f)
- ✓ Sección Constante

$$Q = 38.77F \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left(\frac{P_1^2 - e^s P_2^2}{GT_f L_e Z} \right)^{0.5} D^{2.5}$$

$$L_e = \frac{L(e^s - 1)}{s} \quad s = 0.0375G \left(\frac{H_2 - H_1}{T_f Z} \right)$$

$$L_e = j_1 L_1 + j_2 L_2 e^{s_1} + j_3 L_3 e^{s_2} + \dots$$



Velocidad de Gas

$$u = 14.7349 \left(\frac{Q_b}{D^2} \right) \left(\frac{P_b}{T_b} \right) \left(\frac{ZT}{P} \right)$$

$$u = 0.002122 \left(\frac{Q_b}{D^2} \right) \left(\frac{P_b}{T_b} \right) \left(\frac{ZT}{P} \right)$$

u = gas velocity, m/s
 Q_b = gas flow rate, measured at standard conditions, m³/day
 D = pipe inside diameter, mm
 P_b = base pressure, kPa
 T_b = base temperature, K(273 + °C)
 P = pressure, kPa
 T = average gas flowing temperature, K(273 + °C)
 Z = gas compressibility factor at the flowing temperature.

u_1 = upstream gas velocity, ft/s
 Q_b = gas flow rate, measured at standard conditions, ft³/day
 D = pipe inside diameter, in.
 P_b = base pressure, psia
 T_b = base temperature, °R(460 + °F)
 P_1 = upstream pressure, psia
 T_1 = upstream gas temperature, °R(460 + °F)
 Z_1 = gas compressibility factor at upstream conditions, dim

Máxima Velocidad de Gas

Velocidad de erosión

$$u_{\max} = \frac{100}{\sqrt{\rho}}$$

u_{\max} = maximum or erosional velocity, ft/s

ρ = gas density at flowing temperature, lb/ft³

Calculo de

Número de Reynolds, Re

$$Re = \frac{uD\rho}{\mu}$$

$$Re = 0.0004778 \left(\frac{P_b}{T_b} \right) \left(\frac{GQ}{\mu D} \right)$$

$$Re = 0.5134 \left(\frac{P_b}{T_b} \right) \left(\frac{GQ}{\mu D} \right)$$

P_b = base pressure, psia

T_b = base temperature, °R (460 + °F)

G = specific gravity of gas (air = 1.0)

Q = gas flow rate, standard ft³/day (SCFD)

D = pipe inside diameter, in.

μ = viscosity of gas, lb/ft-s

P_b = base pressure, kPa

T_b = base temperature, °K (273 + °C)

G = specific gravity of gas (air = 1.0)

Q = gas flow rate, m³/day (standard conditions)

D = pipe inside diameter, mm

μ = viscosity of gas, Poise

Cálculo del Factor de Fricción

Relación entre factores de Fanning y de Darcy

$$f_{Fanning} = \frac{f_{Darcy}}{4}$$

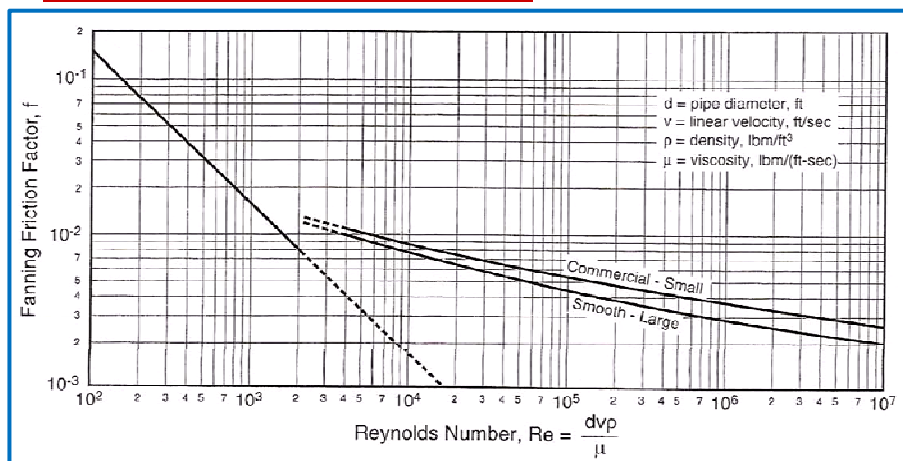
Relación entre el Factor de Transmisión (F) y f_D y f_F :

$$F = \frac{2}{\sqrt{f_D}} = \frac{1}{\sqrt{f_F}}$$

Régimen Laminar

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

Correlación simplificada para el factor de fricción Fanning



Correlación simplificada para el factor de fricción Fanning

Las ecuaciones de las tres líneas en la figura anterior, están representadas por las siguientes ecuaciones:

$$\text{Re} < 2000, \quad f = 16/\text{Re}$$

$$\text{Re} > 4000, \quad f = 0.042/\text{Re}^{0.194} \quad \text{large pipe} > 20 \text{ cm [8 in]}$$

$$\text{Re} > 4000, \quad f = 0.042/\text{Re}^{0.172} \quad \text{small pipe} \leq 20 \text{ cm [8 in]}$$

Cálculo del Factor de Fricción

Régimen Turbulento

Ecuación de Colebrook - White

$$\frac{1}{\sqrt{f_D}} = -2 \text{Log}_{10} \left(\frac{e}{3.7D} + \frac{2.51}{\text{Re} \sqrt{f_D}} \right)$$

Ecuación de Colebrook - White Modificada

$$F = -4 \text{Log}_{10} \left(\frac{e}{3.7D} + \frac{1.4125F}{\text{Re}} \right)$$

Ecuación de la American Gas Association (AGA),
(Totalmente Turbulento)

$$F = 4 \text{Log}_{10} \left(\frac{3.7D}{e} \right) \quad \begin{array}{l} \checkmark D: \text{Diámetro interno} \\ \checkmark e: \text{Rugosidad absoluta} \end{array}$$

Cálculo del Factor de Fricción

Régimen Turbulento

Ecuación de la American Gas Association (AGA),
(Parcialmente Turbulento)

$$F = 4D_f \text{Log}_{10} \left(\frac{\text{Re}}{1.4125 F_t} \right)$$

$$F_t = 4 \text{Log}_{10} \left(\frac{\text{Re}}{F_t} \right) - 0.6$$

Estimación de D_f	$B I = \frac{\text{total de grados de las desviaciones en la tubería}}{\text{longitud total de la tubería}}$		
	Extremadamente Bajo 5° a 10°	Promedio 60° a 80°	Extremadamente Alto 200° a 300°
Acero	0.975 - 0.973	0.960 - 0.956	0.930 - 0.900
Plástico	0.979 - 0.976	0.964 - 0.960	0.936 - 0.9100
Limpiadas con <i>pigs</i>	0.982 - 0.980	0.968 - 0.965	0.944 - 0.920
Tratadas con arena	0.985 - 0.983	0.976 - 0.970	0.951 - 0.930

- The pipe drag factor D_f is a parameter that takes into account the number of
- bends, fittings, etc. Its value ranges from 0.90 to 0.99. The Bend index is the sum
- of all the angles and bends in the pipe segment, divided by the total length of the
- pipe section under consideration.

Otras Ecuaciones de Flujo.

(Sistema Internacional de Unidades)

- Q = gas flow rate, standard m³/day
- T_b = base temperature, K (273 + °C)
- P_b = base pressure, kPa
- T_f = average gas flow temperature, K (273 + °C)
- P_1 = upstream pressure, kPa
- P_2 = downstream pressure, kPa
- L_e = equivalent length of pipe segment, km
- D = pipe inside diameter, mm
- μ = viscosity of gas, Poise

Otras Ecuaciones de Flujo.

(Sistema Internacional de Unidades)

Weymouth - Grandes diámetros, altas presiones, grandes flujos.

$$Q = 3.7435 \cdot 10^{-3} E \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left(\frac{P_1^2 - e^s P_2^2}{G T_f L_e Z} \right)^{0.5} D^{2.667}$$

Panhandle A - $5 \cdot 10^6 < \text{Re} < 11 \cdot 10^6$, gas natural.

$$Q = 4.5965 \cdot 10^{-3} E \left(\frac{T_b}{P_b} \right)^{1.0788} \left(\frac{P_1^2 - e^s P_2^2}{G^{0.8539} T_f L_e Z} \right)^{0.5394} D^{2.6182}$$

Panhandle B - $4 \cdot 10^6 < \text{Re} < 40 \cdot 10^6$, grandes diámetros y altas presiones.

$$Q = 1.002 \cdot 10^{-2} E \left(\frac{T_b}{P_b} \right)^{1.02} \left(\frac{P_1^2 - e^s P_2^2}{G^{0.961} T_f L_e Z} \right)^{0.51} D^{2.53}$$

Otras Ecuaciones de Flujo

Institute of Gas Technology (IGT)

$$Q = 1.2822 \cdot 10^{-3} E \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left(\frac{P_1^2 - e^S P_2^2}{G^{0.8} T_f L_e \mu^{0.2}} \right)^{0.555} D^{2.667}$$

Spitzglass - Baja presión (<6.9 kPa)

$$Q = 5.69 \cdot 10^{-2} E \left(\frac{T_b}{P_b} \right)^{1.0788} \left(\frac{P_1 - P_2}{GT_f L_e Z \left(1 + \frac{91.44}{D} + 0.0012D \right)} \right)^{0.5} D^{2.5}$$

Spitzglass - Alta presión (>6.9 kPa)

$$Q = 1.0815 \cdot 10^{-2} E \left(\frac{T_b}{P_b} \right)^{1.0788} \left(\frac{P_1^2 - e^S P_2^2}{GT_f L_e Z \left(1 + \frac{91.44}{D} + 0.0012D \right)} \right)^{0.5} D^{2.5}$$

Otras Ecuaciones de Flujo

Mueller

$$Q = 3.0398 \cdot 10^{-2} E \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left(\frac{P_1^2 - e^S P_2^2}{G^{0.7391} T_f L_e \mu^{0.2609}} \right)^{0.575} D^{2.725}$$

Fritzsche

$$Q = 2.827 E \left(\frac{T_b}{P_b} \right) \left(\frac{P_1^2 - e^S P_2^2}{G^{0.8587} T_f L_e} \right)^{0.538} D^{2.69}$$

Comparación de ecuaciones

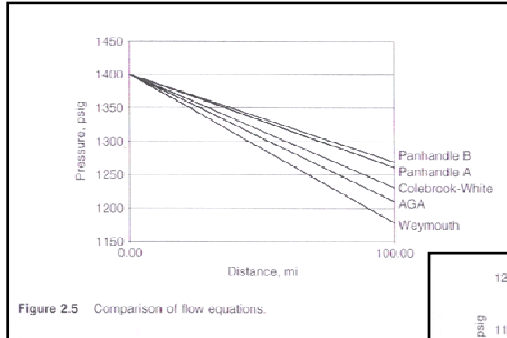


Figure 2.5 Comparison of flow equations.

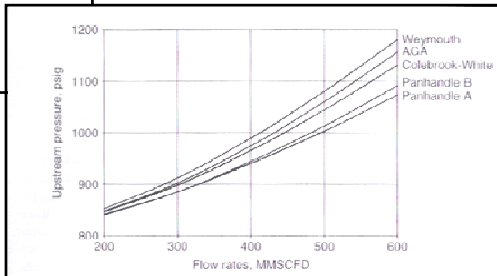


Figure 2.6 Upstream pressures for various flow equations.

Flujo de Gas: Sumario de ecuaciones

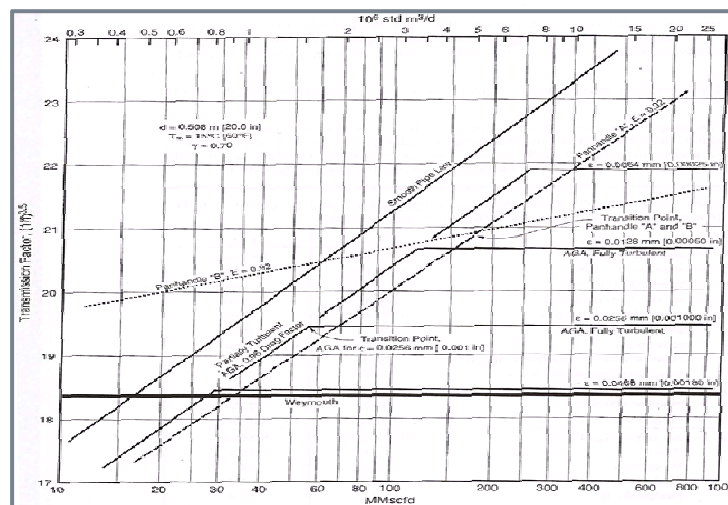
	SI	FPS
Basic, Eq. 10.42 $q_{sc} = K \left[\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.000} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^5}{(\gamma)(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.5} (E)$	$K = 5.746 \times 10^7$	$K = 38.774$
Weymouth, Eq. 10.43 $q_{sc} = K \left[\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.000} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^{5.333}}{(\gamma)(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.5} (E)$	$K = 1.185 \times 10^7$ $f = \frac{0.00235}{d^{0.33}}$	$K = 433.49$ $f = \frac{0.008}{d^{0.33}}$
Panhandle A, Eq. 10.44 $q_{sc} = K \left[\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.0768} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^{4.854}}{(\gamma)^{0.8541}(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.5394} (E)$	$K = 1.364 \times 10^7$ $f = \frac{0.0195}{(q\gamma d)^{0.1461}}$	$K = 435.87$ $f = \frac{0.0192}{(q\gamma d)^{0.1461}}$
Panhandle B, Eq. 10.45 $q_{sc} = K \left[\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.02} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^{4.561}}{(\gamma)^{0.9561}(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.51} (E)$	$K = 1.321 \times 10^7$ $f = \frac{0.00360}{(q\gamma d)^{0.03922}}$	$K = 737$ $f = \frac{0.00359}{(q\gamma d)^{0.03922}}$
AGA, Eq. 10.46 $q_{sc} = K \left[\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.000} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^5}{(\gamma)(L)(T_m)(z_m)} \right]^{0.5} (F_1)$	$K = 5.746 \times 10^7$ Partially Turbulent $F_1 = F_{T1} \sqrt{V_{SP1}^2}$ $= F_{T1} \left[4 \log \left(\frac{Re}{\sqrt{1f}} \right) - 0.6 \right]$	$K = 38.774$ Fully Turbulent $F_1 = 4 \log(3.74 d/\epsilon)$

Flujo de Gas: Sumario de ecuaciones

Donde:

	SI	FPS
q_{sc} = gas rate at T_{sc} , P_{sc}	m^3/d	scf/day
P = absolute pressure	kPa	psia
P_{sc} = pressure, standard conditions	kPa	psia
T_m = mean absolute temperature of line	K	$^{\circ}R$
T_{sc} = temperature, standard conditions	K	$^{\circ}R$
T_g = ground temperature	K	$^{\circ}R$
d = inside diameter of pipe	m	in
ϵ = absolute roughness	m	in
L = pipe length	m	mi
μ = viscosity	Pa·s	lb/ft-sec
γ = gas relative density	-	-
Z_m = mean compressibility factor	-	-
f = Fanning friction factor	-	-
E = pipeline efficiency	-	-
Re = Reynolds number	-	-
F_1 = transmission factor ($\sqrt{1/f}$)	-	-
F_f = drag factor (see text on page 338)	-	-

Comparación del Factor de Transmisión



Ecuaciones para Flujo de Gas (geometría compleja)

	Isage	Weymouth	Papahank
For Two Lines in Series			
Equivalent Diameter, d_e	$d_A \left(\frac{L_A}{L_A + L_B} \right)^{0.5} \left(\frac{d_B}{d_A} \right)^{0.5}$	$d_B \left(\frac{L_A}{L_B} \right)^{0.5}$	$d_B \left(\frac{L_A}{L_B} \right)^{0.2069}$
Equivalent Length, L_e	$L_B \left(\frac{d_A}{d_B} \right)^{0.5} \left(\frac{L_A}{L_B} \right)^{0.5}$	$L_B \left(\frac{d_A}{d_B} \right)^{0.5}$	$L_B \left(\frac{d_A}{d_B} \right)^{0.854}$
For Two Lines in Parallel			
Equivalent Diameter or Length - Loops d_e or L_e	$\frac{d_A^{2.5}}{(L_A L_e)^{0.5}} = \frac{d_B^{2.5}}{(L_B L_e)^{0.5}} + \frac{d_C^{2.5}}{(L_C L_e)^{0.5}}$	$\frac{d_A^{8/3}}{L_e^{1/2}} = \frac{d_B^{8/3}}{L_A^{1/2}} + \frac{d_C^{8/3}}{L_B^{1/2}}$	$\frac{d_e^{2.618}}{L_e^{0.5304}} = \frac{d_A^{2.618}}{L_A^{0.5304}} + \frac{d_B^{2.618}}{L_B^{0.5304}}$
Loops - Diameters and Flows Vary $X = \text{Fraction Looped}$ $d_R = \left(\frac{L_C d_B}{L_A} \right)^{0.5} \left(\frac{d_B}{d_A} \right)^{0.5}$	$X = \frac{1 - \left(\frac{q_1}{q_2} \right)^{0.5}}{\left[1 - \left(\frac{q_1}{q_2} \right)^2 \right]}$	$X = \frac{1 - \left(\frac{q_1}{q_2} \right)^2}{1 - \left[\frac{d_A^{2/3}}{d_B^{2/3} + d_B^{2/3}} \right]^2}$	$X = \frac{1 - \left(\frac{q_1}{q_2} \right)^{1.866}}{1 - \left[\frac{d_A^{2.618}}{d_B^{2.618} + d_B^{2.618}} \right]^{1.866}}$
Entire Line Looped		$\frac{q_1}{q_2} = 1 + \left(\frac{d_B}{d_A} \right)^{1.6/3}$	$\frac{q_1}{q_2} = 1 + \left(\frac{d_B}{d_A} \right)^{1.6/3}$
Diameters of Original and Parallel Lines are the Same $X = \text{Fraction Looped}$	$X = 4/3 \left[1 - \left(\frac{q_1}{q_2} \right)^2 \right]$	$X = 4/3 \left[1 - \left(\frac{q_1}{q_2} \right)^2 \right]$	$X = 4/3 \left[1 - \left(\frac{q_1}{q_2} \right)^{1.866} \right]$

Ejercicios Propuestos

Ejemplo 1: Una tubería de gas natural, DN 500 y espesor 12 mm, transporta 6 Mm³/día. La gravedad específica del gas es 0.6 y su viscosidad es 0.00012 Poise. Calcule el factor de fricción utilizando la ecuación de Colebrook. Asuma una rugosidad absoluta de 0.03 mm y que la temperatura y presión base son 15 °C y 101 kPa respectivamente.

Ejemplo 2: Por una línea fluyen 3 Mm³/día de gas cuya gravedad específica y viscosidad son 0.6 y 0.000119 Poise respectivamente. Calcule los factores de fricción y transmisión considerando una tubería DN 400, de espesor 10 mm, y una rugosidad interna de 0.02 mm. La temperatura y presión base son 15 °C y 101 kPa respectivamente. Cuál será el impacto sobre los factores de fricción y transmisión al duplicar el flujo?

Ejercicios Propuestos

Ejemplo 3: Utilizando el método AGA, calcule el factor de transmisión y de fricción para un flujo de gas en una tubería DN 500 de espesor 12 mm. El flujo es de 6 Mm³/día, la gravedad específica es 0.6 y la viscosidad 0.00012 Poise. La rugosidad absoluta es 0.02 mm. Asuma un índice BI de 60°, presión base 101 kPa y temperatura base 15 °C. Para una tubería de 60 km, calcule la presión necesaria para mantener un presión aguas abajo de 5 MPa (abs). Asuma una temperatura uniforme de 20 °C y un factor de compresibilidad de 0.85. Desprecie los cambios en la elevación.

Ejemplo 4: Una línea transporta 30 Mm³/día de gas desde una planta de procesamiento a una estación de compresión a 100 km de distancia. Se puede suponer que la tubería está sobre un terreno plano. Calcule el diámetro mínimo requerido tal que la presión de operación máxima sea 8500 kPa. La presión de descarga deseada es de 5500 kPa. Asuma una eficiencia de 0.95. La gravedad del gas es 0.65 y su temperatura 18°C. Use la ecuación de Weymouth, considerando que la temperatura y presión base son 15°C y 101kPa. El factor de compresibilidad es $Z=0.92$.

Presión Requerida para Transporte

Presión total requerida para el transporte de gas en tuberías con distintas configuraciones.

Presión Requerida

- La presión requerida para transportar cierto volumen de fluido consiste de las siguientes componentes.
 - Componente de fricción
 - Componente de elevación
 - Presión de entrega en la línea

Efecto de Fricción y Cambio de Elevación

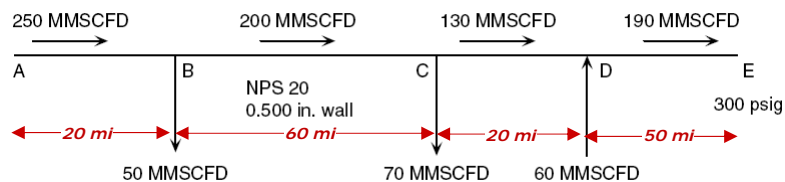
- **Ej.** Una tubería de gas, NPS 16 con 0,25 plg de espesor y 50 mi de longitud, transporta gas natural ($G=0,6$ y $\mu=0,000008$ lb/pies.s) a un flujo de 100 MMSCFD y una temperatura de entrada de 60°F. Asumiendo flujo isotérmico, calcule la presión de entrada requerida si la presión de descarga es 870 psig. La temperatura y presión estándar son 60°F y 14,7 psia, respectivamente. Use la ecuación de Colebrook con una rugosidad de 0,0007 plg.

Caso A – No considere cambios de elevación a lo largo de la tubería

Caso B – Considere los cambios de elevación como sigue:
Elevación de entrada de 100 pies y elevación en la descarga de 450 pies, con elevación en el punto medio de 250 pies.

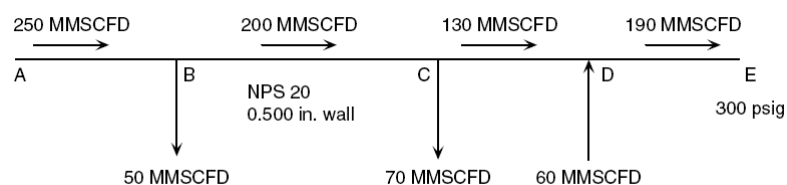
Tubería con puntos de Inyección y Entrega de Gas

- Ej. Una tubería de 150 mi de longitud consiste de varios puntos de inyección y descarga, según se muestra en la figura. La tubería es NPS 20 XS, y un flujo de entrada de 250 MMSCFD. En los puntos B y C, son entregados 50 y 70 MMSCFD, respectivamente. En el punto D entra un flujo de 60 MMSCFD. El gas en toda la tubería puede asumirse con $G=0,65$ y $\mu=8 \times 10^{-6}$ lb/pies-s. La tubería es internamente recubierta (para reducir fricción), resultando en una rugosidad absoluta de $150 \mu\text{plg}$, asuma una temperatura de flujo de 60°F . $T_{sc}=60^\circ\text{F}$ y $P_{sc}=14,7\text{psia}$. Use un factor de compresibilidad constante igual a $0,85$.



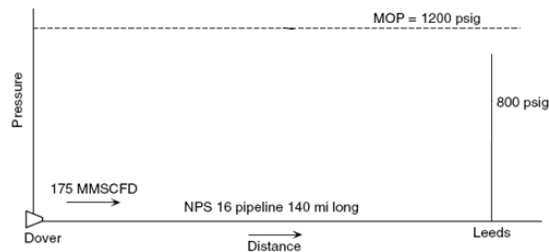
Tubería con puntos de Inyección y Entrega de Gas

- Ej. (continuación)
- a) Usando la ecuación de AGA, calcule las presiones a lo largo de la tubería en A, B, C y D para una mínima presión de entrega en E de 300 psig. Asuma el factor de arrastre = $0,96$ (Ec. AGA).
- b) Que diámetro de tubería sería requerido en la sección DE si la presión de descarga se incrementa a 500 psig? La presión de entrada en A permanece constante según el cálculo anterior.

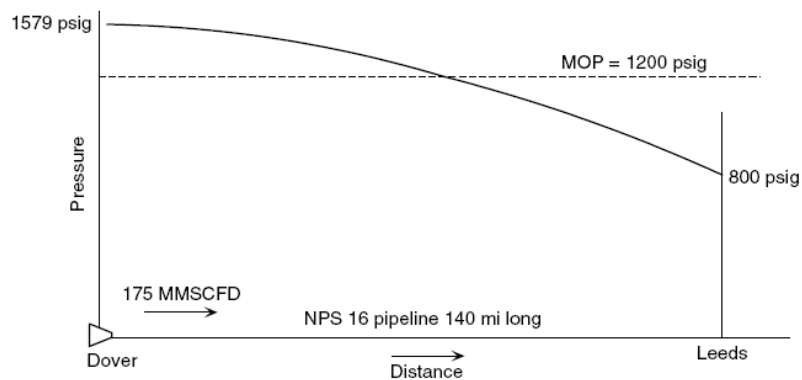


Número y localización de Estaciones de Compresión

- Ej. Una tubería con gas natural, de 140 mi de longitud desde Dover a Leeds, es construida de NPS 16, 0,25 plg de espesor, con una máxima presión de operación de MOP = 1200 psig. El gas en toda la tubería puede asumirse con $G=0,6$ y $\mu=8 \times 10^{-6}$ lb/pies-s. Asuma una rugosidad absoluta de 700 μ plg. $T_{sc}=60^{\circ}\text{F}$ y $P_{sc}=14,7$ psia. El flujo de gas es 175 MMSCFD a 80°F , y la presión de entrega requerida en Leeds es 800 psig. Determine el número y localización de estaciones de compresión. Asuma $Z=0,85$.



Número y localización de Estaciones de Compresión



Número y localización de Estaciones de Compresión

