

13
29

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Ingeniería



**EFFECTO DEL COEFICIENTE JOULE-THOMPSON
EN EL DISEÑO DE GASODUCTOS**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A :
LAURO JESUS GONZALEZ GONZALEZ

México, D. F.

1985



Universidad Nacional
Autónoma de México



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 está 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.

C O N T E N I D O

CAP. I	.- INTRODUCCION	I- 1
CAP. II	.- MODELOS DE DETERMINACION DE LA TEMPERATURA EN GASODUCTOS.	.
II.1.-	Introducción	II- 1
II.2.-	Modelo de C.E. Schorre modificado por D.M. Coulter y M.F. Bardon.....	II- 2
II.3.-	Modelo presentado por G.L. Chierici et al.	II- 7
II.4.-	Modelo presentado por V. Goldzberg et al..	II-12
II.5.-	Comentarios sobre los modelos presentados.	II-16
II.6.-	Conceptos sobre algunos parámetros que in- fluyen en el cálculo de la temperatura....	II-18
CAP. III	.- COEFICIENTE JOULE - THOMPSON.	
III.1.-	Introducción.....	III- 1
III.2.-	Definiciones sobre el coeficiente Joule - Thompson.....	III- 2
III.3.-	Cálculo del coeficiente Joule - Thompson para hidrocarburos gaseosos.....	III- 9
CAP. IV	.- DISEÑO DE GASODUCTOS CONSIDERANDO EL CAM- BIO DE LA TEMPERATURA.	
IV.1.-	Introducción	IV- 1
IV.2.-	Correlaciones y ecuaciones	IV- 3
IV.3.-	Diagramas de flujo	IV-10

CAP. V	.- ANALISIS DE SENSIBILIDAD.	
V.1.-	Introducción	V- 1
V.2.-	Efecto sobre las propiedades del gas y los perfiles de presión y temperatura, por la variación del coeficiente Joule - Thompson	V- 1
V.3.-	Efecto de la variación del coeficiente Joule - Thompson sobre el gasto de gas y el - diámetro de la tubería	V-15
CAP. VI	.- IMPORTANCIA DEL CALCULO DE LA TEMPERATURA.	VI- 1
CAP. VII	.- CONCLUSIONES	VII- 1

NOMENCLATURA

REFERENCIAS

APENDICE A

APENDICE B

APENDICE C

APENDICE D

CAP. I.- INTRODUCCION

El objetivo principal de este trabajo, es conocer la influencia de los cambios del perfil de temperatura sobre los resultados - que se obtienen al calcular el perfil de presión, el diámetro de la tubería y el gasto de gas. Los cambios de dicho perfil son resultado de considerar variaciones en el coeficiente Joule - Thompson.

El coeficiente Joule - Thompson generalmente no se toma en cuenta. Cuando se utiliza, se usan valores supuestos, obtenidos de trabajos anteriores y otras referencias. Ultimamente se han hecho estudios para calcularlo en forma analítica^{4 *} o gráfica¹⁵ y dejar de hacer suposiciones sobre su valor.

En este trabajo se presentan tres modelos de determinación del perfil de temperatura del gas, encontrados en la literatura, para tener opción de elegir el más adecuado al problema que se tiene. Se presenta información sobre el cálculo del coeficiente de transferencia de calor y el calor específico a presión constante, ya que estos parámetros predominan en el intercambio de calor de gas con el medio que rodea la tubería.

Se hacen algunas observaciones sobre el coeficiente Joule - Thompson y se indican algunas formas para determinar su valor.

* Referencias al final.

También se comenta la importancia de la temperatura sobre las propiedades del gas.

Además se presenta un método para ajustar una expresión analítica a una familia de curvas. Este método se aplicó para establecer la ecuación que permite obtener el calor específico del gas en el programa de cómputo formulado. Se compara la evaluación del coeficiente de transferencia de calor para flujo lineal con el correspondiente a flujo radial, así como su influencia sobre el perfil de temperatura. Por último se presenta un programa de cómputo desarrollado para calcular el perfil de presión, el diámetro de la tubería y el gasto de gas.

Este estudio es netamente teórico, ya que los datos de los ejemplos son supuestos y los resultados no han sido comparados con alguna referencia real. Cabe aclarar que los datos usados, corresponden a los existentes en el campo; se consultaron algunas referencias para emplear valores razonables.

CAP. II.- MODELOS DE DETERMINACION DEL PERFIL
DE TEMPERATURA EN GASODUCTOS.

II.1.- Introducción.

Los modelos que a continuación se describen, surgen como una necesidad de diseñar mejor las líneas superficiales, redes de recolección y gasoductos.

La temperatura, junto con la presión, es uno de los parámetros que más influyen en las propiedades del gas. El conocimiento de estos parámetros tiene aplicación en: a) Evitar la formación de hidratos; b) Determinar la potencia requerida por las compresoras y el grado de enfriamiento del gas; c) Conocer las propiedades del gas a la entrada de las plantas de tratamiento.

Para obtener el perfil de la temperatura es necesario calcular el perfil de presiones, ya que las propiedades del gas dependen principalmente de éstos dos parámetros.

Aunque no se expongan en este capítulo las ecuaciones del perfil de presiones, son de una gran importancia en el diseño de tuberías superficiales, redes de recolección y gasoductos.

Tradicionalmente se considera un perfil constante de temperatura o un flujo isotérmico, lo cual no representa las condiciones reales. Una de las características principales de los modelos

que se presentan es que no se supone una tendencia lineal del perfil de temperatura, se considera intercambio de calor con los alrededores y se toma en cuenta el efecto Joule - Thompson.

Las ecuaciones que se presentan permiten el cálculo de la temperatura en cualquier punto de la tubería. Estas se basan en: la primera ley de la termodinámica, para establecer el balance de energía; en ecuaciones de estado, para calcular las propiedades del gas; y en expresiones termodinámicas para relacionar las propiedades del gas con el balance de energía. Las ecuaciones involucran parámetros que influyen en la precisión de los cálculos, como: el coeficiente de transferencia de calor, el calor específico del gas y el coeficiente Joule - Thompson. De estos parámetros se hablará más adelante.

II.2.- Modelo de Charles E. Schorre modificado por D.M. Coulter y M.F. Bardon.

II.2.1.- Generalidades.

Coulter y Bardon¹ probaron que la ecuación de Schorre era inadecuada para líneas muy largas. En una comparación de los resultados obtenidos con la ecuación de Schorre y la ecuación modificada, como se ilustra en la Fig.2.2.1, se observa que con la ecuación modificada, la temperatura tiende a aproximarse a la línea de temperatura del suelo. En cambio con la ecuación de Schorre, la temperatura continúa disminuyendo. Lógicamente tiende a establecerse un equilibrio entre el enfriamiento provocado por el

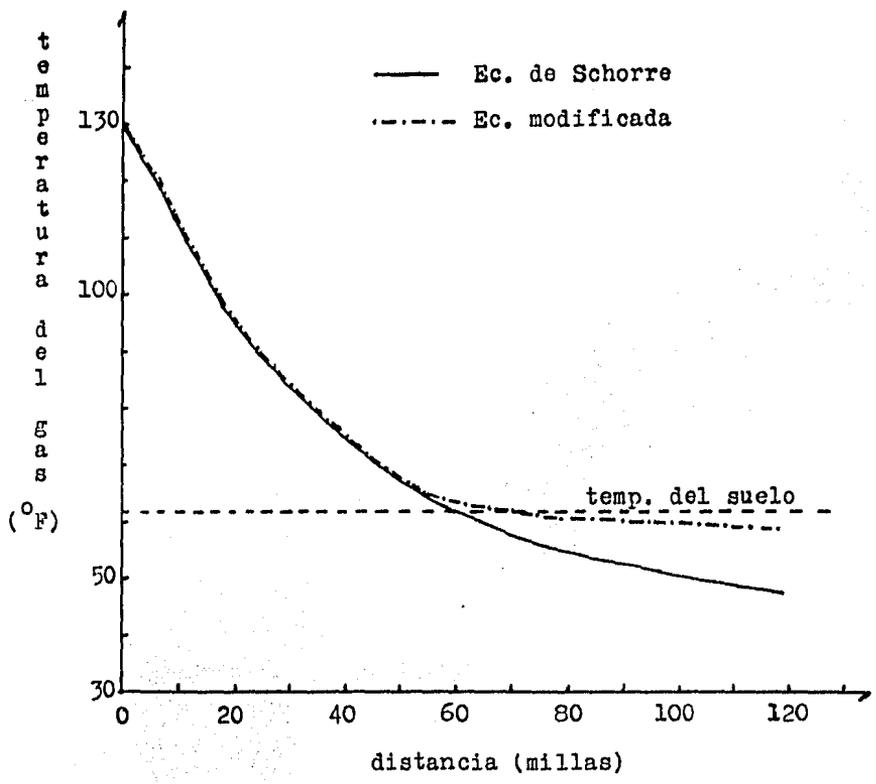


Fig. 2.2.1.- Comparación de los resultados del perfil de temperatura, calculado con la ecuación de Schorre y con la ecuación modificada por Coulter.

efecto Joule - Thompson y el calor absorbido del suelo, el cual tiene mayor temperatura que el gas, después de la separación de las curvas.

II.2.2.- Ecuaciones del modelo.

El flujo estable de gas en tuberías superficiales obedece a la primera ley de la termodinámica para un fluido compresible:

$$\frac{v}{g} \frac{dv}{dx} + \frac{g}{g} \frac{dz}{dx} + \frac{dH_m}{dx} - \frac{dQ_m}{dx} + \frac{dW_m}{dx} = 0 \quad (2.2.1)$$

Todas las ecuaciones, a menos que se especifique lo contrario, están en unidades consistentes y la nomenclatura al final del trabajo.

El término de entalpía H_m , incluye los términos de la energía interna y trabajo externo desarrollado por el gas al fluir.

El término del trabajo W_m es cero a lo largo del tramo analizado, y suponiendo que los cambios de energía cinética y potencial son despreciables, la aproximación usada por Schorre and Forrest, Ec. (2.2.1) queda:

$$\frac{dH}{dx} + \frac{dQ}{dx} = 0 \quad (2.2.2)$$

Esta ecuación establece que si el gas absorbe una cantidad de calor Q_m de los alrededores, experimentará un correspondiente cambio en la entalpía. El término de la entalpía incluye el cambio en la temperatura resultante de la expansión del gas, al experimentar éste un abatimiento de la presión a lo largo de la tubería. Este efecto es llamado Joule - Thompson, definido por:

$$h = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_{H_m}$$

Este efecto es incluido en el cambio de entalpía, debido a la identidad básica de la termodinámica:

$$dH_m = C_p dT - h C_p dp \quad (2.2.3)$$

Los valores de C_p y h deberán ser determinados a partir de una ecuación de estado, para cada mezcla de gas en particular.

El flujo de calor del suelo a la tubería, por unidad de masa de gas fluyendo, es:

$$dQ_m = \left[2 \pi U r (T_a - T) \right] / m \quad (2.2.4)$$

Donde el flujo de calor a la línea es positivo si la temperatura del suelo es mayor que la del gas fluyendo.

Sustituyendo las ecuaciones (2.2.3) y (2.2.4) en la Ec. (2.2.2) se tiene:

$$C_p (dT / dx) - h C_p (dp / dx) - 2 \sqrt{\pi} (r U / m) (T - T_a) = 0 \quad (2.2.5)$$

Usando la misma nomenclatura que Schorre, se define:

$$a = (2 \sqrt{\pi} r U) / (m C_p) \quad (2.2.5)'$$

La Ec. (2.2.5) queda:

$$dT / dx = -a (T - T_a) + h dp/dx \quad (2.2.6)$$

Esta ecuación proporciona la distribución de la temperatura a lo largo de una línea superficial, despreciando la energía cinética y potencial. Puede ser resuelta numéricamente si se conocen los valores de U , C_p y h , y la relación entre la caída de presión y la distancia. Una solución analítica también puede obtenerse, si estas propiedades se suponen constantes. Separando variables la Ec. (2.2.6) queda:

$$dT / \left[T - T_a + (h / a) (dp / dx) \right] = -a dx$$

Resolviéndola para condiciones iniciales de $T = T_1$ a $x = 0$, la temperatura del gas fluyendo $T(x)$, a cualquier punto x es:

$$T(x) = \left[T_1 - T_a + (h / a) (dp/dx) \right] \text{EXP} (-ax) + (T_a + (h / a)(dp/dx)) \quad (2.2.7)$$

Adam Zanker², considerando que el cálculo de la temperatura era prolongado y tedioso, diseñó nomogramas para realizar un cálculo rápido. Aunque para esto es necesario tener ya definidos muchos de los parámetros involucrados.

II.3.- Modelo presentado por G.L. Chierici et. al .

II.3.1.- Generalidades.

G. L. Chierici³ presenta un modelo para el cálculo de perfiles de presión y temperatura, en pozos o tuberías de gas; pero sólo se presentarán las ecuaciones referentes al cálculo del perfil de temperatura.

Con éste modelo se eliminan errores por suposiciones lineales del perfil de temperatura. También se toma en cuenta el intercambio de calor con los alrededores y el efecto Joule - thompson.

El sistema de coordenadas utilizado se presenta en la Fig 2.3.1.

Al aplicar el modelo se desarrollan los cálculos necesarios para verificar la suposición de flujo de una fase (gas), mediante la determinación de la curva de rocío.

II.3.2.- Ecuaciones del modelo:

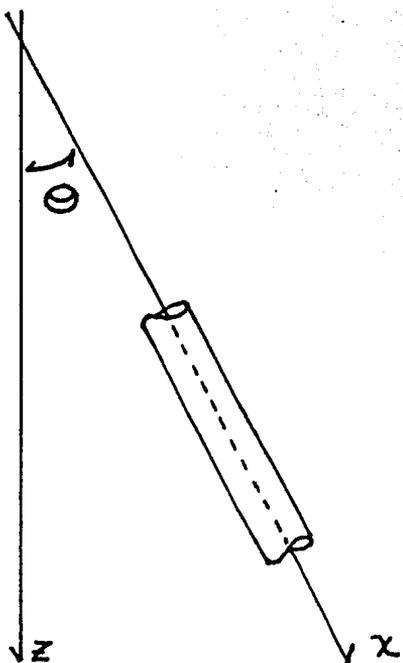


Fig. 2.3.1.- Sistema coordenado adoptado en el modelo de G. L. Chierici.

Chierici relaciona la ecuación de energía total:

$$\frac{dH_m}{dx} + \frac{v}{g_c} \frac{dv}{dx} = \frac{g}{g_0} \frac{dz}{dx} + \frac{1}{m} \frac{dQ}{dx} = 0 \quad (2.3.1)$$

con las siguientes ecuaciones sobre el flujo de un fluido y de calor por una tubería.

$$v^2 = -\left(\frac{m}{\rho A}\right)^2 \quad (2.3.2)$$

$$v \frac{dv}{dx} = -\frac{1}{2} \left(\frac{m}{A}\right)^2 \frac{d}{dx} (1/\rho^2) \quad (2.3.3)$$

$$\frac{dH}{dx} = \left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_p \frac{dT}{dx} + \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T \frac{dP}{dx} = C_p \frac{dT}{dx} + \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T \frac{dP}{dx} \quad (2.3.4)$$

Usando una ecuación de flujo estable de calor a lo largo de la tubería:

$$\frac{dQ}{dx} = 2 \pi r U (T - T_a) \quad (2.3.5)$$

Además:

$$g \frac{dz}{dx} = g \cos \Theta \quad (2.3.6)$$

Según el sistema coordenado adoptado (Figura 2.3.1).

Sustituyendo las ecuaciones (2.3.3), (2.3.4), (2.3.5), (2.3.6) en la Ec. (2.3.1) queda:

$$C_p \frac{dT}{dx} + \left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T \frac{dp}{dx} - \frac{1}{2} \left(\frac{m}{A} \right)^2 \frac{d}{dx} \left(\frac{1}{\rho^2} \right) - \frac{g}{g_c} \cos \Theta + \frac{1}{m} \left[2 r v (T - T_a) \right] = 0 \quad (2.3.7)$$

De la ecuación de momento y las ecuaciones (2.3.2), (2.3.3),

$$g_c \frac{dp}{dx} + \rho v \frac{dv}{dx} - \rho g \frac{dz}{dx} + \frac{2 f}{d_H} v^2 = 0 \quad \text{Ec. de momento}$$

se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{g_c}{\rho} \frac{dp}{dx} + \frac{1}{2} \left(\frac{m}{A} \right)^2 \frac{d \left(\frac{1}{\rho^2} \right)}{dx} - g \cos \Theta + \frac{2 f}{d_H} \left(\frac{m}{A} \right)^2 \frac{1}{\rho^2} = 0$$

Despejando $-g \cos \Theta$ se tiene:

$$-g \cos \Theta = - \frac{g_c}{\rho} \frac{dp}{dx} - \frac{1}{2} \left(\frac{m}{A} \right)^2 \frac{d \left(\frac{1}{\rho^2} \right)}{dx} - \frac{2 f}{d_H} \left(\frac{m}{A} \right)^2 \frac{1}{\rho^2} \quad (2.3.8)$$

Del intercambio de calor se tiene la resistencia térmica:

$$R_T = \frac{T - T_a}{\frac{dQ}{dx}} = \frac{1}{2 \eta r U} \quad (2.3.9)$$

Sustituyendo las ecuaciones (2.3.8), (2.3.9) en la Ec. (2.3.7) y resolviéndola por diferencias finitas, se obtiene:

$$T_2 = T(x) = T_1 - \frac{1}{C_p} \left[\left[\frac{\bar{T} - T_a}{m R_T} - \frac{2 f}{d_H g_c} \left(\frac{m}{A} \right)^2 \frac{1}{\rho^2} \right] \Delta x + \left[\frac{1}{\rho} - \left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T \right] (p_1 - p_2) \right] \quad (2.3.10)$$

Donde la relación:

$$\frac{1}{C_p} \left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T = \frac{\left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T}{\left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p} = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_H$$

es el coeficiente Joule - Thompson.

Para el caso de tubería enterrada, una de las condiciones frontera es la temperatura del suelo.

Aclarando que:

La densidad del gas es $\rho = \frac{M}{R T} \frac{p}{Z(p, T)}$

La entalpía específica es $h_m = h_m(p, T)$

El factor de fricción es $f = f(N_{Re}, \epsilon/d)$; donde ϵ/d es la rugosidad relativa.

La Ec. (2.3.10) permite calcular la temperatura del gas en un tramo de la línea Δx .

Chierici calcula los valores de la entalpía h_m , con la ecuación modificada de Redlich - Kwong. El factor de fricción f , se obtiene mediante la representación analítica del diagrama de Moody; \bar{T} y $\bar{\rho}$ son los valores medios de la temperatura y densidad del gas en el tramo de tubería considerado.

Debe mencionarse que Chierici observó que el perfil de presiones era afectado ligeramente por la pérdida de calor. Los perfiles de presión calculados con y sin pérdidas de calor, eran prácticamente los mismos para el ejemplo considerado.

II.4.- Modelo presentado por V. Goldzberg et. al.

II.4.1.- Generalidades.

V. Goldzberg⁴ muestra la importancia de las propiedades reales del gas, sobre el análisis "hidráulico" termal de gasoductos, prin-

principalmente en líneas de gran diámetro (40 a 56 pg), con alta presión (1000 - 1700 lb/pg² abs) y bajas temperaturas (inferiores a - 10 °F). Lo anterior no indica que sólo bajo éstas condiciones son aplicables las ecuaciones mostradas.

II.4.2.- Ecuaciones del modelo.

Para escribir el flujo estacionario en un gasoducto, es necesario resolver el siguiente sistema de ecuaciones:

$$g_c \frac{dp}{dx} + \frac{1}{V_m} \frac{d}{dx} \left(\frac{v^2}{2} \right) = -f \frac{v^2}{2 V_m d} \quad (2.4.1)$$

$$m \frac{d}{dx} \left(H_m + \frac{v^2}{2 g_c} \right) = -\frac{dQ}{dx} \quad (2.4.2)$$

$$\frac{dQ}{dx} = U \pi D (T_a - T) \quad (2.4.3)$$

Donde: $V_m = V_m(p, T)$; $H_m = H_m(p, T)$; $m = \frac{v A}{V_m}$

Las ecuaciones (2.4.1), (2.4.2) y (2.4.3) pueden ser reescritas como sigue:

$$\frac{g_c}{g} \frac{dp}{dx} = -B \frac{T}{p} Z \quad (2.4.4)$$

$$m \frac{d}{dx} \left(C_p (dT - \eta dp) \right) = U \pi D (T_a - T) \quad (2.4.5)$$

Donde: $B = \frac{f m^2 R}{2 g D A^2}$ (2.4.6)

Para el cálculo de las magnitudes $Z(p,T)$, $C_p(p,T)$ y $h(p,T)$ en las ecuaciones anteriores, es necesario el uso de una ecuación de estado. Para este caso se usó la ecuación de estado de Berthelot.

Para el factor de compresibilidad (Z):

$$Z = \frac{p}{R} \frac{V_m}{T} = 1 + 0.0703 \frac{p_{pr}}{T_{pr}} \left(1 - 6 / T_{pr}^2 \right) \quad (2.4.7)$$

Las magnitudes del calor específico a presión constante $C_p(p,T)$ y el coeficiente Joule - Thompson $h(p,T)$, pueden ser obtenidas usando las siguientes relaciones termodinámicas:

$$C_p = \left(\frac{\partial H_m}{\partial T} \right)_p \quad (2.4.8)$$

$$h = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_{H_m} = \frac{T \left(\frac{\partial V_m}{\partial T} \right)_p - V_m}{C_p} \quad (2.4.9)$$

$$H_m = H_m^o + \int_p^{14.7} C_p h dp \quad (2.4.10)$$

A partir de la Ec. (2.4.4) y usando la ecuación de estado de Berthelot C_p y h quedan:

$$C_p = C_p^o + \frac{2.53 R (p-14.7)}{p_{pc} T_{pr}} \quad (2.4.11)$$

$$\eta = \frac{0.0703 R T_{pc} (18 / T_{pr}^2 - 1)}{P_{pc} C_p} \quad (2.4.12)$$

Donde H_m^0 y C_p^0 son los valores de la entalpía específica y el calor específico considerando un gas ideal.

De la Ec. (2.4.4):

$$T = \frac{1}{2 B Z(o)} \frac{g_c}{g} \frac{dp^2}{dx} \quad (2.4.13)$$

Sustituyendo la Ec. (2.4.13) en la Ec. (2.4.5), se obtiene:

$$\frac{dT}{dx} - \frac{g_c U \pi D}{2 g m B Z(o) C_p(o)} \frac{dp^2}{dx} - \eta(o) \frac{dp}{dx} = \frac{U \pi D T_a}{m C_p(o)} \quad (2.4.14)$$

Integrando la ecuación anterior:

$$T(x) = \frac{g_c U \pi D P^2(x)}{2 g m B Z(o) C_p(o)} + \eta(o) P(x) + \frac{U \pi D T_a x}{m C_p(o)} + C \quad (2.4.15)$$

Donde C es la constante de integración, igual a:

$$C = T(o) - \frac{g_c U \pi D P^2(o)}{2 g m B Z(o) C_p(o)} - \eta(o) P(o) \quad (2.4.16)$$

Una solución aproximada de la ecuación anterior, basada en métodos polinomiales, y más sencilla es:

$$T(x) = T(o) + \frac{U \pi D (T_a - T(o))}{m C_p(o)} x - \frac{g B Z(o) T(o) h(o)}{g_o p(o)} \quad (2.4.17)$$

Los valores $C_p(o)$, $h(o)$, $p(o)$, $T(o)$, $Z(o)$ son las magnitudes de los respectivos parámetros, cuando $x=0$ (al inicio de la sección de tubería considerada). Si se quiere tomar en cuenta la variación de Z , C_p , h con respecto a la presión y la temperatura, se usan las ecuaciones (2.4.7), (2.4.11) y (2.4.12) respectivamente. Para cálculos más precisos deben usarse las ecuaciones (2.4.15) y (2.4.16).

II.5.- Comentarios sobre los modelos presentados.

Los modelos presentados han sido diseñados considerando un ca - so - ducto enterrado; excepto el presentado por Chierici, que también es para tuberías en pozos. En las ecuaciones presentadas, en lugar de considerar la temperatura de la formación (T_e) se puede considerar la temperatura del medio ambiente (T_a), que rodea la tubería, sea aire, agua, suelo, en tuberías superficiales y gasoductos. Esto no afecta la precisión del modelo, claro que hay que ajustar el valor del coeficiente de transferencia de calor, para cada caso.

El modelo de Chierici es el único de los tres que involucra el ángulo de la tubería; los demás consideran tuberías horizontales. El ángulo de la tubería es un parámetro que influye principalmente en el cálculo del perfil de presiones, ya que las pérdidas de presión por carga hidrostática, cuando la tubería no es horizontal, deben incluirse en los cálculos.

En los modelos de Chierici y Goldzberg el cálculo de abatimiento de presión está implícito dentro de la ecuación de la temperatura. Esto se observa al incluir el factor de fricción, la aceleración gravitacional y el valor de la presión en el punto considerado. Lo anterior indica que se están considerando principalmente pérdidas de presión por fricción y aceleración. En el modelo de Schorre, modificado por Coulter, el abatimiento de la presión es un valor preestablecido, el cual puede considerar pérdidas de presión por fricción, aceleración y carga hidrostática.

Otra característica importante de los modelos descritos, es la consideración de valores variables del calor específico, el factor de compresibilidad, el coeficiente Joule - Thompson y otros parámetros, a lo largo de la tubería; ya que éstos dependen de la presión y la temperatura, que cambian constantemente al fluir el gas. El perfil de la temperatura también deja de tener una tendencia lineal.

Los tres modelos presentados, dan buena aproximación en los cálculos del perfil de temperatura. El modelo de Coulter, es de gran

aceptación, debido a su forma simplificada; pero, si es necesario ser rigorista, se deben probar los modelos y compararlos con los datos reales obtenidos del campo, para elegir el de mayor aproximación.

Un procedimiento importante, para obtener una buena aproximación del cálculo de los perfiles de presión y temperatura, es el análisis nodal. Este análisis consiste en hacer los cálculos por tramos de tubería, hasta donde las características de ésta y las condiciones bajo las que se encuentra, cambian. Se considerarán los valores finales del tramo, como los valores iniciales del siguiente tramo, hasta finalizar la tubería analizada.

II.6.- Conceptos sobre algunos parámetros que influyen en el cálculo de la temperatura.

II.6.1.- Introducción.

En el cálculo del perfil de temperatura, el flujo de calor que se establece entre el gas y el medio que rodea a la tubería, es un factor determinante. Para que este flujo de calor exista, es necesario una diferencia de temperaturas entre el gas y el exterior de la tubería.

La caída de presión influye sobre el calor específico y el coeficiente Joule-Thompson del gas; el primero disminuye y el se -

gundo aumenta, al disminuir la presión, por lo que la temperatura tiende a decrecer..

El coeficiente de transferencia de calor, es uno de los parámetros más importantes para calcular el flujo de calor. Este involucra las conductividades térmicas de la tubería, del aislante, de la película de fluido, etc., relacionadas con sus espesores; ya que son las capas por las que el calor se transfiere.

El calor específico a presión constante y el coeficiente Joule - Thompson, se consideran frecuentemente como constantes a lo largo de la tubería. En este trabajo se presentan estos parámetros como funciones de la presión y la temperatura. También se comparan los resultados de los perfiles de temperatura, al considerarlos variables y constantes.

II.6.2.- Calor específico.

Las sustancias difieren entre sí en la cantidad de calor necesaria para producir una elevación determinada de su temperatura sobre una masa dada. Si se suministra a un cuerpo una cantidad de calor Q , que le produce una elevación ΔT de su temperatura, la razón de la cantidad de calor suministrado al correspondiente incremento de la temperatura se denomina capacidad calórica o calor específico.

El calor específico C , de una sustancia, es numéricamente igual a la cantidad de calor que hay que suministrar a la unidad de masa

de dicha sustancia para incrementar su temperatura en un grado.

A las temperaturas ordinarias, y en tramos de tubería pequeños, los calores específicos pueden considerarse constantes. A temperaturas muy bajas, próximas al cero absoluto, todos los calores específicos disminuyen y para ciertas sustancias se aproximan a cero¹³.

Para muchos fines, especialmente tratándose de gases, es más conveniente expresar el calor específico tomando como unidad de masa la mole-lb o mole-gramo y no la lb o el gramo. Puesto que el número de moléculas contenidas en un mole-libra o mole-gramo es el mismo para todas las sustancias, la capacidad calórica de una sustancia no depende del número de moléculas que contiene, sino de la masa de cada molécula.

Cuando un gas monoatómico, tal como el helio o el vapor de mercurio, son calentados a volumen constante, el calor suministrado es usado solamente para aumentar la energía cinética de translación de los electrónes. Como no hay cambio de volumen, no hay trabajo realizado por el gas contra la atmósfera, y debido a que existe un sólo átomo en la molécula, no puede haber energía de vibración o rotación dentro de ella.

El calor específico a volumen constante C_v , se define como la cantidad de calor necesaria para elevar una unidad de tempera -

tura, una mole de gas, para gases en los cuales la energía puede ser solamente absorbida por incremento de la velocidad de translación.

Cuando un gas se calienta a presión constante, el gas se expande y efectúa un trabajo contra la atmósfera. El calor debe ser introducido al gas para hacer este trabajo e incrementar su temperatura. El trabajo es igual a $p dV$. Si V_2 es el volumen del gas a la temperatura T_2 , V_1 es el volumen a T_1 y $T_2 - T_1 = 1$, entonces para un gas perfecto, en el cual la energía interna es independiente del volumen, se tiene:

$$C_p - C_v = pdV = p (V_2 - V_1) = R (T_2 - T_1) = R \approx 2$$

$$C_p = C_v + 2$$

Para moléculas poliatómicas, el calor suministrado es usado no sólo en incrementar la energía cinética de translación en las tres direcciones, sino también en incrementar la energía de rotación y de vibración de los átomos dentro de la molécula.

La relación de calores específicos para un gas monoatómico es:

$$K = \frac{C_p}{C_v} = \frac{5}{3} = 1.66$$

En los gases con moléculas poliatómicas, "g" representa la energía extra absorbida; entonces la relación de calores específicos es:

$$K = \frac{C_p}{C_v} = \frac{5 + g}{3 + g} < 1.66$$

Mientras más complicada sea la molécula, "g" es mayor y , por lo tanto, K es menor, pero no menor a uno.

De las definiciones anteriores, se establece para el calor específico a volumen constante (C_v) y a presión constante (C_p):

$$C_v = \frac{dQ}{dT} = \left(\frac{\partial E}{\partial T} \right)_v \quad (2.6.1)$$

$$C_p = \frac{dQ}{dT} = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p \quad (2.6.2)$$

Donde "H" es la entalpía o contenido calórico de un fluido, función mediante la cual se expresan más adecuadamente los cambios térmicos a presión constante, y se establece como:

$$\Delta H = \Delta E + p \Delta V \quad (2.6.3)$$

Lo cual indica que el cambio de entalpía del sistema, debido al calor cedido o absorbido, es igual al cambio de la energía interna del sistema más el trabajo hecho por el gas ($p \Delta V$), al expandirse o comprimirse.

sustituyendo la Ec. (2.6.3) en la Ec. (2.6.2) queda:

$$C_p = \left(\frac{d(E_m + p \Delta V_m)}{dT} \right)_p \quad (2.6.4)$$

Por lo antes expuesto, el calor específico a presión constante, es el parámetro a utilizar en el cálculo de la temperatura del flujo de gas en tuberías, debido a que el gas se expande al pasar de un punto a otro de estas.

Como se mencionó, el calor específico a presión constante depende de la presión y la temperatura, principalmente de ésta última. Por lo que es necesario tener una expresión analítica de este comportamiento. Campbell⁵ presenta una gráfica para determinar C_p , para el gas natural con densidades relativas de 0.6 a 0.75. Las curvas de esta gráfica se ajustaron a una expresión analítica, de tipo polinomial, como se menciona en el apéndice A, con el propósito de ser incluidas en el programa de cómputo.

El ajuste, como sucede generalmente, arrojó una ecuación un tanto larga, que es:

$$\begin{aligned}
 C_p = & 0.4248 + 4.038 \times 10^{-4} p + 4.91 \times 10^{-8} p^2 - 3.57 \times 10^{-11} p^3 \\
 & + (1.0016 \times 10^{-3} - 3.6787 \times 10^{-6} p - 3 \times 10^{-10} p^2 + 3.4893 \times 10^{-13} \\
 & p^3) T \\
 & + (-2.7674 \times 10^{-6} + 1.18 \times 10^{-8} p + 2.5566 \times 10^{-12} p^2 - 1.6099 \\
 & \times 10^{-15} p^3) T^2 \\
 & + (4.5 \times 10^{-9} - 1.32522 \times 10^{-11} p - 4.7895 \times 10^{-15} p^2 + 2.3605 \\
 & \times 10^{-18} p^3) T^3 \qquad (2.6.5)
 \end{aligned}$$

Donde: C_p (BTU/lbm $^{\circ}$ F), T ($^{\circ}$ F) y p (lb/pg² abs.)

Ultimamente, Goldzbrg⁴ presentó la ecuación (2.4.11) la cual resulta ser más cómoda. Esta ecuación es además, comparada (resultados) con la ecuación de estado de Benedict - Webb - Ruben (BWR), que es ampliamente usada junto con la ecuación de estado de Redlich - Kwong (RK).

II.6.3.- Coeficiente de transferencia de calor.

Normalmente un gas a alta temperatura, provoca un intercambio de calor importante con el medio ambiente que rodea la tubería. Cuando ésta atraviesa una formación o secuencias de suelos con conductividades térmicas diferentes, el perfil de temperatura resulta no lineal en un pozo o en un gasoducto.

En el cálculo del perfil de temperatura se requiere la resistencia térmica al flujo de calor, entre el fluido en la tubería y el medio ambiente que la rodea. La resistencia térmica promedio es la suma de las resistencias de todos los cuerpos o elementos, a través de los cuales fluye el calor.

El coeficiente de transferencia de calor total, depende del coeficiente de transferencia de calor del gas en la película interior (h), la geometría de las regiones de interacción térmica, las características termofísicas del material de la tubería, del aislante, del suelo; como del coeficiente de transferencia de calor de la película exterior (h_o) de fluido, en caso de existir.

La película puede ser de aire, agua u otro fluido, según las condiciones en las que está la tubería, y es la capa de fluido con velocidad cero, en la pared interior o exterior de la tubería.

La convección es una forma de transporte cinético del calor con vehículos moleculares; pero en lugar de que permanezcan sin desplazarse como en la conductividad, experimentan translaciones - constantes. Por tal razón, la convección del calor es característica de los fluidos. Cuando el movimiento del fluido depende únicamente de la variación de la densidad, la convección lleva el nombre de convección libre; cuando el cambio de calor de las -- partículas de fluido es ayudado por procesos mecánicos (bombeo, soplado, succión, etc.) la convección lleva el nombre de convección forzada.

En todos los casos de transmisión del calor por convección se encuentran también intercambios de energía por conducción y por radiación; solo que predomina la primera forma mencionada.

Como la convección del calor depende de las partículas del fluido, dicho fenómeno está íntimamente ligado a las leyes de escurrimiento de los fluidos; de allí que el estudio del coeficiente de transferencia de calor se relacione con las formas de escurrimiento y se exprese como una función de él.

En 1910, Nusselt aplicó en su obra " Transmisión del calor en tubos ", el concepto de la teoría de la similaridad usada en hidráulica a la especialidad de la transmisión del calor, comprobando que sus observaciones experimentales coincidían con las determi-

naciones teóricas. La teoría de similaridad usada en física técnica, se basa en la idea de semejanza establecida en geometría, permitiendo aplicarse en ciertos procesos en función del tiempo. Dos procesos son similares por ejemplo, con respecto al movimiento, si las velocidades de los puntos correspondientes de los cuerpos de referencia dentro de un amplio margen de observación, conservan la misma relación y tiene la misma dirección y sentido. Si se considera que dos escurrimientos son similares, por este sólo hecho es necesario suponer que el número de Reynolds (N_{Re}) es el mismo para ambos. Iguales proposiciones se suponen para los campos de la temperatura de dos fluidos los cuales serán similares si su número de Nusselt (Ec.2.6.6) es igual en ambos casos. En esta ecuación " v " representa la velocidad del fluido; " d " el diámetro del tubo por donde escurre y " a " el coeficiente de difusividad térmica.

$$Nu = \frac{h d}{K_f} = f\left(\frac{v d}{a}\right) \quad (2.6.6)$$

Donde:

- h.- conducción de la superficie (película interior o exterior de fluido).
- K_f .- coeficiente de conductividad térmica del fluido.

A continuación se tratará la teoría de enfriamiento de Newton, con el fin de englobar el coeficiente de enfriamiento en el coeficiente total de transferencia de calor.

Ley de enfriamiento de Newton.- Es conocido que cuando un cuerpo caliente se coloca en un recinto de temperatura inferior, el cuerpo caliente tiende a tomar la temperatura del recinto. En esto se basa la ley de enfriamiento de Newton, la cual se aplica dentro de márgenes muy estrechos por su poca aproximación. El enunciado de la ley es como sigue: "La cantidad de calor transmitida por un cuerpo o cedida por una superficie de temperatura T' , en un tiempo dt , a un cuerpo o recinto que lo rodea a la temperatura T'' , es directamente proporcional a la diferencia de temperaturas ($T' - T''$), a la magnitud de la superficie dA y al tiempo dt ".

Representando la diferencia de temperaturas por ΔT ; entonces se puede escribir la ecuación que representa la ley de Newton de enfriamiento de un cuerpo, bajo la siguiente forma:

$$dQ = U \Delta T dA dt \quad (2.6.7)$$

En la cual "U" es el coeficiente de proporcionalidad y lleva el nombre de coeficiente de transferencia de calor o de enfriamiento y se le determina experimentalmente. El valor de este coeficiente viene tabulado en muchos libros de física e indica la cantidad de calor que cede la unidad de superficie en la unidad de tiempo, para una diferencia de temperatura de un grado, de ahí que pueda expresarse en las siguientes unidades: $Kcal / m^2 \text{ hr } ^\circ C$ o $BTU / pie^2 \text{ hr } ^\circ F$.

No se debe olvidar que en la definición dada de coeficiente de transferencia de calor se encuentran comprendidos todos los fenómenos de radiación calorífica, de convección y de conductibilidad.

Se considerará en el siguiente desarrollo un coeficiente que representa el de enfriamiento de Newton y la conductibilidad, el cual se llamará coeficiente total de transferencia de calor. En este desarrollo se supone una pared compuesta de varias capas, Fig. 2.6.1, la cual separa a dos fluidos; representando "e" el espesor de la pared, T_1 y T_0 las temperaturas de los dos fluidos separados por la pared; dQ la cantidad de calor que cede uno de los fluidos y es absorbida por el otro, considerando un régimen permanente. Aplicando la ley de enfriamiento de Newton y el concepto de conducción de calor en láminas de caras paralelas, se obtienen las siguientes ecuaciones en donde se usan las anotaciones de la Fig. 2.6.1 y se considera que dt es igual a la unidad.

$$dQ = h \, dA \, (T_1 - T_1)$$

$$dQ = \frac{K_1}{e_1} \, dA \, (T_1 - T_2)$$

$$dQ = \frac{K_2}{e_2} \, dA \, (T_2 - T_3)$$

$$dQ = \frac{K_3}{e_3} dA (T_3 - T_4)$$

$$dQ = h_o dA (T_4 - T_o)$$

Pasando al primer miembro los factores $h, \frac{K_1}{e_1} \dots$, sumando entre sí las ecuaciones y obteniendo factores comunes, se llega a la siguiente expresión:

$$dQ \left(\frac{1}{h} + \sum_{i=1}^n \frac{e_i}{K_i} + \frac{1}{h_o} \right) = dA (T_1 - T_o) \quad (2.6.8)$$

Si se representa por ΔT la diferencia entre las temperaturas de los fluidos y por U el valor de las constantes, se puede escribir la ecuación desarrollada anteriormente bajo la forma:

$$dQ = U \Delta T dA$$

Donde "U" representa al coeficiente total de transmisión del calor y queda representado por:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \sum_{i=1}^n \frac{e_i}{K_i} + \frac{1}{h_o} \quad (2.6.9)$$

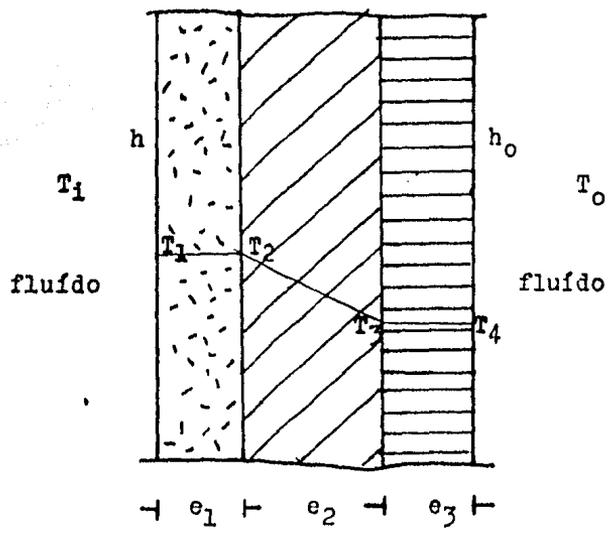


Fig. 2.6.1.- Esquema de una pared compuesta que separa a dos fluidos con diferente temperatura.

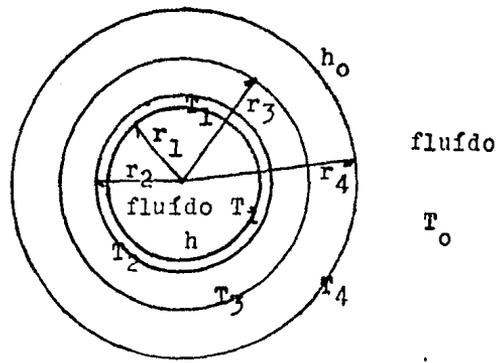


Fig. 2.6.2.- Esquema de un tubo de pared compuesta que se para a dos fluidos con diferente temperatura.

"U" se define como la cantidad de calor que atraviesa por unidad de tiempo, la unidad de superficie de una pared que separa a dos fluidos cuya diferencia de temperaturas es de un grado.

Por lo desarrollado se comprende que el coeficiente total de transferencia de calor, está constituido por un cierto número de magnitudes que no permiten expresarlo de una manera sencilla.

El coeficiente de transferencia total para un tubo de pared compuesta, se obtiene con un desarrollo similar al efectuado para las paredes de caras paralelas. Para dicho fin se supone que un tubo de fierro está aislado con dos capas de material mal conductor del calor. T_i y T_o son las temperaturas de los fluidos que cambian calor y que están separados por la pared del tubo, como se observa en la Fig. 2.6.2 El área representada por una superficie de radio tubular "r" y de longitud "L", es:

$$A = 2\pi r L \quad (2.6.10)$$

Las ecuaciones se emplean en este fenómeno de transmisión de calor en régimen permanente; la de enfriamiento de Newton y la de Fourier de conducción. Aplicando la primera para el fluido de temperatura T_i , cuyo coeficiente de enfriamiento es h , para un cambio de calor con la cara de temperatura T_1 se tiene:

$$Q = h \cdot 2\pi r_1 L (T_i - T_1)$$

" Q " es la cantidad de calor transmitida en la unidad de tiempo y como esa cantidad de calor permanece constante, pues se ha supuesto un régimen permanente, entonces será la misma que transmiten por conducción las capas que forman la pared del tubo; aplicando la teoría de Furier, se tiene:

Para la pared del tubo:

$$Q = K_1 2\pi L \left(\frac{T_1 - T_1}{\text{Log } r_2/r_1} \right)$$

Para la primera capa aislante:

$$Q = K_2 2\pi L \left(\frac{T_1 - T_2}{\text{Log } r_3/r_2} \right)$$

Para la segunda capa aislante:

$$Q = K_3 2\pi L \left(\frac{T_3 - T_4}{\text{Log } r_4/r_3} \right)$$

La superficie externa de la última capa aislante cede calor al fluido exterior de temperatura T_0 , siguiendo la ley de enfriamiento de Newton, por lo tanto:

$$Q = h_0 2\pi r_4 L (T_4 - T_0)$$

De las ecuaciones anteriores se obtiene, al tomar y sacar a Q como factor común:

$$Q \left[\frac{1}{h r_1} + \frac{1}{k_1} \text{Log } r_2/r_1 + \frac{1}{k_2} \text{Log } r_3/r_2 + \frac{1}{k_3} \text{Log } r_4/r_3 + \frac{1}{h_o r_4} \right] = 2\pi L (T_1 - T_o)$$

Despejando a Q, se tiene:

$$Q = 2\pi L (T_1 - T_o) / \left[\frac{1}{h r_1} + \frac{1}{k_1} \text{Log } r_2/r_1 + \frac{1}{k_2} \text{Log } r_3/r_2 + \frac{1}{k_3} \text{Log } r_4/r_3 + \frac{1}{h_o r_4} \right] \quad (2.6.11)$$

El flujo de calor se refiere a un área conocida por la que pasa. En este caso el área de flujo es $2\pi r_1 L$; sustituyéndose en la Ec. (2.6.11):

$$Q = 2\pi r_1 L (T_1 - T_o) / \left[\frac{1}{h r_1} + \frac{1}{k_1} \text{Log } r_2/r_1 + \frac{1}{k_2} \text{Log } r_3/r_2 + \frac{1}{k_3} \text{Log } r_4/r_3 + \frac{1}{h_o r_4} \right] \quad (2.6.12)$$

De donde se obtiene el coeficiente de transferencia de calor:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + r_1 \frac{1}{k_1} \text{Log } r_2/r_1 + \frac{1}{k_2} \text{Log } r_3/r_2 + \frac{1}{k_3} \text{Log } r_4/r_3 + \frac{1}{h_o} \quad (2.6.13)$$

Los diferentes casos en los cuales se presenta la transmisión de calor, son: Un pozo productor o inyector, y sus diferentes arreglos; tuberías enterradas y superficiales; tuberías submarinas. Donde el coeficiente de transferencia de calor es calculado de acuerdo con las suposiciones convenientes.

1.- Coeficiente de transferencia de calor para pozos productores.

Hans J. Herfjord⁶ usa la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{d}{2} \sum_{i=1}^n \left[\frac{\ln(D_{i+1}/D_i)}{K_i} \right] \quad (2.6.14)$$

Donde:

- h.- Coeficiente de transferencia de calor de convección de la película interna de fluido, en $W / m^2 \text{ } ^\circ C$ o $BTU / \text{día pie}^2 \text{ } ^\circ F$.
- d.- Diámetro interno de la tubería, en m o pies.
- n.- Número de materiales diferentes entre el fluido producido y la formación en cada sección del pozo (ver Fig. 2.6.3).
- D_{i+1} .- Diámetro exterior de la superficie externa del material i, en m o pies.
- D_i .- Diámetro interior de la superficie del material i, en m o pies.
- K_i .- Conductividad térmica del material i, en $W / m \text{ } ^\circ C$ o $BTU / \text{día pie } ^\circ F$.
- U.- Coeficiente de transferencia de calor, en $W / m^2 \text{ } ^\circ C$ o $BTU / \text{día pie}^2 \text{ } ^\circ F$.

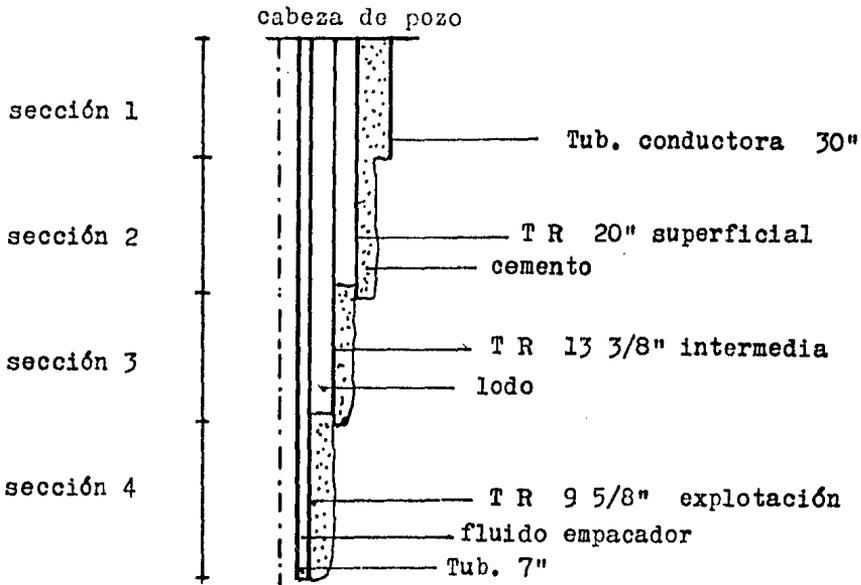


Fig. 2.6.3.- Esquema de un pozo productor donde se observan las diferentes secciones para el cálculo del - coeficiente de transferencia de calor.

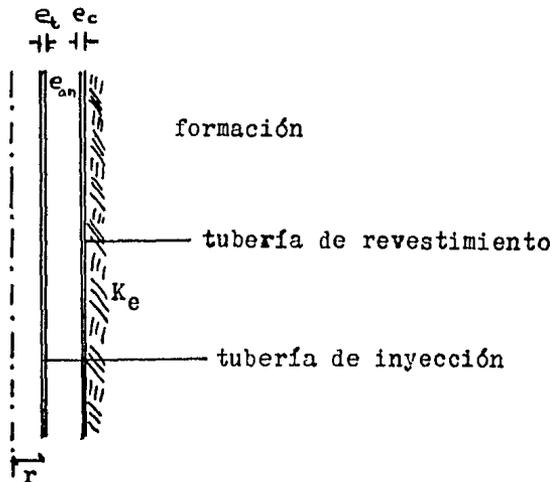


Fig. 2.6.4.- Sección del arreglo de tubería considerado por Romero Juárez en un pozo inyector.

El coeficiente es calculado en cada sección del pozo y el perfil de temperatura es obtenido utilizando el análisis nodal. Considerando un nodo en donde termina y empieza otra sección.

2.- Para pozos inyectoros:

Romero Juárez⁷ emplea la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{e_t + e_c}{K_s} + \frac{e_{an}}{K_{an}} \quad (2.6.15)$$

Para esto Romero Juárez supone un arreglo de tuberías como se observa en la Fig. 2.6.4. En donde no considera la capa de cemento como otro material aislante. Además propone despreciar los dos primeros términos de la Ec. (2.6.15); ya que en comparación con el último término, son muy pequeños.

3.- Para tuberías enterradas y superficiales:

J.G. Kloepfer⁸ propone para una tubería superficial, como se muestra en la Fig. 2.6.5, el empleo de la ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{r_o \ln(r_o/r_i)}{K_{ais}} \quad (2.6.16)$$

Kloepfer desprecia h_1 , coeficiente de transferencia de calor de la película interior. Puede ser calculado por el mismo método del cálculo de h_o .

El valor de h_o se calcula con la relación adimensional de Nusselt, a partir de la correlación de Echert and Drake:

$$Nu = \frac{h_o r_o}{k_{air}}$$

$$Y \quad Nu = (0.43 + 0.5 N_{Re}^{0.5}) Pr^{0.38} \left[\frac{P_{rf}}{P_{rw}} \right]^{0.5}$$

$$\text{para } 1 < N_{Re} < 10^3$$

$$\text{También: } Nu = 0.25 N_{Re}^{0.6} Pr^{0.38} \left[\frac{P_{rf}}{P_{rw}} \right]^{0.25}$$

$$\text{para } 10^3 < N_{Re} < 2 \times 10^5$$

En gases $P_{rf} / P_{rw} = 1.0$ y el número de Reynolds N_{Re} , es dado por:

$$N_{Re} = \frac{\rho_{air} v_{air} d}{\mu_{air}}$$

Y el número de Prandtl es dado por:

$$Pr = \frac{C_{p,air} \mu_{air}}{k_{air}}$$

Las propiedades físicas son calculadas a la media aritmética de las temperaturas del flujo libre y de la pared:

$$T = (T_w + T_{air}) / 2$$

Kloepfer utiliza las siguientes correlaciones para el cálculo de algunos parámetros, en función de la temperatura:

a) Conductividad térmica del aislante (silicato de calcio):

$$K_{\text{ais}} = 5.232 \times 10^{-2} + 5.536 \times 10^{-5} T_{\text{ais}} + 1.464 \times 10^{-7} T_{\text{ais}}^2$$

(W / m °C)

b) Conductividad térmica del aire a condiciones de la película exterior:

$$K_{\text{air}} = 2.41 \times 10^{-2} + 7.961 \times 10^{-5} \bar{T} - 3.33 \times 10^{-8} \bar{T}^2$$

(W / m °C)

c) Viscosidad del aire:

$$\mu_{\text{air}} = 1.711 + 5.1165 \times 10^{-3} \bar{T} - 3.5945 \times 10^{-6} \bar{T}^2$$

(Kg / m seg)

d) El número de Prandtl para el aire:

$$Pr = 0.7163 - 2.525 \times 10^{-4} \bar{T} + 4.304 \times 10^{-7} \bar{T}^2$$

e) La densidad del aire:

$$\rho_{\text{air}} = 353.03 / (\bar{T} + 273.15)$$

(Kg / m³)

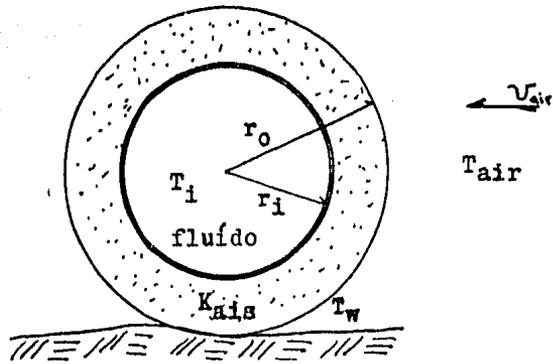


Fig. 2.6.5.- Sección de una tubería sobre el terreno.

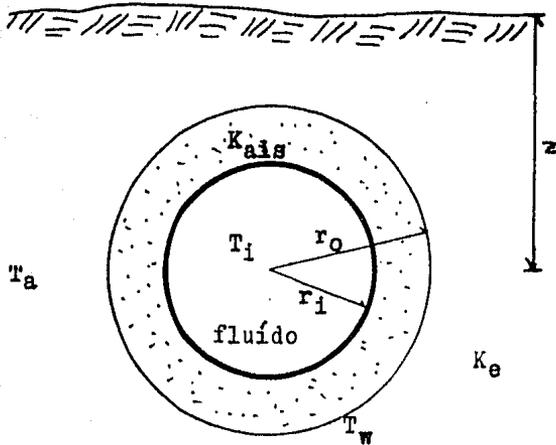


Fig. 2.6.6.- Esquema de una tubería enterrada.

Donde: $T_{ais} = (T_i + T_w) / 2$ y las temperaturas estan en °C.

Para una tubería enterrada como se muestra en la Fig. 2.6.6.K1 coeficiente de transferencia de calor es:

$$\frac{1}{U} = \frac{r_o \ln(r_o/r_i)}{K_{ais}} + \frac{r_o}{K_e S} \quad (2.6.17)$$

Donde S es un factor geométrico:

$$S = 1 / \cosh^{-1} (z / r_o)$$

Además:

$$\cosh^{-1} (z / r_o) = \text{Log} \left[\frac{z + (z^2 - r_o^2)^{0.5}}{r_o} \right]$$

También en este caso se desprecia h, pero puede ser considerada, como en la siguiente ecuación presentada por F. Garaicochea¹⁴:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{e_{ais}}{K_{ais}} + \frac{e_t}{K_s} + \frac{\ln(48 z / d)}{24 K_e / d} \quad (2.6.18)$$

e, z (pies); d (pg); K (BTU/día pie °F); U, h (BTU/día pie² °F).

4.- Para tuberías submarinas:

En principio, las tuberías submarinas no son muy diferentes a las tuberías superficiales. Sin embargo, el gasto de calor transferido es generalmente mayor para los elementos marinos, debido a la convección del agua presente, que acarrea el calor con más e

ficiencia, que por conducción para tuberías enterradas y tuberías superficiales con convección forzada de aire.

Otro caso de las tuberías submarinas son los "risers", que son tuberías sin recubrimiento. Generalmente las tuberías submarinas tienen mucho mayor espesor de pared, debido a un margen mayor de seguridad al considerar condiciones de máxima presión de operación y donde se toma en cuenta la corrosión, erosión y otros mecanismos los cuales pueden perforar la tubería; además las tuberías submarinas no pueden ser reparadas con facilidad, como las superficiales. El peso adicional también ayuda a contrarrestar el efecto de flotación. Para evitar la flotación, las tuberías son revestidas con una capa de concreto. Esto debe ser tomado en cuenta para el efecto de aislante al calor, del concreto.

Hein⁹ presenta la siguiente ecuación:

$$U = \frac{1}{R_i + R_t + R_{ais} + R_o} \quad (2.6.19)$$

Generalmente R_i y R_t pueden ser ignorados debido a que la película interna es muy delgada y porque el acero tiene una alta conductividad térmica. Si el aislante o concreto es muy delgado, R_{ais} puede ser despreciado. De lo anterior se puede hacer: $R_i = 1/h$, $R_o = 1/h_o$, $R_{ais} = e_{ais}/K_{ais}$ y $R_t = e_t/K_s$, para estar de acuerdo con las ecuaciones anteriores.

Para tuberías con capa de concreto, la resistencia térmica, referida a la superficie externa de la tubería de acero es:

$$R_{ais} = \frac{D}{24 K_{ais}} \ln \left[\frac{D + 2 e_{ais}}{D} \right] \quad (2.6.20)$$

Donde: D (pg), K_{ais} (BTU / hr pie² °F), e_{ais} (pg).

La resistencia térmica de la película exterior se obtiene con:

$$R_o = \frac{D}{D_T} \frac{1}{h_o} \quad (2.6.21)$$

Se observa, en las ecuaciones del coeficiente de transferencia de calor, que los autores calculan éste como si el intercambio de calor ocurriera a través de varias capas paralelas o de un tubo de pared compuesta. En el apéndice B se comparan los resultados del perfil de temperatura considerando uno y otro caso.

Para flujo de una fase, la resistencia térmica de la película de fluido interior es usualmente fácil de calcular; pero en la mayoría de los casos es despreciada. Sólo en líquidos extremadamente viscosos, la resistencia térmica de la película interior tiene mayor influencia.

En tuberías con flujo multifásico los coeficientes de la pelicula aún no son totalmente entendidos y dependen principalmente - del patrón de flujo.

La resistencia térmica de la película exterior de fluido, es una función de la velocidad promedio del fluido del medio ambiente, perpendicular a la tubería. Esta magnitud es difícil de estimar.

El coeficiente de transferencia de calor de la película interna puede además modificarse por la presencia de parafina, incrustaciones, recubrimientos anticorrosivos, etc.

Para tuberías enterradas, los valores de U varían de 0.1 a 2 BTU/hr. pie² °F.

La tabla siguiente muestra los valores de K_e de acuerdo con las características del terreno.

Tipo de suelo	Grado de humedad	K_e (BTU/día pie °F)
arenoso	seco	10 - 20
arenoso	húmedo	22 - 29
arenoso	saturado	53 - 63
arcilloso	seco	9 - 14
arcilloso	húmedo	29 - 24
arcilloso	saturado	29 - 44

Otros valores típicos de materiales usados como recubrimiento son:

espuma de uretano	0.22	BTU/día.pie. °F
poliestireno	0.54	"
concreto	24.00	"

La conductividad térmica del concreto puede variar sustancialmente con el contenido de humedad y su integridad estructural.

La conductividad térmica típica del acero es $0.12 \text{ cal/seg cm } ^\circ\text{C}$; del aire $0.000057 \text{ cal/seg cm } ^\circ\text{C}$ y del cemento en pozos es $0.44 \text{ BTU/ hr pie } ^\circ\text{F}$.

El coeficiente de transferencia de calor afecta significativamente el perfil de temperatura como lo muestra G.A. Gregory^{10,11} en sus trabajos; en cambio afecta ligeramente el perfil de presión. Algunos de los resultados obtenidos por Gregory se muestran en la Fig. 2.6.7. En donde se observa el efecto de U sobre el perfil de temperatura.

La no linealidad del perfil del gradiente de temperatura es también una función del coeficiente de transferencia de calor. En general los valores altos de U tienden a incrementar la no linealidad del perfil de temperatura.

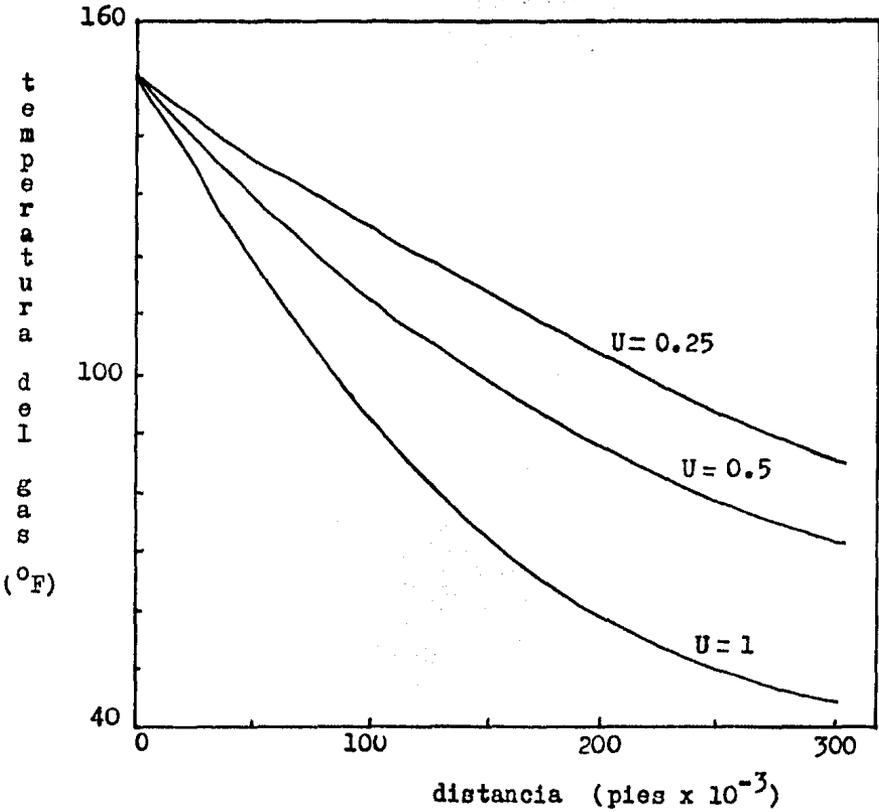


Fig. 2.6.7.- Efecto de " U " sobre el perfil de temperatura
 ($q_g = 135 \text{ MM pie}^3/\text{día}$, $\epsilon/d = 0.0003$ y $T_a = 35 \text{ }^\circ\text{F}$).
 U en $\text{BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}$.

CAP. III.- COEFICIENTE JOULE - THOMPSON.

III.1.- Introducción.

En el presente trabajo se pretende determinar la influencia del coeficiente Joule-Thompson, en el cálculo del perfil de temperatura de un gasoducto. Generalmente se considera un valor constante de dicho coeficiente a lo largo de la tubería y en muchos artículos se proporciona como dato. Si se desea considerarlo variable, será necesario tener una expresión analítica que represente su comportamiento. Este comportamiento es función de la presión, la temperatura y la composición del gas.

Debido al efecto Joule-Thompson, el gas se enfría conforme disminuye la presión, al expandirse éste; lo que sucede teóricamente a entalpía constante. En los gasoductos la condición totalmente adiabática no ocurre, a menos que la temperatura del medio ambiente sea igual a la del gas. El intercambio de calor debido a la diferencia de temperaturas (gas y medio ambiente) y el enfriamiento por expansión del gas suceden simultáneamente.

En las ecuaciones del cálculo de la temperatura, anteriormente presentadas, se observa que los cambios de la temperatura, debido al calor transferido y por la expansión adiabática, se calculan por separado, pero finalmente contribuyen a la obtención de la temperatura del gas.

III.2.- Definiciones sobre el coeficiente Joule - Thompson.

Cuando un gas se expande, debido a una disminución de la presión, efectúa un trabajo. Si el gas es comprimido, entonces una cierta cantidad de energía debe ser consumida para hacer el trabajo sobre el gas. Cuando el gas se expande su temperatura disminuye; a no ser que una cantidad de calor sea suministrada de los alrededores, para compensar la energía consumida en el trabajo desa--rrollado por el gas. Cuando la temperatura se mantiene constan--te por compensación de calor, el proceso se llama isotérmico. Cuando el gas se expande o comprime y no recibe ni cede calor de sus alrededores, el proceso es llamado adiabático.

Si un gas se comprime adiabáticamente, la temperatura se eleva y tiende a causar expansión del gas. Este efecto de la tempera--tura causa que la presión se eleve más rápidamente, que un una compresión isotérmica, por lo tanto, más trabajo se requiere pa--ra causar un decremento en el volumen por compresión adiabática que por compresión isotérmica.

Para hacer determinaciones correctas, cuando un gas sufre cambios en su temperatura al expandirse en una celda, Gay Lussac en 1807, llevó a cabo el experimento, que se describe a continua--ción (Fig. 3.2.1).

Se usaron dos celdas de igual capacidad, provistas con termómetro y conectadas por una válvula. Una celda conteniendo gas y la otra al vacío. Al abrir la válvula y expandirse el gas, dentro de la celda al vacío, la temperatura del gas en la celda izquierda (con presión inicial p_2) disminuyó. Un correspondiente incremento ocurría en la otra celda (con presión inicial p_0), debido a la compresión del gas al pasar por la válvula. Cuando la presión se estabilizó, el decremento de la temperatura en la primer celda fué igual al incremento en la segunda celda. A partir de esto Gay Lussac concluyó que tomando las celdas como un solo sistema, el gas no mostró tendencia a calentarse o enfriarse durante la expansión libre.

Un experimento similar fué desarrollado por Joule en 1844. El sumergió dos celdas iguales conectadas dentro de un calorímetro. En el experimento, la temperatura del agua del calorímetro, no varió apreciablemente al efectuarse la libre expansión del gas; ya que el calentamiento en una celda fué compensado por el enfriamiento de la otra.

De estos dos experimentos es evidente, que cuando un gas perfecto se expande libremente en el vacío, el calor no es absorbido, ni transferido. El volumen del sistema permanece constante y no existe trabajo desarrollado. De lo anterior se tiene $Q = 0$ y $W = 0$ y en la ecuación $E = Q - W$ se obtiene $E = 0$ o sea que la energía interna de una masa dada de gas perfecto, es independiente del volumen.

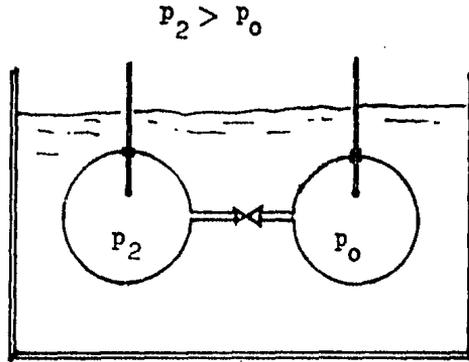


Fig. 3.2.1.- Esquema del experimento de Gay - Lussac.

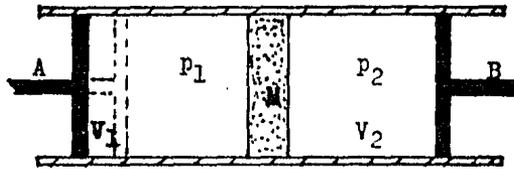


Fig. 3.2.2.- Esquema del experimento Joule - Thompson.

En términos matemáticos, para el gas perfecto:

$$\left(\frac{\partial E}{\partial V}\right)_T = 0$$

Este es uno de los dos criterios que definen a un gas perfecto, el otro es el comportamiento con la ley de Boyle. Joule y Thompson han mostrado que el primer criterio se aproxima para los gases reales. La temperatura de un gas real cambia cuando se expande, debido a que una cantidad de trabajo es requerido para vencer la atracción molecular. Este fenómeno es conocido como el efecto Joule - Thompson.

Joule y Thompson en su investigación sobre el comportamiento de los gases reales, forzarón a una corriente continua de gas, a presión constante (mayor a la atmosférica), a través de un tubo aislado al calor, conteniendo una membrana porosa de algodón o seda. La temperatura fué medida antes después de atravesar el gas, la membrana. Encontraron que el aire, oxígeno, nitrógeno y dióxido de carbono se enfriaron por la expansión, mientras que el hidrógeno se calentó.

El experimento que representa en la Fig. 3.2.2, M es la membrana porosa, A y B son pistones movibles. El trabajo hecho para forzar una mole de gas a un volumen V_1 y presión p_1 , a través de la membrana, es $p_1 V_1$. Similarmente en el lado opuesto de la membrana, el trabajo hecho por el gas para mover al pistón B, hacia

afuera contra la presión atmosférica, es $p_2 V_2$. El trabajo desarrollado en la expansión del gas no es igual al desarrollado para comprimirlo, a menos que sea un gas perfecto.

El trabajo externo desarrollado por el sistema puede escribirse:

$$p_2 V_2 - p_1 V_1 = W$$

Si el sistema está aislado térmicamente y el proceso es adiabático, $Q = 0$ y de acuerdo con la ecuación de balance de energía:

$$E = E_2 - E_1 = -W = p_1 V_1 - p_2 V_2$$

6

$$E_2 + p_2 V_2 = E_1 + p_1 V_1$$

Pero: $E_2 + p_2 V_2 = H_2$ y $E_1 + p_1 V_1 = H_1$

Entonces: $H_2 = H_1$

Por lo tanto, en una expansión libre de un gas real, la energía contenida permanece constante. En consecuencia el coeficiente Joule - Thompson (η) puede ser definido matemáticamente por la expresión siguiente:

$$\eta = \left(\frac{dT}{dp} \right)_H$$

Dos fenómenos se involucran en el efecto Joule - Thompson, uno es la expansión contra las fuerzas de atracción molecular, correspondiente a las fuerzas de atracción de Van Der Waals; el otro es el trabajo que involucra el cambio pV con la presión.

A presión atmosférica y 32° F, η para el aire tiene el valor de 0.02, lo cual indica que para un decremento de 1 lb/pg^2 en la presión, la temperatura disminuye en 0.02° . Para el hidrógeno y el helio, a la presión atmosférica, η tiene valores negativos. En otras palabras estos gases comienzan a calentarse cuando son forzados a pasar a través de una membrana porosa.

Lo anterior indica que a una temperatura dada, η disminuye con el incremento de la presión y se hace negativo cuando ésta es suficientemente elevada. Esta conducta significa que a presiones bajas el gas se enfría por expansión adiabática, mientras que se calienta cuando aquellas son elevadas, y existe un punto donde $\eta=0$, denominado de inversión, en el cual el gas no se calienta, ni enfría por expansión. Además este punto varía con la temperatura. Por ejemplo el nitrógeno a una presión de 200 atm, se calienta a -150°C ; se enfría entre -100 y 200°C y se calienta de nuevo a 300°C . Es decir que a una presión constante se encuentran dos temperaturas de inversión, una superior y otra inferior, entre las cuales el gas se enfría y fuera de dicho intervalo experimenta efectos de calentamiento al expandirse.

La mayoría de los gases, a condiciones estándar, se encuentran debajo de la temperatura superior de inversión y de aquí que se enfrían en su expansión adiabática.

El coeficiente Joule - Thompson se relaciona fácilmente con otras cantidades termodinámicas.

Si en la ecuación siguiente:

$$dH = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_P dT + \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_T dP$$

Se considera $dH = 0$, entonces:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_P dT = - \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_T dP$$

Al dividir ambos lados por dP con la condición anterior:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_P \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H = - \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_T$$

Pero:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_P = C_p$$

$$\text{Y} \quad \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H = \eta$$

$$\text{De aquí que: } \eta C_p = - \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_T$$

Donde η se calcula a partir de $(\partial H / \partial P)_T$

De nuevo si se sustituye $(\partial H / \partial p)_T$ por el obtenido en la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial p}\right)_T = v - T \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p$$

Se obtiene:

$$\eta_{cp} = v - T \left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_p$$

Con lo cual se evalúa η , a diferentes temperaturas y presiones, a partir de datos p v T de un gas.

El coeficiente Joule - Thompson no sólo es usado en cálculos para procesos industriales, como la licuefacción del aire; sino también en muchas relaciones termodinámicas y en ecuaciones de estado de los gases.

III.3.- Cálculo del coeficiente Joule - Thompson para hidrocarburos gaseosos.

Debido a que se busca establecer la influencia del coeficiente Joule - Thompson, sobre el perfil de temperatura en un gasoducto, donde se considera a dicho coeficiente como variable, es necesario tener una expresión analítica de su comportamiento, para utilizarla en los cálculos.

Generalmente en la mayoría de los artículos en que se utiliza este coeficiente, lo presentan como un valor preestablecido ex--

perimentalmente. Por lo que es difícil encontrar una expresión analítica para su determinación.

Recientemente se han editado dos artículos ^{4,15}, tendientes a calcular el coeficiente Joule - Thompson, con el objeto de evaluar su determinación experimental o su cálculo por procedimientos muy elaborados.

Lawton ¹⁵ presentó gráficas, para calcular el cambio de temperatura en un gas natural, debido a un abatimiento de la presión (expansión adiabática).

Lawton, para establecer el comportamiento del gas natural, utilizó la ecuación de estado de Redlich - Kwong, modificada por Soave. Los resultados obtenidos tienen buena aproximación para cualquier análisis de gas natural encontrado, excepto para expansiones a baja presión, donde la refrigeración, debido a la vaporización de líquidos, tiene un mayor efecto. Las muestras de gas natural fueron analizadas a las condiciones base de 60 °F y 1000 lb/pg².

En los resultados obtenidos, se notó que la temperatura del gas, en la expansión adiabática, se eleva para presiones por encima de la presión crítica.

En un intento para obtener una expresión analítica del coeficiente Joule - Thompson a partir de las gráficas de Lawton, se consideraron abatimientos de presión obteniéndose los respectivos cam-

bios de temperatura para diferentes pesos moleculares de gas. A partir de estos datos se calculó el coeficiente Joule - Thompson y posteriormente se graficaron los resultados, obteniéndose la figura 3.3.1. En esta gráfica se observa que el coeficiente depende sólo de la presión y su composición y no de la temperatura, que es un parámetro importante. Esto indica que la obtención del coeficiente no es totalmente correcta.

Goldzberg ⁴ presenta la ecuación (2.4.12) que es:

$$\eta = \frac{0.0703 R T_{pc} (18 T_{pc}^2 / T^2 - 1)}{P_{pc} C_p} \left(\frac{^{\circ}F}{1b/pg^2} \right)$$

La cual sí está en función de la presión, la temperatura y su composición, mediante el cálculo de R, contante del gas. Esta ecuación será la utilizada en el programa de cómputo.

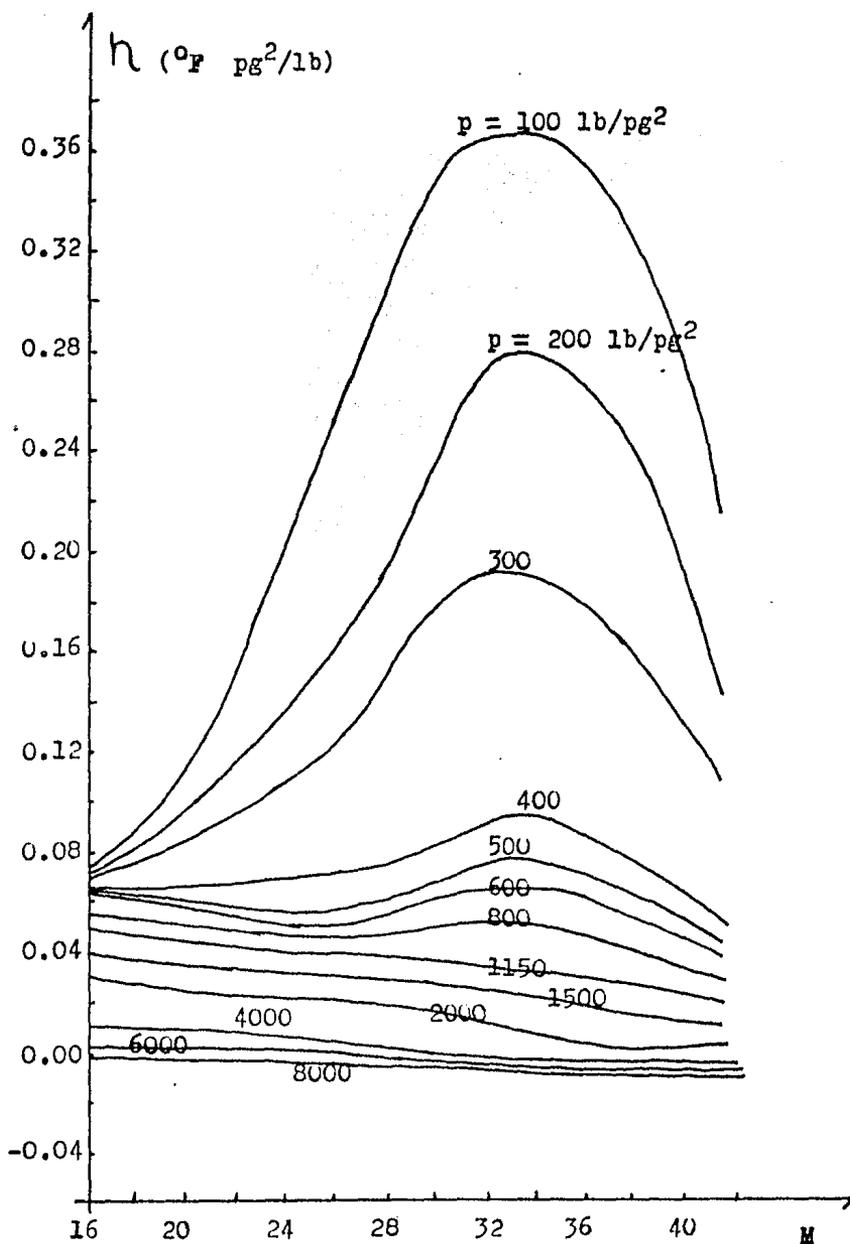


Fig. 3.3.1.- Valores de h para gases de diferente peso molecular, a presiones variables.

CAP. IV.- DISEÑO DE GASODUCTOS AL CONSIDERAR
EL CAMBIO DE LA TEMPERATURA.

IV.1.- Introducción.

En el diseño se supone flujo netamente de gas y no flujo de dos fases, que involucraría problemas de flujo multifásico, lo cual, implica un diseño muy diferente. En el ejemplo 3 del capítulo V se supone la tubería de descarga de un yacimiento de gas seco, donde no se ha entrado a la zona de dos fases como lo muestra la Fig. 4.1.1.

En el diseño de gasoductos generalmente se considera una temperatura constante del gas, lo cual no es real. A continuación se presentará el modelo para diseñar gasoductos donde la temperatura varía. El modelo comprende varios parámetros que dependen de muchas variables y de procesos iterativos o aproximaciones sucesivas; por esto es necesario utilizar un programa de cómputo.

El diseño para este caso consiste en:

- a) Cálculo del perfil de presión para una tubería con diámetro "d" y un gasto de gas dado "q".
- b) Cálculo del perfil de temperatura para una tubería con diámetro y gasto dados.
- c) Cálculo del gasto de gas para una tubería con diámetro dado

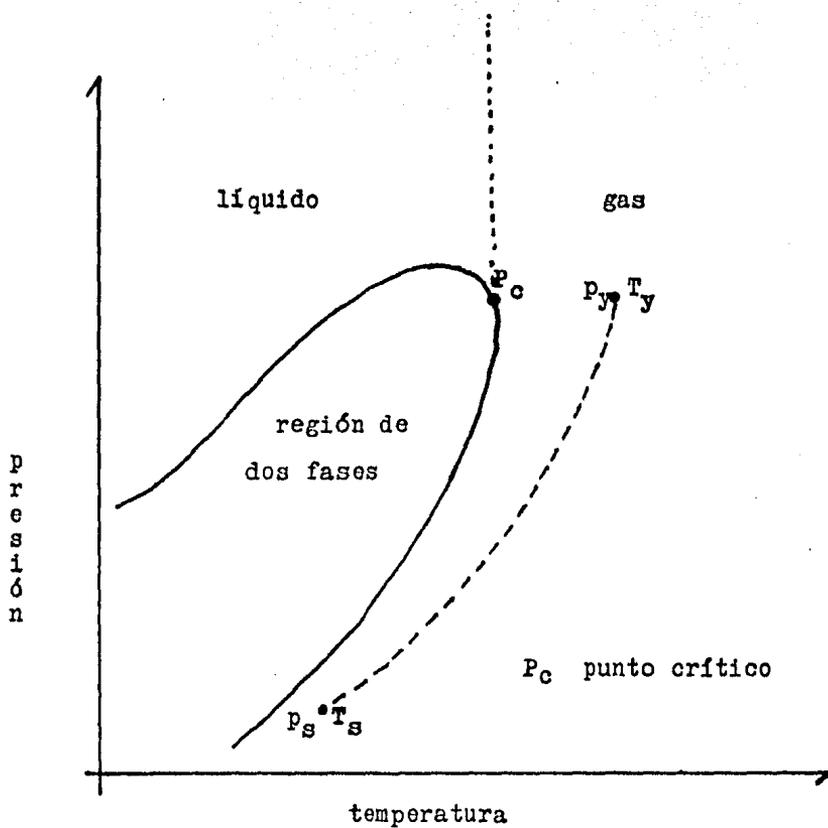


Fig. 4.1.1.- Diagrama de fases de una mezcla de hidrocarburos dada. Mostrando su trayectoria de transporte.

y una caída de presión total dada.

- d) Cálculo del diámetro de la tubería a un gasto de gas dado y para una pérdida de presión total dada.

IV.2.- Correlaciones y ecuaciones.

1.- Determinación de las propiedades del gas.

- a) Factor de compresibilidad¹⁴ se obtiene mediante el siguiente juego de ecuaciones e iterativamente:

La temperatura y presión pseudoreducidas son:

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} \quad (4.2.1)$$

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad (4.2.2)$$

La pseudo-densidad relativa es:

$$\rho_r = (0.27 P_{pr}) / (Z T_{pr}) \quad (4.2.3)$$

El factor de compresibilidad es:

$$Z = (A_1 + A_2 / T_{pr} + A_3 / T_{pr}^3) \rho_r + (A_4 + A_5 / T_{pr}) \rho_r^2 + (A_5 A_6 \rho_r^5) / T_{pr} + (A_7 \rho_r^2 / T_{pr}^3) (1 + A_8 \rho_r^2).$$

$$\cdot (\text{EXP} (-A_8 \int_r^2)) + 1 \quad (4.2.4)$$

Donde:

$A_1 = 0.31506$	$A_5 = -0.6123$
$A_2 = -1.0467$	$A_6 = -0.1048$
$A_3 = -0.5783$	$A_7 = 0.68157$
$A_4 = 0.5353$	$A_8 = 0.68446$

(4.2.5) ... (4.2.12)

Las condiciones pseudocríticas se obtienen con:

Para gases misceláneos (ricos en componentes como propano y butano) o húmedos:

$$T_{pc} = 238 + 210 \gamma_g \quad (4.2.13)$$

$$P_{pc} = 740 - 100 \gamma_g \quad (4.2.14)$$

Para gases superficiales (principalmente metano):

$$T_{pc} = 167 + 316.67 \gamma_g \quad (4.2.15)$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50 \gamma_g \quad (4.2.16)$$

b) Factor de volumen del gas $(B_g)^{14}$.

$$B_g = 0.02825 Z (T + 460) / p \quad (4.2.17)$$

c) Densidad del gas (ρ_g)¹⁴:

$$\rho_g = 0.0764 \gamma_g / B_g \quad (\text{lb}_m/\text{pie}^3) \quad (4.2.18)$$

d) Viscosidad del gas (μ_g)¹⁴:

$$x = 3.5 + \frac{980}{(T + 460)} + 0.2897 \gamma_g \quad (4.2.19)$$

$$y = 2.4 - 0.2 x \quad (4.2.20)$$

$$k = \frac{(9.4 + 0.5794 \gamma_g)(T + 460)^{1.5}}{(209 + 550.4 \gamma_g + T + 460)} \quad (4.2.21)$$

$$\mu_g = k (10)^{-4} \text{EXP} (x (\rho_g / 62.428)^y) \quad (\text{cp}) \quad (4.2.22)$$

e) Coeficiente Joule - Thompson (η):

Se utiliza la Ec. (2.4.12).

f) Calor específico a presión constante (C_p):

utilizando la Ec. (2.6.5).

g) Constante del gas (R):

$$R = R_{\text{air}} / \gamma_g = 0.06945 / \gamma_g \quad (\text{BTU}/\text{lb}_m \text{ } ^\circ\text{F}) \quad (4.2.23)$$

2.- Determinación de las condiciones medias:

a) Presión media;

$$p = \frac{2}{3} (p_1 + p_2 - p_1 p_2 / (p_1 + p_2)) \quad (\text{lb/pg}^2 \text{ abs}) \quad (4.2.24)$$

b) Temperatura media:

$$T = (T_1 + T_2) / 2 \quad (^\circ\text{F}) \quad (4.2.25)$$

3.- Determinación del factor de fricción¹⁴.

Debido a que el gasto de gas es generalmente alto y la viscosidad del gas muy pequeña, el número de Reynolds es muy grande, por lo que el factor de fricción se calcula con la ecuación para flujo francamente turbulento:

$$f = (-2 \text{ LOG } (\epsilon / 3.715 d))^{-2} \quad (4.2.26)$$

donde: d (pg) y ϵ (pg).

4.- Determinación del perfil de presión¹⁴.

Se utiliza la siguiente ecuación:

$$p_2 = \left[p_1^2 + \frac{f \gamma_g q^2 \bar{z} L (\bar{T} + 460)}{2744^2 d^5} + \frac{0.03756 p^2 \gamma_g z}{\bar{z} (T + 460)} \right]^{0.5}$$

$$(4.2.27)$$

Donde:

p_2 .- Presión final en el tramo "L" de tubería en lb/pg^2 abs.

p_1 .- Presión inicial en el tramo de tubería analizado en lb/pg^2 abs.

f .- Factor de fricción.

γ_g .- Densidad relativa del gas.

q .- Gasto de gas en pie^3 a C.S./ pg^2 abs.

\bar{Z} .- Factor de compresibilidad del gas a C. Medias.

L .- Longitud de la tubería en millas.

T .- Temperatura media en $^{\circ}\text{F}$.

d .- Diámetro interno de la tubería en pg .

\bar{p} .- Presión media en lb/pg^2 abs.

z .- Diferencia de alturas entre la parte inicial y la final del tramo de tubería en pies.

En esta ecuación se consideran las pérdidas de presión por fricción y por elevación (carga hidrostática). Se desprecian las pérdidas por aceleración. Puede ser utilizada para tuberías verticales, inclinadas u horizontales. De aquí que el signo (- o -) de los valores de "L" y "z" (minúscula) influyan en el resultado. Esta influencia es porque, cuando el flujo es ascendente, conocida la presión de entrada, las pérdidas de presión por fricción se restan a la de entrada y también las pérdidas de presión por elevación, debido a la oposición al flujo. Si el flujo es descendente las pérdidas por fricción se restan, pero las pérdidas por elevación se

suman a la presión de entrada. Por lo anterior se presenta la tabla 4.2.1 para el uso de los signos de "L" y "z" para los diferentes casos:

tipo de flujo	presión conocida	signo	
		L	z
ascendente	P_1	-	-
	P_2	+	+
decendente	P_1	-	+
	P_2	+	-

Tabla 4.2.1.- Uso de los signos de "L" y "z" en los diferentes casos que se presenten.

Generalmente se conocerá p_1 (presión inicial). Los signos de "L" y "z" se introducen en el diseño por medio de los datos de entrada.

5.- Determinación del perfil de temperatura.

Se obtiene mediante el siguiente juego de ecuaciones:

a) Gasto másico (m).

$$m = 0.0764 q \gamma_g \quad (\text{lb}_m/\text{día}) \quad (4.2.28)$$

Donde: q (pie^3 a C.S./día)

b) Factor de temperatura (a).

$$a = \frac{0.2618 d U}{m C_p} \quad (1/\text{pie}) \quad (4.2.29)$$

Donde: d (pg), U (BTU/día $^{\circ}\text{F pie}^2$), m (lb_m/pie^3),
 C_p (BTU/ lb_m $^{\circ}\text{F}$).

c) Temperatura final (T_2).

$$T_2 = \left[T_1 - T_a + \frac{h}{a} \frac{dp}{dx} \right] \text{EXP} (-a \Delta L) + T_a + \frac{h}{a} \frac{dp}{dx} \quad (4.2.30)$$

Donde:

T_2 .- Temperatura final del tramo de tubería en $^{\circ}\text{F}$.

T_1 .- Temperatura inicial del tramo de tubería en $^{\circ}\text{F}$.

h .- Coeficiente Joule - Thompson en $^{\circ}\text{F}/\text{lb}/\text{pg}^2$ abs.

$\frac{dp}{dx}$ - Gradiente de presión, con signo negativo e igual a
 $(p_2 - p_1)/\Delta x$, en lb/pg^2 abs-pie.

a .- Factor de temperatura en $1/\text{pie}$.

ΔL .- Tramo de tubería analizado en pies.

6.- Determinación del diámetro de la tubería para un gasto y abatimiento de presión determinados.

$$d = \left[\frac{q^2 f \gamma_g L \bar{z} (\bar{T} + 460)}{2744^2 (p_1^2 - p_2^2 - (0.0375 \gamma_g z \bar{p}^2 / \bar{z} (\bar{T} + 460)))} \right]^{0.2} \quad (4.2.31)$$

Las unidades son las mismas que en la Ec. (4.2.27).

7.- Determinación del gasto de gas para un diámetro de tubería y un abatimiento total de presión determinados.

$$q = 2744 \frac{1}{Z} d^{0.5} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2 - (0.0375 \gamma_g z p^2 / \bar{Z} (\bar{T} + 460))}{\gamma_g L \bar{Z} (\bar{T} + 460)} \right]^{0.5}$$

(4.2.32)

Las unidades son las mismas que en la Ec. (4.2.27).

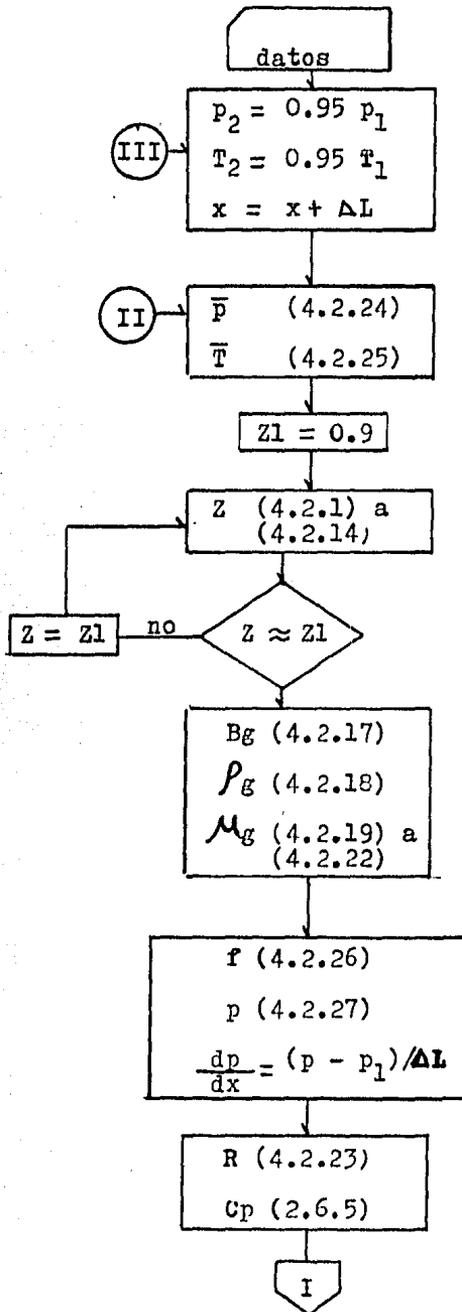
Otro procedimiento para calcular el gasto de gas en la tubería y su diámetro, es el seguido en el capítulo V, inciso V.3.

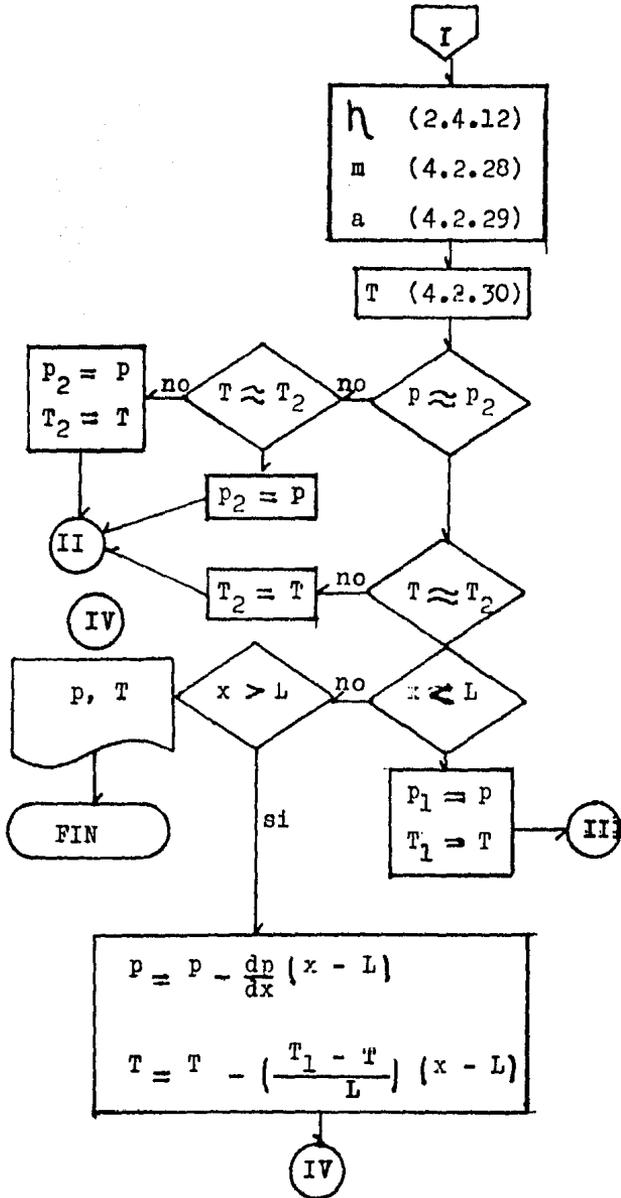
IV.3.- Diagramas de flujo.

A continuación se presentan los diagramas de flujo de los programas elaborados, para entender mejor su funcionamiento. Los programas realizados son:

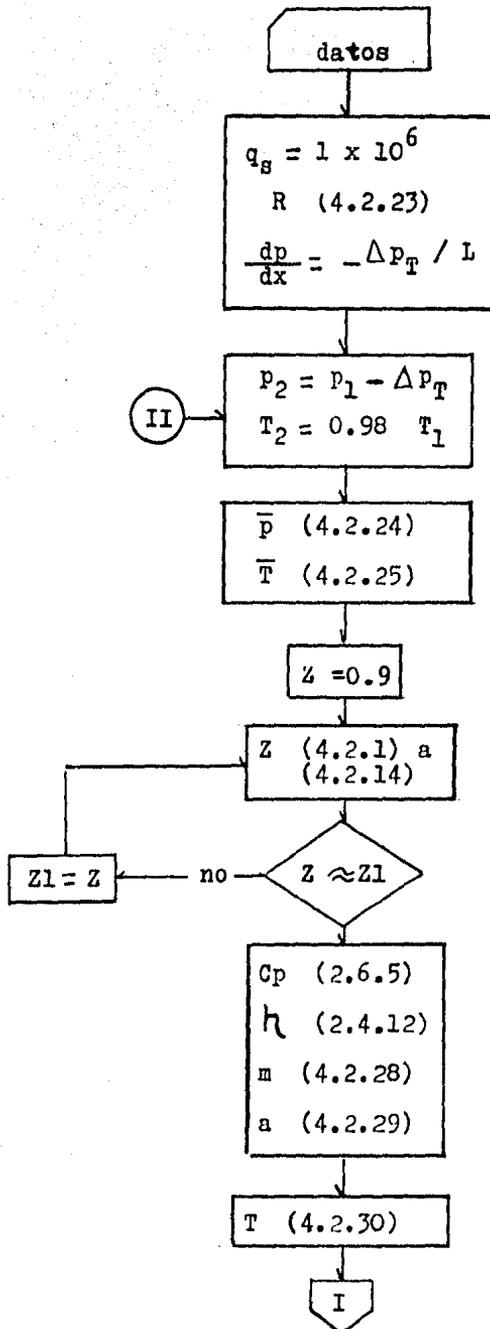
- a) "Perfiles" , perfiles de presión y temperatura.
- b) "Gasto".
- c) "Diámetro".

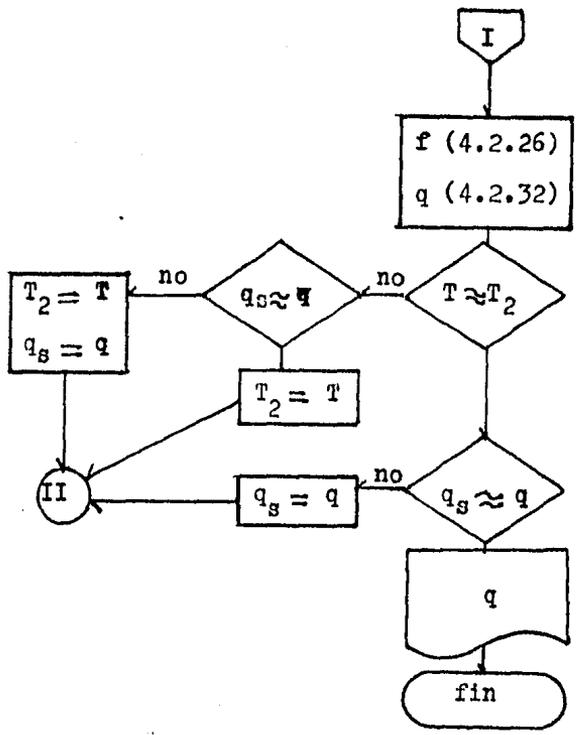
a) Programa " Perfiles ".



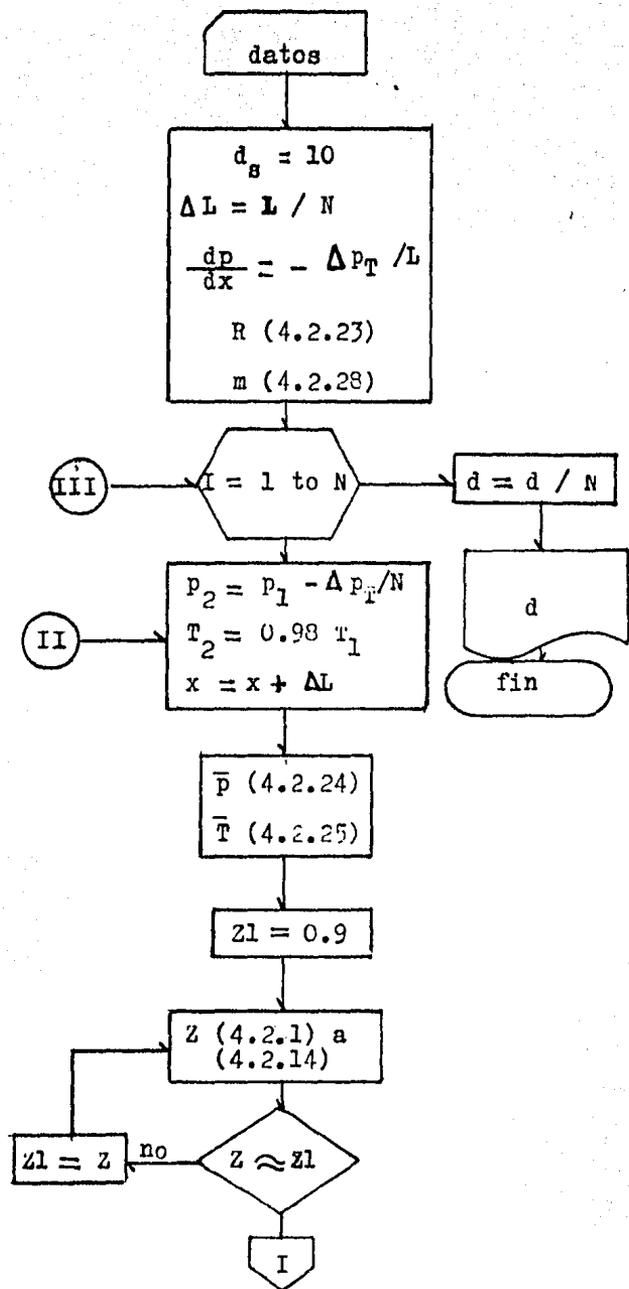


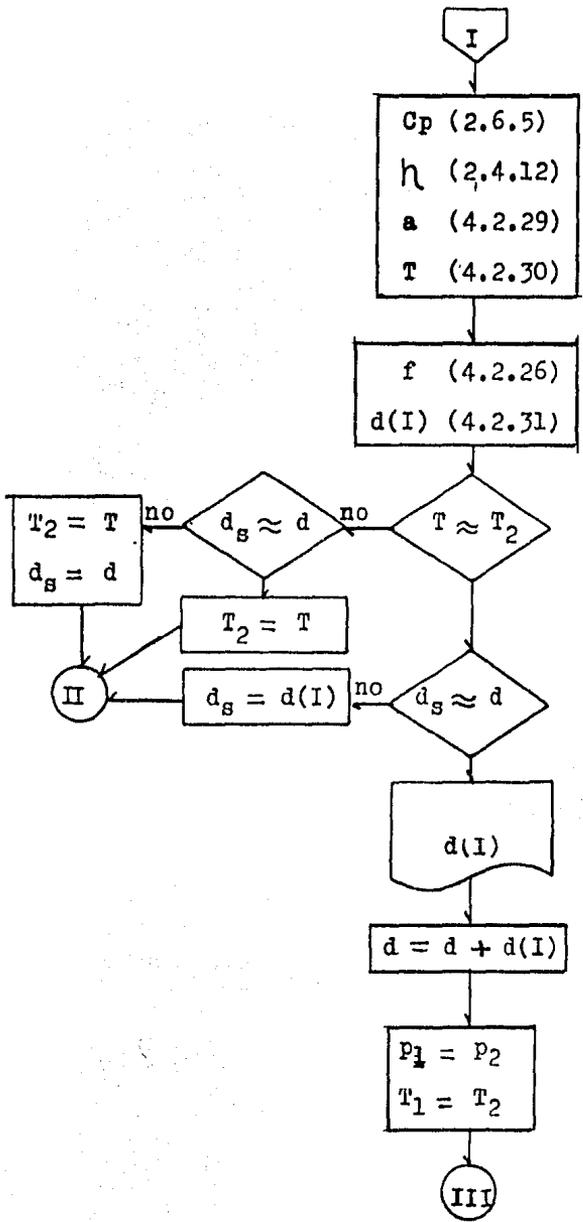
b) Programa " Gasto ".





c) Programa " Diámetro ".





CAP. V.- ANALISIS DE SENSIBILIDAD

V.1.- Introducción.

El análisis de sensibilidad se utiliza en un diseño para conocer la influencia sobre los resultados, al variar la magnitud de un parámetro, conservando los demás constantes. En este caso el parámetro que se varió fue el coeficiente Joule - Thompson.

Se compararon los resultados, al considerar el coeficiente constante y variable a lo largo de la tubería, para diferentes ejemplos.

V.2.- Efecto sobre las propiedades del gas y los perfiles de presión y temperatura, por la variación del coeficiente Joule - Thompson.

Para determinar la influencia del coeficiente Joule - Thompson sobre los perfiles de presión y temperatura, se supusieron tres ejemplos. Estos se presentan a continuación, con sus datos y resultados.

V.2.1.- Características de los ejemplos.

Característica		Ejemplo 1	Ejemplo 2	Ejemplo 3
T U B E R I A	longitud	grande	muy grande	pequeña
	diámetro	grande	grande	pequeño
	pendiente	baja	baja	baja
	tipo	gasoducto	gasoducto	tubería de descarga
G A S	densidad relativa	baja	mediana	mediana
	tipo	seco (meta- no)	algunos comp intermedios	algunos comp. intermedios
	presión inicial	alta	alta	alta
	temperatura inici al	alta	media	alta
	diferencia de tem peraturas **	grande	pequeña	grande
	gasto	alto	bajo *	medio
	transferencia de calor	media alta	baja	media

* En comparación al ejemplo 1. Se usa un diámetro menor para obtener menos caída de presión.

** Entre el gas y el medio ambiente.

V.2.2.- Datos de entrada de los ejemplo.

Datos		Ejemplo 1	Ejemplo 2	Ejemplo 3
T U B E R I A	longitud (millas)	56	70	2
	diámetro (pg)	30	40	6
	rugosidad (pg)	0.0008	0.0006	0.0006
	pendiente (pies/ tramo)	500	200	10
G A S	densidad relativa	0.55	0.65	0.70
	temperatura de en trada ($^{\circ}\text{F}$)	150	100	170
	presión de entra- da (lb/pg^2 abs)	1400	2000	2400
	gasto (MM pie^3 a C.S/día)	70	35	20
	temperatura ambi- ente ($^{\circ}\text{F}$)	35	70	60
	coeficiente de transferencia de calor *	24	5	20
	longitud de los tramos (millas)**	5	5	0.2

* Las unidades del coeficiente son: $\text{BTU} / \text{día pie}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F}$.

** La tubería está dividida en tramos, para tener mayor presión.

V.2.3.- Resultados.

Los resultados de los ejemplos 1, 2 y 3 se muestran en las tablas y figuras 5.2.1, 5.2.2, y 5.2.3 respectivamente. Las figuras contienen los perfiles de temperatura, al considerar diferentes valores del coeficiente Joule - Thompson. Las tablas contienen, las variaciones totales de las propiedades del gas, las caídas de presión y temperatura en la tubería, para los diferentes coeficientes. En la primer corrida de cada ejemplo, el coeficiente es calculado con la Ec. (2.4.12); para las demás corridas se supone a valores normalmente encontrados en la literatura, excepto en la corrida IV del ejemplo 1, donde el valor supuesto se exagera.

Propiedades del gas.

El coeficiente Joule - Thompson tiende a aumentar conforme disminuye la presión y la temperatura en la tubería. Esta variación no es muy significativa sobre el perfil de temperatura. Esto se observa, en los perfiles calculados, cuando el coeficiente es calculado con la Ec. (2.4.12) y cuando se considera constante a un valor muy cercano al calculado. Se usan valores del coeficiente, de pequeños a realmente grandes, como en la última corrida de cada ejemplo. No se utilizan valores negativos del coeficiente, por ser éstos representativos de alta presión, como en yacimientos o tuberías de producción de pozos de gas. Los valores negativos se empiezan a obtener a presiones aproximadamente superiores a las 4000 lb/pg^2 abs.. También se observa

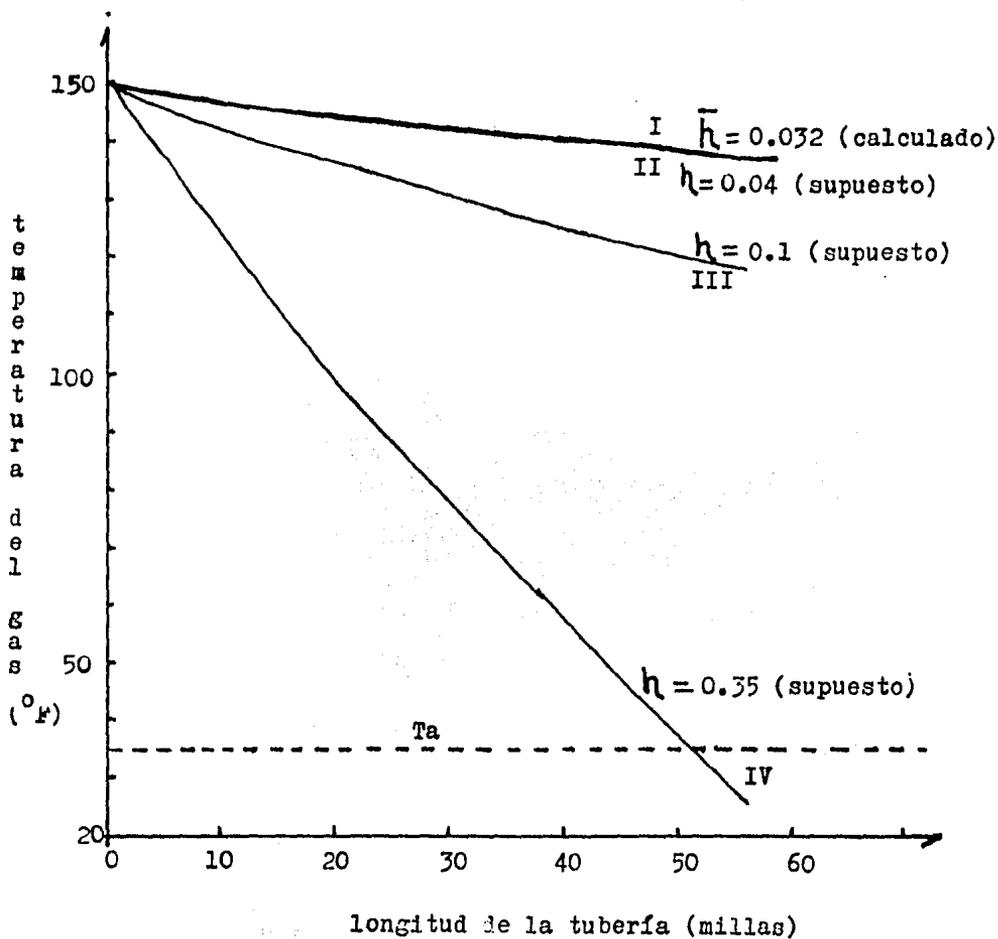


Fig. 5.2.1.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre el perfil de temperatura (ejemplo 1).

	I	II
	$h (p, T) *$	$h = 0.04$
z	0.910 - 0.925	0.910 - 0.926
ρ_g	0.01137 - 0.01600	0.01137 - 0.01650
$\rho_g (lb_m/ft^3)$	3.69 - 2.63	3.70 - 2.56
$\mu_g (cp)$	0.0147 - 0.0138	0.0147 - 0.0137
$\Delta p_T (lb/pg^2 \text{ abs})$	444	444.7
$\Delta T_T (^\circ F)$	11.1	12
	III	IV
	$h = 0.10$	$h = 0.35$
z	0.909 - 0.916	0.907 - 0.843
ρ_g	0.01130 - 0.01590	0.01120 - 0.01300
$\rho_g (lb_m/ft^3)$	3.70 - 2.64	3.74 - 3.24
$\mu_g (cp)$	0.01470 - 0.0134	0.0146 - 0.0120
$\Delta p_T (lb/pg^2 \text{ abs})$	453.2	501
$\Delta T_T (^\circ F)$	36	124.5

Tabla 5.2.1.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre las variaciones de las propiedades del gas y los abatimientos totales de presión y temperatura (ejemplo 1).

* El coeficiente Joule - Thompson calculado varió de 0.0304 a 0.034 $^\circ F \text{ pg}^2/lb$.

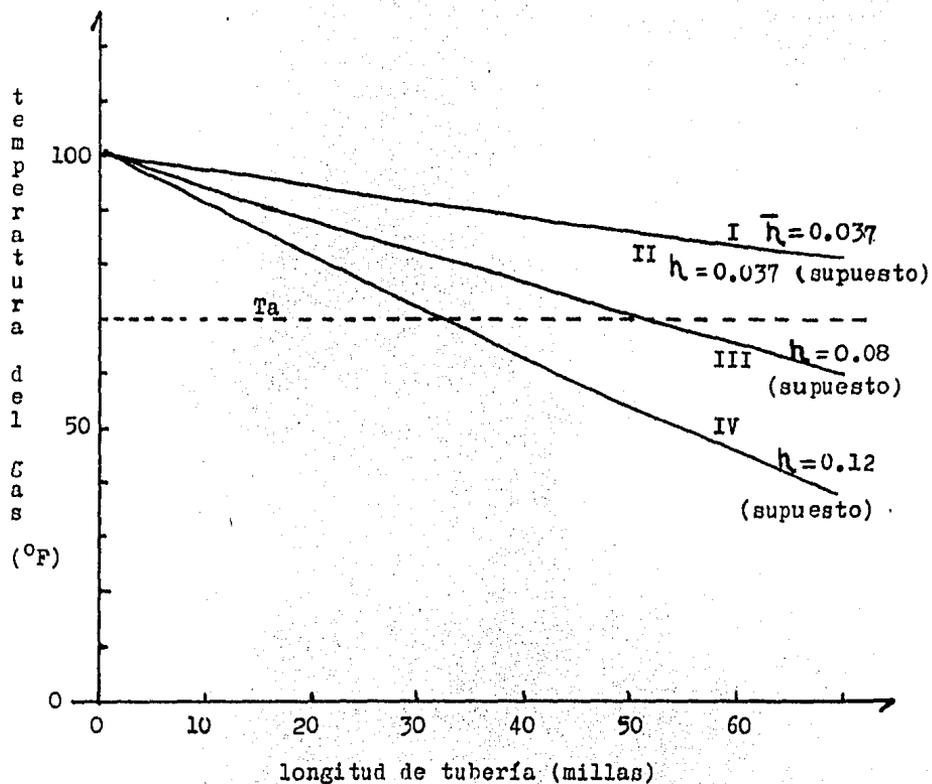


Fig. 5.2.2.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre el perfil de temperatura (ejemplo 2).

	I	II
	$h = 0.037$	
z	0.774 - 0.756	0.774 - 0.757
B_g	0.00614 - 0.00653	0.00614 - 0.00654
ρ_g (lb _m /pie ³)	8.09 - 7.60	8.09 - 7.58
μ_g (cp)	0.0167 - 0.0159	0.0167 - 0.0159
Δp_T (lb/pg ² abs)	234.8	234.6
ΔT_T (°F)	18.1	17.5
	III	IV
	$h = 0.08$	
z	0.773 - 0.717	0.772 - 0.668
B_g	0.00612 - 0.00599	0.00610 - 0.00540
ρ_g (lb _m /pie ³)	8.11 - 8.28	8.13 - 9.22
μ_g (cp)	0.0157 - 0.0162	0.0167 - 0.0169
Δp_T (lb/pg ² abs)	245.1	257.5
ΔT_T (°F)	39.5	62.2

Tabla 5.2.2.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre las variaciones de las propiedades del gas y los abatimientos totales de presión y temperatura (ejemplo 2).

* El coeficiente Joule - Thompson calculado varió de 0.0356 a 0.0381 °F pg² /lb .

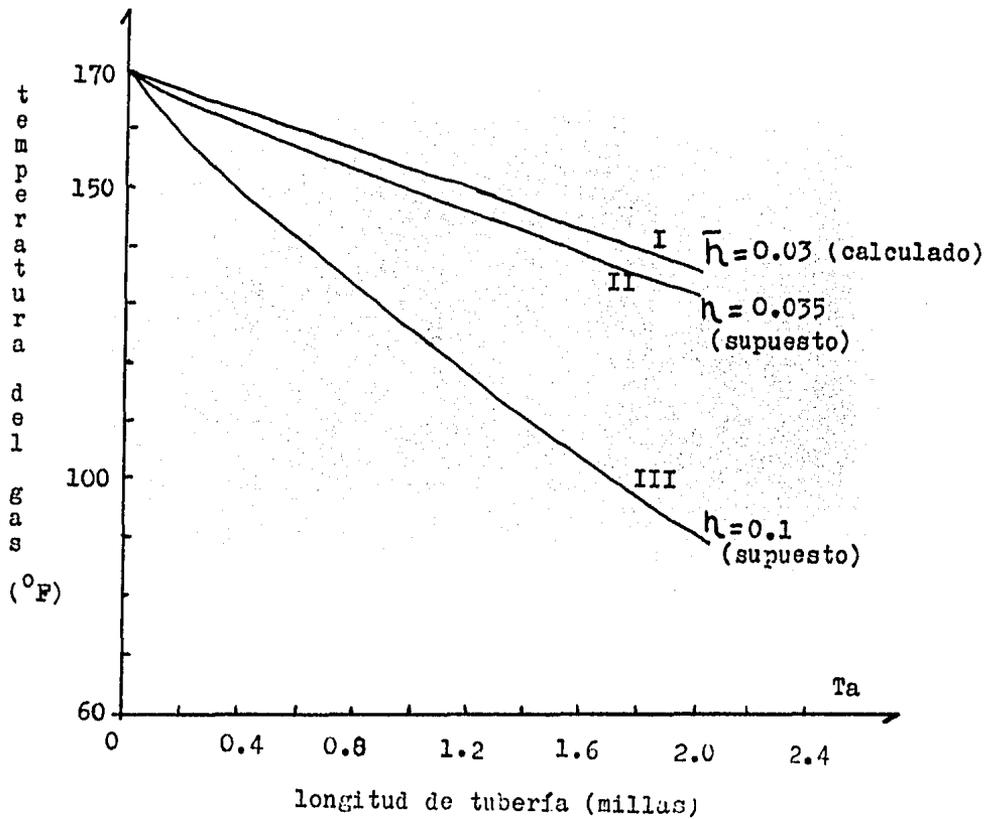


Fig. 5.2.3.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre el perfil de temperatura (ejemplo 3).

	I	II
	h (p T)*	$h = 0.035$
Z	0.837 - 0.801	0.837 - 0.796
Bg	0.00619 - 0.00569	0.00619 - 0.00561
ρ_g (lb _m /pie ³)	8.64 - 9.39	8.64 - 9.53
μ_g (cp)	0.0183 - 0.0185	0.0183 - 0.0186
Δp_T (lb/pg ² abs)	21	21
ΔT_T (°F)	33.1	37.9
	III	
	$h = 0.10$	
Z	0.834 - 0.734	
Bg	0.00615 - 0.00482	
ρ_g (lb _m /pie ³)	8.69 - 11.09	
μ_g (cp)	0.0183 - 0.0198	
Δp_T (lb/pg ² abs)	20.8	
ΔT_T (°F)	80.7	

Tabla 5.2.3.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre las variaciones de las propiedades del gas y los abatimientos totales de presión y temperatura (ejemplo 3).

* El coeficiente Joule - Thompson calculado varió de 0.0292 a 0.0318 °F pg²/lb .

que el valor menor del coeficiente, corresponde al ejemplo 3, donde se tiene la mayor presión inicial.

El coeficiente Joule - Thompson, por medio de su influencia sobre la temperatura, afecta a las propiedades del gas.

El factor de compresibilidad (Z) tiene variaciones mayores conforme se supone un valor más grande del coeficiente Joule - Thompson, generalmente Z tiende a disminuir conforme disminuye la temperatura, a una presión casi constante. Esto se observa, en todos los casos, excepto en las tres primeras corridas del ejemplo 1.

La obtención del factor de compresibilidad, es importante para el cálculo de volúmenes de producción y manejo de gas, ya que es un parámetro del que depende el factor de volumen y la densidad del gas.

El factor de volumen del gas, depende principalmente de la presión, al disminuir ésta, el factor de volumen aumenta. En los casos de mayor presión inicial, con abatimientos de la temperatura grandes, el factor de volumen disminuyó, esto debido probablemente a un efecto de compresión (alta presión, baja temperatura). A menor presión y con los abatimientos de temperatura resultantes, el factor aumentó, debido al fenómeno de expansión del gas predominante.

Los abatimientos mayores de la temperatura, al suponer coeficientes Joule - Thompson de mayor magnitud, provocan que también el factor de volumen sea afectado. Se tienen variaciones ligeramente mayores al haber mayor caída de temperatura. La importancia del cálculo del factor de volumen ya se mencionó anteriormente.

La densidad del gas, al igual que las propiedades anteriores, - varía según predomine la influencia del abatimiento de presión o temperatura. Cuando predomina la caída de presión, disminuirá la densidad debido a la expansión. Cuando la caída de temperatura es más significativa, la densidad aumenta. Similarmente a las propiedades anteriores, al suponer valores más grandes de coeficiente Joule - Thompson, las variaciones de la densidad aumentan.

La viscosidad del gas no varió en forma significativa al hacer los cálculos con diferentes valores del coeficiente Joule - Thompson. Es ligeramente afectada de acuerdo con la variación de la densidad, al disminuir la densidad del gas, la viscosidad disminuye, por haber mayor libertad de las moléculas a moverse. Si - aumenta la densidad, aumenta la viscosidad del gas. A mayor presión inicial, mayor viscosidad.

Perfiles de presión y temperatura.

El perfil de presiones no es afectado considerablemente por las

variaciones de la temperatura, al suponer diferentes valores -- del coeficiente Joule - Thompson, como lo muestran las tablas - 5.2.1, 5.2.2, 5.2.3; excepto en el caso IV del ejemplo 1, en el cual se tiene una considerable caída de temperatura, al suponer un coeficiente bastante grande.

El perfil de presión es afectado en mayor grado por el gasto, el diámetro, la longitud de la tubería. El perfil de presión es el parámetro de mayor importancia en los diseños de explotación -- del petróleo, ya que determina las propiedades de los fluidos - y la cantidad de energía disponible para transportarlos.

El perfil de temperatura es sin duda el parámetro más afectado por el coeficiente Joule - Thompson como lo muestran las figu-- ras. Al suponer valores más grandes del coeficiente, se obtie-- nen abatimientos de temperatura mayores, debido a la relación di-- recta que existe entre ambos. Los perfiles de temperatura resul-- taron casi lineales, debido a que el ajuste simultáneo de la -- temperatura y la presión, requerido en los cálculos, obliga a - hacer los cálculos por tramos de tubería.

En el ejemplo 2 se supone una transferencia de calor baja, para que el abatimiento de la temperatura, dependiera principalmente del coeficiente Joule - Thompson, con lo cual se observa que di-- cho coeficiente tiene gran influencia sobre el perfil de tempe-- ratura.

Al suponer valores del coeficiente Joule - Thompson grandes (caso IV del ejemplo 1), se obtuvieron fuertes abatimientos en la temperatura, lo cual en muchos casos no se acerca a la realidad. Los valores calculados del coeficiente son relativamente pequeños.

Se observa que los abatimientos de la temperatura son proporcionalmente lineales a los coeficientes supuestos. Una variación de 0.01 en el coeficiente provoca un abatimiento total aproximado de 5.5°F en la temperatura, en el ejemplo 2.

Los abatimientos de temperatura obtenidos, cuando se calcula el coeficiente Joule - Thompson con la Ec. (2.4.12), provocan variaciones en las propiedades del gas que deben ser tomadas en cuenta, para el diseño de gasoductos. Aún mas, en muchos trabajos se suponen valores estándar de dicho coeficiente, que al diferir del valor real, pueden dar resultados significativamente diferentes en las propiedades del gas y la temperatura del mismo.

Frecuentemente el perfil de temperatura se supone, cuando en algunos casos es importante determinarlo para conocer las características reales del gas; conocer cuando el gas está en su región crítica o no, que exista o no condensación o formación de hidratos.

V.3.- Efecto de la variación del coeficiente Joule - Thompson sobre el gasto de gas y el diámetro de la tubería.

Efecto sobre el gasto.

El ejemplo para este análisis tiene los mismos datos del ejemplo 1, solo que el diámetro de la tubería es de 12 pg. Los gastos - calculados para un diámetro y abatimiento total de presión determinados, se presentan en la tabla 5.3.1, para diferentes coeficientes Joule - Thompson. Se hace el ajuste en la longitud total de la tubería.

corrida	η ($^{\circ}\text{F}/\text{lb}/\text{pg}^2$)	gasto (pie ³ a C.S./día)	Temp. final ($^{\circ}\text{F}$):
1	0.0316 Ec. (2.4.12)	86 221863	146.9
2	0.04 (supuesto)	86 246090	146.1
3	0.06 "	86 304878	144.2
4	0.10 "	86 419235	140.4
5	0.15 "	86 562828	135.6

Tabla 5.3.1.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre el gasto de gas (ajuste sobre la longitud total de la tubería, programa "gasto").

Para obtener la influencia del perfil de temperatura sobre los gastos calculados, se empleó el siguiente procedimiento:

- a) Se supone un gasto de gas (q).
- b) Se calculan los abatimientos totales de presión y temperatura (ajuste por tramos), con el programa "perfiles".
- c) Se repiten los pasos anteriores para diferentes gastos, como se muestra en las tablas 5.3.2 y 5.3.3.
- d) Se grafican los valores del gasto de gas supuesto contra las presiones finales y los gastos supuestos contra las temperaturas finales, como se muestra en las figuras 5.3.1 y 5.3.2 respectivamente.
- e) De la Fig. 5.3.1, se obtienen los gastos correspondientes en las curvas, para una presión final deseada (en este caso 956 lb/pg² abs). En la figura 5.3.2, se obtienen las temperaturas finales, para cada gasto obtenido en la curva correspondiente. Esto se presenta en la tabla 5.3.4.

q (supuesto) (MM pie ³ a C.S.)	P final (P ₂) (lb/pg ² abs)	T final (T ₂) (°F)	h final (°F/lb/pg ²)
20	1385.9	149.7	0.0382
40	1342.6	147.8	0.0385
60	1267.8	142.3	0.0393
80	1157.3	130.8	0.0410
100	1003.9	109.2	0.0445
120	796.3	69.4	0.0458

Tabla 5.3.2.- Variación de la presión, temperatura y coeficiente Joule - Thompson (Ec. (2.4.12)) finales para diferentes gastos de gas (ejemplo 1).

q	h = 0.06		h = 0.08		h = 0.10		h = 0.12	
	P ₂	T ₂						
30	1368.0	148.6	1368.0	148.0	1368.0	147.6	1368.0	147.1
60	1268.5	138.2	1269.2	134.4	1269.9	130.6	1270.6	126.8
80	1092.7	108.7	1098.6	96.0	1104.5	83.8	1110.2	72.0
120	827.1	47.3	859.7	20.9	890.4	- 2.2	919.6	-22.2

Tabla 5.3.3.- Variación de la presión y temperatura finales del gas en la tubería, para diferentes gastos y varios valores del coeficiente Joule - Thompson (ejemplo 1). Las unidades son las mismas a la tabla anterior.

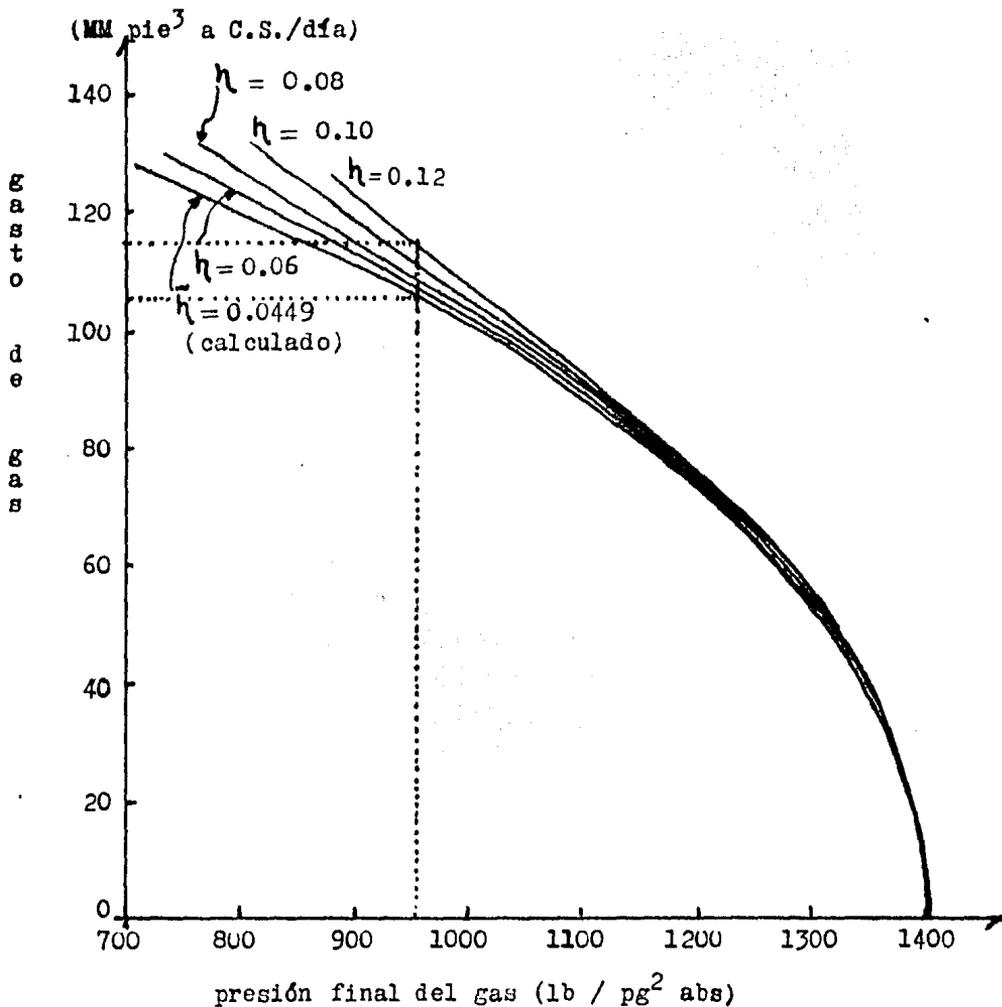


Fig. 5.3.1.- Relación de la presión final del gas para diferentes gastos y coeficientes Joule - Thompson (ejemplo 1).

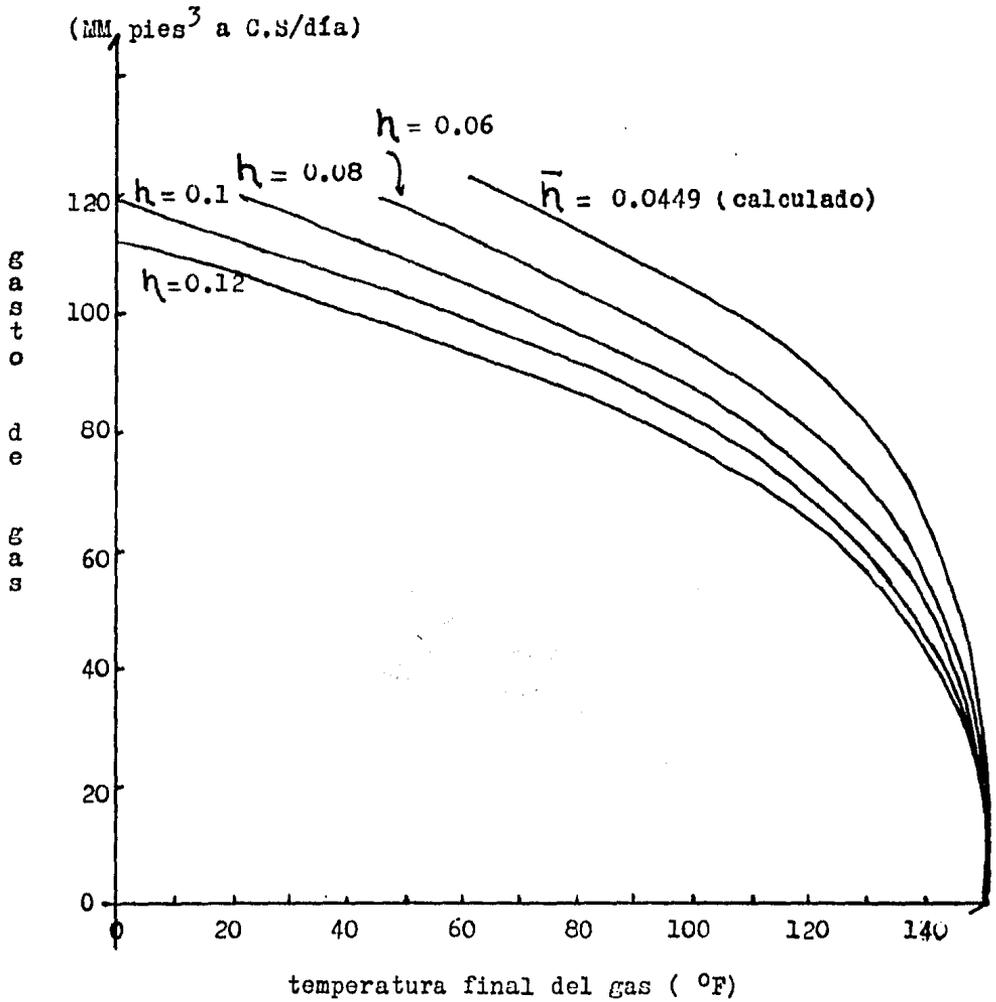


Fig. 5.3.2.- Relación de la temperatura del gas en la tubería para diferentes gastos y coeficientes Joule - Thompson (ejemplo 1).

h	(Fig. 5.3.1) ^q	(Fig. 5.3.2) ^{T₂}
0.0449 Ec. (2.4.12)	105.5	100.0
0.06 (supuesto)	107.0	75.0
0.08 "	109.0	55.0
0.10 "	111.0	26.0
0.12 "	114.0	- 2.0

Tabla 5.3.4.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre el gasto de gas (ejemplo 1). Las unidades son iguales a la tabla anterior.

Como se observa, la variación máxima del gasto calculado en la tabla 5.3.1 se aproxima a los 0.3 MM pie³ a C.S./día, para diferentes coeficientes Joule - Thompson. En cambio, la variación máxima del gasto en la tabla 5.3.4 se aproxima a los 9 MM pie³ a C.S./día, también para el rango de variación del mismo coeficiente. Se obtiene una mayor sensibilidad al utilizar el segundo procedimiento (tabla 5.3.4).

Los resultados del segundo procedimiento indican que la influencia del coeficiente Joule - Thompson (efecto de la temperatura) sobre el gasto calculado, es más significativa a gastos grandes (ver Fig. 5.3.1).

Los perfiles de temperatura para este caso, comienzan a ser sig

nificativamente diferentes a gastos aproximadamente superiores a los 60 MM pie³ a C.S./día (ver Fig. 5.3.2); o sea cuando se suponen diferentes valores del coeficiente Joule - Thompson.

Otra observación es que a gastos muy grandes, la presión final del gas aumenta ligeramente, conforme hay mayores abatimientos de la temperatura, al suponer coeficientes Joule - Thompson mayores (ver tabla 5.3.3), en una tubería con diámetro relativamente pequeño. Este aumento ligero se atribuye a la disminución del factor de compresibilidad y la temperatura, en la Ec. (4.2.27).

Los gastos de gas calculados aumentan al aumentar las caídas de temperatura, como se observa en las tablas 5.3.1 y 5.3.4. Las variaciones del gasto (tabla 5.3.4) pueden ser importantes en un diseño, al suponer un coeficiente Joule - Thompson que no se aproxime lo suficiente al valor real. Aumenta la capacidad de transporte de la tubería al tener menor temperatura el gas.

Como se observa en la Fig. 5.3.1, si se desea tener mayor abatimiento de la presión, los gastos obtenidos para cada curva (con diferentes valores de coeficiente Joule - Thompson) son significativamente diferentes, la cual afecta el diseño.

Efecto sobre el diámetro.

El diseño consiste en obtener el diámetro para un gasto y abatimiento de presión total determinados. En el programa "diámetro" se ajusta el perfil de temperatura y el diámetro en forma simultánea, por lo cual, para obtener mayor precisión del efecto de la temperatura sobre el diámetro calculado, se efectúa el diseño para cada tramo de tubería, luego se calcula el diámetro promedio.

Los datos utilizados, son los mismos del ejemplo 1. Se observó que el diámetro calculado, era igual al suponer diferentes valores del coeficiente Joule - Thompson, cuando se consideró un solo tramo (longitud total de la tubería). Pero cuando se calculó al considerar ocho tramos, se notó una ligera variación en el diámetro, al suponer diferentes valores de dicho coeficiente.

Los resultados obtenidos del programa "diámetro" para diferentes valores del coeficiente mencionado, se presentan en la tabla 5.5.5. Se desea una presión final de 956 lb/pg² abs.

corrida	η ($^{\circ}\text{F pg}^2/\text{lb}$)	diámetro promedio (pg)	temp. final ($^{\circ}\text{F}$)
1	0.0351 Ec.(2.4.12)	11.242	128.0
2	0.04 (supuesto)	11.236	123.0
3	0.08 "	11.210	95.1
4	0.12 "	11.184	65.8

Tabla 5.3.5.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre el diámetro de la tubería (ejemplo 1).

El diámetro calculado, tomando un solo tramo, es de 11.256 pg y la temperatura final de 147.4 °F, para diferentes valores del coeficiente mencionado.

En forma similar al procedimiento establecido para calcular el gasto de gas, se desarrolló el segundo procedimiento para determinar el diámetro de la tubería. Las presiones, temperaturas y otros parámetros finales, calculados para diferentes diámetros supuestos, se muestran en las tablas 5.3.6 y 5.3.7.

d supuesto	P ₂	T ₂	h	f	Z
9.25	197.9	14.8	0.0625	0.01160	0.931
9.50	471.5	56.2	0.0542	0.01159	0.911
10.0	726.9	89.5	0.0479	0.01148	0.898
12.0	1087.3	128.3	0.0415	0.01110	0.890
15.0	1216.3	140.0	0.0396	0.01066	0.889
20.0	1259.7	144.3	0.0390	0.01013	0.889
30.0	1270.7	146.5	0.0387	0.00945	0.890
40.0	1272.0	147.4	0.0386	0.00901	0.891
50.0	1272.0	148.0	0.0385	0.00868	0.891

Tabla 5.3.6.- Variación de la presión, la temperatura, el coeficiente Joule - Thompson (Ec. (2.4.12)) y el factor de compresibilidad finales para diferentes diámetros de tubería (datos del ejemplo 1). Las unidades son iguales a las tablas anteriores.

	$h = 0.06$			$h = 0.08$		
d	P_2	T_2	Z	P_2	T_2	Z
9.25	315.9	3.0	0.905	416.6	- 27.8	0.857
9.50	520.4	33.8	0.889	569.9	4.0	0.853
10.00	746.0	67.9	0.881	765.4	43.8	0.857
12.0	1088.5	117.4	0.882	1089.5	106.7	0.873
15.0	1215.9	134.6	0.885	1215.4	129.4	0.881
20.0	1259.2	141.2	0.887	1258.8	138.2	0.885
30.0	1270.4	144.6	0.889	1270.1	142.8	0.887
40.0	1271.8	146.0	0.890	1271.6	144.6	0.889
	$h = 0.10$					
9.25	494.9	-54.6	0.795			
9.50	641.1	-23.0	0.807			
10.0	783.8	21.1	0.828			
12.0	1090.5	96.0	0.864			
15.0	1214.9	124.2	0.877			
20.0	1258.4	135.2	0.882			
30.0	1269.9	140.9	0.886			
40.0	1271.4	143.3	0.888			

Tabla 5.3.7.- Variación de la presión, temperatura y factor de compresibilidad finales para diferentes diámetros de tubería y varios coeficientes Joule - Thompson supuestos (datos del ejemplo 1). Las unidades son las mismas a las tablas anteriores.

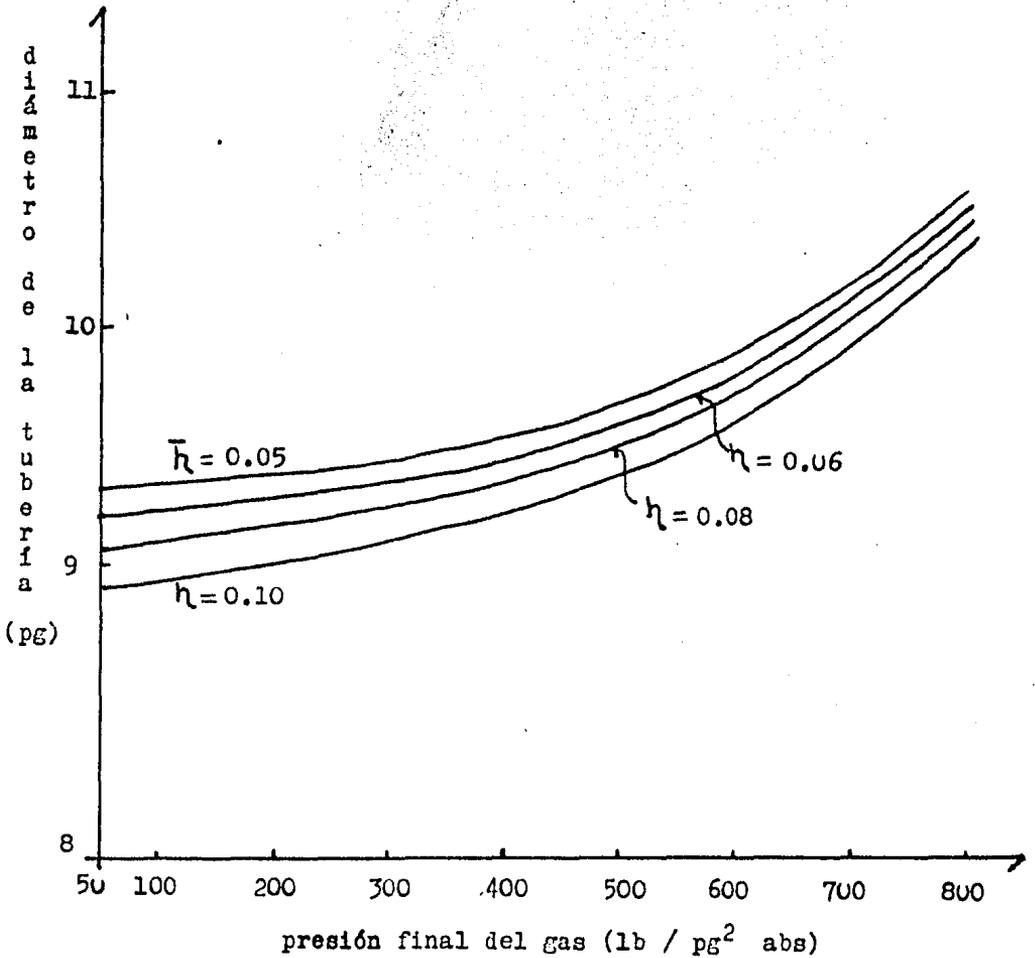


Fig. 5.3.3.- Relación de la presión final del gas con el diámetro de la tubería para diferentes coeficientes Joule - Thompson. Unicamente los tres primeros valores de las tablas 5.3.6 y 5.3.7 (datos del ejemplo 1).

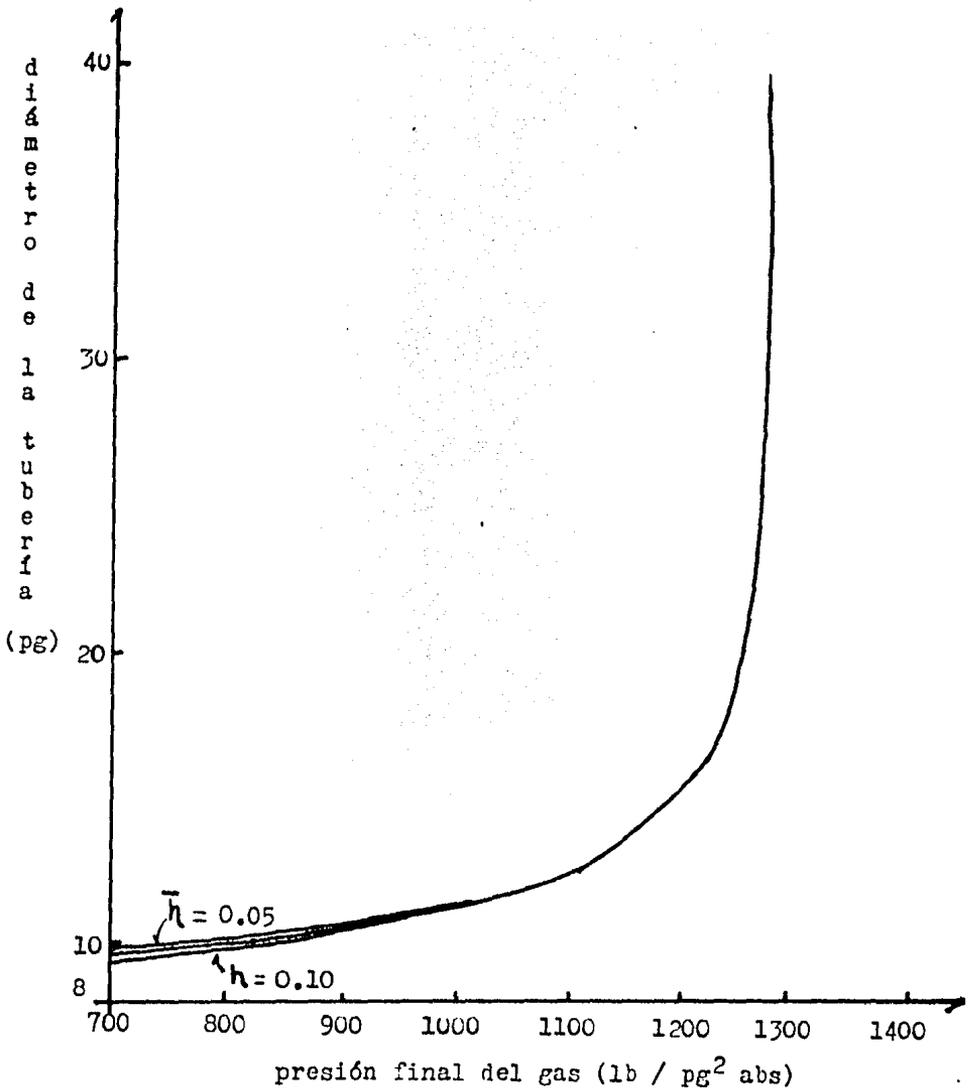


Fig. 5.3.4.- Relación de la presión final del gas con el diámetro de la tubería para diferentes coeficientes Joule - Thompson. Valores restantes de las tablas 5.3.6 y 5.3.7 (datos del ejemplo 1).

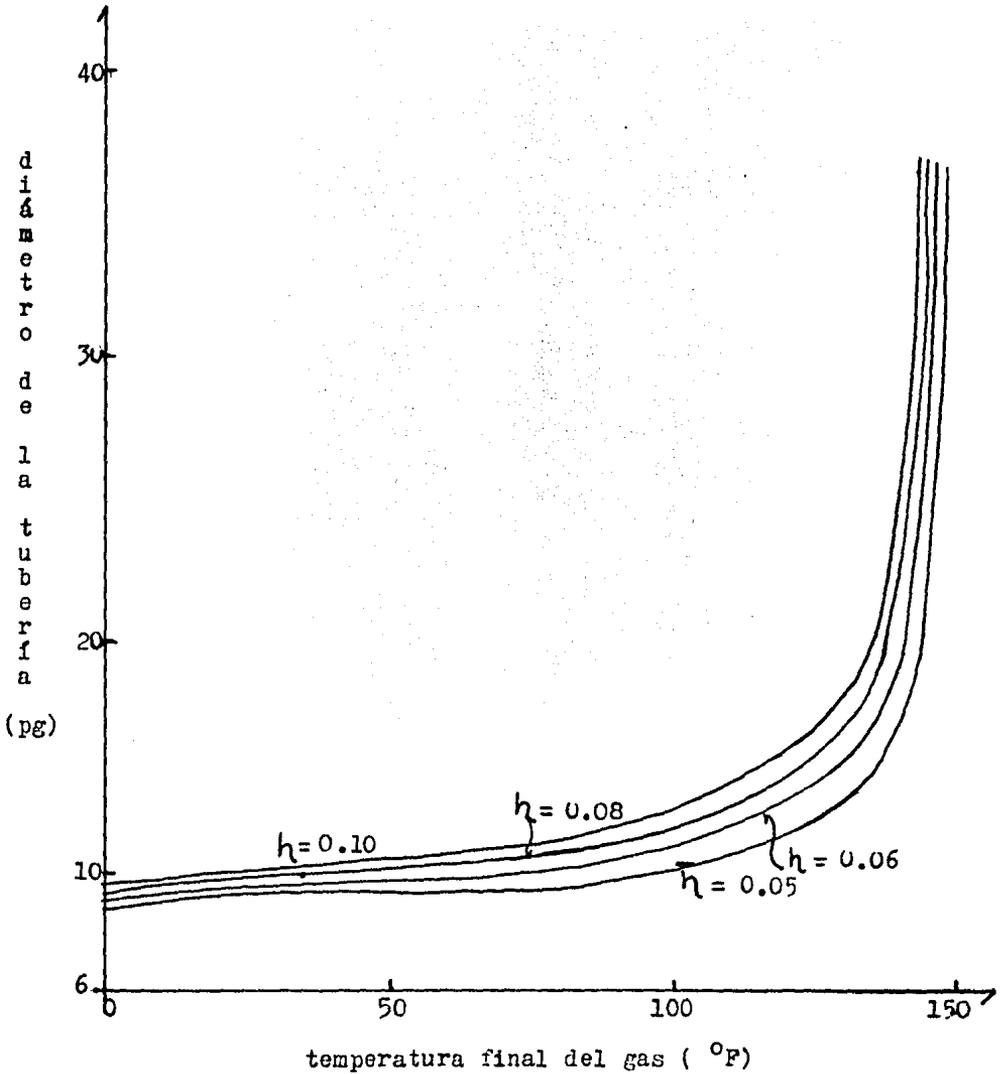


Fig. 5.3.5.- Relación de la temperatura final del gas con el diámetro de la tubería para diferentes coeficientes - Joule - Thompson (datos del ejemplo 1).

Las figuras 5.3.3 y 5.3.4 muestran la relación de la presión final del gas (calculada) con el diámetro (supuesto) de la tubería, para diferentes coeficientes Joule - Thompson. La Fig. 5.3.5 muestra la variación de la temperatura final del gas (calculada) con el diámetro de la tubería para diferentes valores de mismo coeficiente.

Si para el ejemplo tratado se requiriera una presión final de 50 lb/pg² abs, se obtendrían los resultados de la tabla 5.3.8.

η	d	T ₂
Ec. (2.4.12)	9.24	30.0
0.06	9.18	5.0
0.08	9.04	- 9.0
0.10	8.92	-23.0

Tabla 5.3.8.- Efecto del coeficiente Joule - Thompson sobre el diámetro de la tubería, para una presión final de 50 lb/pg² abs (datos del ejemplo 1). Las unidades son las mismas de las tablas anteriores.

Se observa que el coeficiente Joule - Thompson tiene mayor influencia sobre el diámetro obtenido cuando se desean presiones finales del gas pequeñas (fig. 5.3.3). Pero esta influencia provoca variaciones en el diámetro hasta de 2 ó 3 décimas de pulga

da (tabla 5.3.8), lo cual no es muy significativo prácticamente.

El diámetro requerido de la tubería disminuye al haber mayores abatimientos de la temperatura, esto se debe a la disminución - del abatimiento de presión, lo cual permite poder utilizar un - diámetro menor (tablas 5.3.6 y 5.3.7).

CAP. VI.- IMPORTANCIA DEL CALCULO DE LA
TEMPERATURA.

La temperatura, junto con la presión y la composición, son los parámetros que determinan todas las propiedades de los hidrocarburos; para el gas estas propiedades son principalmente: la densidad, el factor de compresibilidad, factor de volumen, viscosidad, coeficiente Joule - Thompson, calor específico, etc. También cambios en su energía interna, entalpía, entropía y otros. Estas propiedades son utilizadas en el diseño de tuberías de descarga, gasoductos, plantas de procesamiento, separadores, etc.

Cuando se conoce el perfil de temperatura y presión en una tubería y se tiene el diagrama de fases del gas producido, se puede anticipar la existencia de condensación de los componentes intermedios del gas en un punto determinado. Esta condensación, originada al llegar al punto de rocío, puede provocar deposición de asfaltenos; éstos pueden acumularse y reducir el área de flujo hasta obstruirla totalmente.

Otro problema que se puede evitar, por medio de la determinación del perfil de temperatura, es la formación de hidratos.

Los hidratos son sólidos formados por la combinación física de moléculas de agua y ciertas moléculas de hidrocarburos contenidas en el gas. Son sólidos como el hielo, pero poseen características diferentes. Todos los hidratos cristalizan en una es--

estructura cúbica o una combinación de estructuras cúbicas, en las cuales las moléculas de gas son atrapadas en su interior. El metano y el etano ocupan los huecos pequeños, mientras que el propano y butano ocupan los huecos mas grandes, formando hidratos inestables

Los hidratos tienden a formar una frontera de gas y agua con la mayoría de las moléculas que llegan disueltas en el agua. El ácido sulfúrico y el bióxido de carbono aceleran la formación de hidratos a altas temperaturas, ya que son más solubles en agua que la mayoría de los hidrocarburos.

Los hidratos se forman en estrangulamientos de la tubería, como son: válvulas, medidores de orificio, estranguladores, irregularidades de la tubería, etc.. Estos estrangulamientos originan una gran caída de presión y, por consiguiente, un enfriamiento del gas, lo cual provoca la formación de hidratos.

La forma de la curva de formación de hidratos se presenta en la Fig. D (Apéndice D). En ella se distingue la zona en la que ocurre la formación de hidratos, para un hidrocarburo puro o una mezcla dada de hidrocarburos.

Una forma de inhibir la formación de hidratos consiste en, introducir en la mezcla algunos alcoholes, como el metanol, glicol y otros, que evitan la cristalización del agua; por tener un punto de congelación mas bajo. También se puede calentar el gas.

En algunos pozos productores de gas seco el uso de estranguladores en la cabeza del pozo, para controlar el flujo de gas, provocaría fuertes abatimientos de presión y temperatura, formándose hidratos. En lugar de colocar el estrangulador en la cabeza del pozo, se sitúa en el fondo, evitando que el enfriamiento por la estrangulación del gas, forme hidratos. Se aprovecha así la temperatura del fondo del pozo para regular el enfriamiento.

Las temperaturas del gas deben ser controladas, especialmente en lugares donde la temperatura ambiente cambia considerablemente.

Cuando es necesario comprimir el gas para transportarlo, es conveniente tomar en cuenta que el grado de congelamiento del gas y la energía requerida por el compresor, en cada estación, depende de la temperatura del gas que llega a la estación.

El incremento del diámetro y de la presión de operación de un gasoducto complica significativamente su construcción y operación. Por ejemplo, al incrementarse el diámetro de la tubería de 48 pg a 56 pg y la presión de operación de 800 lb / pg² a 1100 lb / pg², el gasto de gas casi se duplica. Bajo estas condiciones, el trabajo de operación de las estaciones de compresión se incrementa y, en consecuencia, la cantidad de calor transferido por la compresión del gas aumenta. Al mismo tiempo, la transferencia de este calor adicional hacia el suelo (tubería enterra-

da) no puede garantizarse, aunque esta transferencia se incrementa en forma directamente proporcional al diámetro de la tubería.

Por esta razón el 75% del calor liberado durante la compresión del gas, se transfiere a el gas. Como resultado, la temperatura se incrementa continuamente a lo largo de la tubería, reduciendo su capacidad y degradando los índices de energía de las estaciones de compresión. De acuerdo con esto, se necesita enfriar el gas, para asegurar la estabilidad longitudinal de la línea e incrementar su capacidad de transporte. Para asegurar la estabilidad de la tubería y compensar parcialmente la absorción de calor, se pueden utilizar enfriadores al comprimir el gas en la estación de compresión.

Cuando la temperatura del gas transportado se reduce y simultáneamente se incrementa la presión de operación, las principales características del sistema (capacidad y trabajo de operación de las estaciones de compresión) son afectadas sustancialmente por las propiedades reales del gas⁴.

Para realizar una predicción confiable del comportamiento térmico de una tubería de gas con alta presión de operación y enfriamiento de gas, se necesita la correcta estimación de la resistencia a los esfuerzos y al enfriamiento de la tubería y las estructuras utilizadas en la construcción del gasoducto. También

se requiere de la correcta determinación de las características de operación de la línea, debido a el sustancial efecto de la temperatura, sobre los índices de energía de las estaciones de compresión e instalaciones de refrigeración.

CAP. VII.- CONCLUSIONES

1.- La determinación del perfil de temperatura, en un gasoducto, permite:

- a).- Conocer, conjuntamente con el perfil de la presión, las variaciones de las propiedades del fluido transportado.
- b).- Determinar cuando un gas sufre condensación de sus componentes. En otras palabras, identificar la fase o fases del fluido transportado.
- c).- Hacer un diseño que evite problemas: de condensación del gas en lugares no apropiados; de formación de hidratos (determinando la temperatura de formación de hidratos); de baja capacidad de transportación (por alta temperatura del gas transportado entre estaciones de compresión).

2.- En la determinación del perfil de temperatura en un gasoducto, se involucran varios parámetros, como son: la temperatura inicial del gas y la del medio ambiente que rodea la tubería; el coeficiente de transferencia de calor; el coeficiente Joule-Thompson y otros. Estos parámetros se deben determinar con la mayor aproximación, para asegurar resultados satisfactorios.

3.- El empleo de valores del coeficiente Joule - Thompson, que difieran bastante con respecto a su valor real, conduce a la determinación de perfiles de temperatura erróneos. Esto puede ge-

nerar un diseño inapropiado. Lo mencionado anteriormente, también se aplica para el coeficiente de transferencia de calor. Estos dos coeficientes son los que mayor efecto tienen sobre el perfil de temperatura calculado.

4.- El valor del coeficiente de transferencia de calor, calculado al considerar flujo de calor radial o lineal, resulta prácticamente igual, por lo que tampoco afecta en forma significativa a los perfiles de temperatura.

5.- El diámetro de la tubería calculado no se afecta sustancialmente por los cambios de la temperatura para diferentes coeficientes Joule - Thompson. El gasto de gas, se afecta en forma apreciable por los cambios del perfil de temperatura, sobre todo cuando se tiene gastos grandes a bajas presiones (Fig. 5.3. 1).

6.- Algunas de las consideraciones básicas, para hacer diseños en esta especialidad de la ingeniería petrolera son: a) Definir los objetivos, lo que se desea obtener; b) Las determinaciones realizadas deben ser lo más precisas posibles; c) Las ecuaciones y correlaciones utilizadas se deben ajustar a la situación real; d) Comprobar que el procedimiento de cálculo seleccionado ha proporcionado resultados satisfactorios, al aplicarlo a casos reales similares al que interesa resolver; e) Tomar en cuenta los recursos disponibles para efectuar el diseño, como tuberías, compresoras, enfriadores, etc.

7.- Las ecuaciones que se presentan en este trabajo, para calcular el perfil de la temperatura, no son las únicas disponibles, por lo tanto es posible encontrar otras mas apropiadas para la solución de un caso específico.

8.- El uso de computadoras programables es conveniente para aplicar el procedimiento de diseño expuesto, ya que es necesario usar ecuaciones largas y realizar cálculos iterativos.

9.- Para formular un programa de cómputo, es necesario establecer en forma analítica las relaciones establecidas experimentalmente entre algunos parámetros. El procedimiento de ajuste de una familia de curvas, presentado en el apéndice A, permite establecer en forma apropiada las relaciones mencionadas entre dichos parámetros.

NOMENCLATURA

Todas las ecuaciones, a menos que se especifique lo contrario, están en unidades consistentes.

- A área transversal de flujo de gas en la tubería o flujo de calor.
- a relación definida por la Ec. (2.2.5)'; coeficiente de difusividad térmica en Ec. (2.6.1).
- B relación definida por la Ec. (2.4.6).
- B_g factor de volumen del gas.
- C calor específico del gas o constante.
- C_v calor específico del gas a volumen constante.
- C_p calor específico del gas a presión constante.
- D diámetro exterior de la tubería.
- D_T diámetro total exterior de la tubería, incluyendo el aislante.
- d diámetro interior de la tubería.
- d_H radio hidráulico.
- E energía interna del sistema.
- e espesor de la pared o capa.
- f factor de fricción.
- g aceleración gravitacional.
- g_c factor de conversión de la 2a. ley de Newton.
- H entalpía.
- h coeficiente de transferencia de calor de la película interna de fluido.
- h_o coeficiente de transferencia de calor de la película exterior de fluido.

k relación definida por la Ec. (4.2.21).

K relación de calores específicos.

K_{air} conductividad térmica del aire.

K_{ais} conductividad térmica del aislante.

K_{an} conductividad térmica del espacio anular.

K_e conductividad térmica del suelo o formación.

K_f conductividad térmica del fluido.

K_s conductividad térmica del acero.

L longitud de la tubería.

M peso molecular del fluido.

m gasto másico.

NRe número de Reynolds del fluido (adimensional).

Nu número de Nusselt del fluido (adimensional).

n número de capas aislantes.

Pr número de Prandtl del fluido (adimensional).

p presión del fluido.

p_o presión de vacío.

p_{pc} presión pseudocrítica del gas.

p_{pr} presión pseudoreducida del gas.

p_s presión de separación o de entrada a planta de tratamiento.

p_y presión del yacimiento.

Q flujo de calor.

q gasto de gas.

R constante del gas (no es la universal).

R_{ais} resistencia térmica del aislante.

R_t resistencia térmica del acero de la tubería.

R_i resistencia térmica de la película interior de fluido.

π Pi 3.1416
e rugosidad de la tubería.
h coeficiente Joule - Thompson del gas.

Subíndices:

a del ambiente.
air del aire.
ais del aislante.
an del espacio anular.
c de la tubería de revestimiento (casing).
e de la formación o suelo (earth).
f del fluido.
i interno o interior.
m específico (por unidad de masa).
o externo o exterior (outlet).
pc condición pseudocrítica.
pr condición pseudoreducida.
s del acero.
t de la tubería de producción (tubing).
w de la pared (wall).
1 condiciones iniciales.
2 condiciones finales.

R_o resistencia térmica de la película exterior de fluido.
 R_T resistencia térmica.
 r radio de la tubería.
 S factor geométrico definido en la Ec. (2.6.17).
 T temperatura del fluido.
 T_a temperatura del medio que rodea la tubería.
 T_{pc} temperatura pseudocrítica del gas.
 T_{pr} temperatura pseudoreducida del gas.
 T_s temperatura de separación o de entrada a la planta de tratamiento.
 T_y temperatura de yacimiento.
 t tiempo.
 U coeficiente de transferencia de calor total.
 V volumen.
 v velocidad.
 W trabajo.
 x distancia.
 y relación definida por la Ec. (4.2.20).
 Z factor de compresibilidad del gas.
 z altura.

Simbolos:

γ_g densidad relativa del gas.
 ρ_g densidad del gas.
 μ_g viscosidad del gas.
 Θ angulo de inclinación de la tubería.

REFERENCIAS.

- 1.- Coulter, C. M. et al: "Revised Equation Improves Flowing Gas Temperature Prediction". Oil and Gas Journal, Feb. 26, 1979.
- 2.- Zanker, A. : "Nomographs Speed Calculation of Flowing Gas Temperature". Pipe line Industry, Noviembre 1980.
- 3.- Chierici, G. L., et al: "Pressure, Temperature Profiles are Calculated for Gas Flow". Oil and Gas Journal, Enero 7. 1980.
- 4.- Goldsberg V., et al: "Real Properties of Natural Gas Provide Base for Thermal Hidraulic Analisis of Gas Pipelines". Oil and Gas Journal. Julio 9, 1984.
- 5.- Campbell; "Gas Conditioning and Procesing". tomo I, 5^a edición. Campbell Petroleum Series.
- 6.- Heffjord, H. J., et al: "Method Offered for Overal Temperature Calculations in Production Wells". Oil and Gas Journal. Junio 14, 1982.
- 7.- Romero Juárez, A. : "A Simplified Method for Calculating temperature Changes in Deep Wells". Journal of Petroleum Technology. Junio 1979.

- 8.- Kloepfer, J. G., et al: "Heat loss Through Insulated Steam Lines". Oil and Gas Journal. Febrero 22, 1982.
- 9.- Hein M. : "Here are Methods for Sizing Offshore Pipelines". Oil and Gas Journal. Mayo 2, 1983.
- 10.- Gregory G. A., et al: "Calculation of Pressure and Temperature Profiles in Multiphase Pipelines and Simple Pipeline Networks". The Journal of Canadian Petroleum. Technology. Enero - Marzo de 1973. Montreal.
- 11.- Gregory G. A., et al: "Computer Design of Densephase Pipelines". Journal of Petroleum Technology. Enero, 1979.
- 12.- Dominguez R. : "Ingeniería de Refinerías". Escuela Nal. de Ingenieros. UNAM. 1958. México.
- 13.- Sears F. W. and Zemansky M. W. : "Física General". Ed. Augular. New York.
- 14.- Garaicochea, F. : "Apuntes de Transporte de Hidrocarburos". Fac. Ingeniería UNAM. Noviembre de 1983.
- 15.- Lawton L. Laurence; "Curves give Temperature Drop for Expanding Gases". World Oil, Enero 1984.
- 16.- Berlanga Juan M.: "Computación Aplicada a la Ingeniería Petrolera". Fac. Ingeniería, UNAM. 1981.

APENDICE A.- AJUSTE DE UNA FAMILIA DE CURVAS.

El ajuste de una familia de curvas es un problema típico del trabajo en ingeniería. Frecuentemente se presentan gráficas como resultado de correlación de datos obtenidos experimentalmente, a las que conviene ajustar una expresión analítica.

Actualmente el uso de computadoras, para resolver casi cualquier tipo de problemas, se extiende con gran rapidez; por lo que se requieren soluciones analíticas para usar en forma práctica la computadora. Aunque existen computadoras que leen soluciones gráficas o tablas, el procedimiento es más elaborado y requiere más tiempo, por lo cual es menos práctico. Además, actualmente no es fácil disponer de una computadora con lectora de gráficas o tablas. El objetivo principal de este apéndice es presentar una forma sencilla de obtener la solución analítica y no solo -- gráfica de una familia de curvas.

El procedimiento para el ajuste de una familia de curvas, que a continuación se describe, está basado fundamentalmente en el apéndice B de los apuntes de la materia Computación Aplicada a la Ingeniería Petrolera.¹⁶

Procedimiento:

- 1.- Sea una función Y que es determinada por dos variables, X , Z , o sea:

$$Y = Y(X, Z)$$

En las figuras A1, A2 y A3, se presentan tres ejemplos de representación gráfica de una función de este tipo. Cabe aclarar que las variables X, Y, Z, pueden ser a su vez funciones logarítmicas, exponenciales, trigonométricas, etc. Por ejemplo:

$X = \text{Log } X'$ En donde la comilla representa una subvariable.

$$Y = \text{Sen } Y'$$

$$Z = \text{EXP } (-Z')$$

2.- Leer los valores de X vs Y para curva 1, o sea:

$$Z = Z1$$

3.- Por medio de mínimos cuadrados hacer un ajuste de todos los pares de datos (X, Y) para obtener una ecuación de forma polinomial:

$$Y = a_{1,0} + a_{1,1} X + a_{1,2} X^2 + \dots + a_{1,n} \quad \text{para } Z = Z1$$

donde los coeficientes $a_{1,0}$, $a_{1,1}$ $a_{1,n}$ de la función polinomial se obtienen del ajuste por mínimos cuadrados.

Actualmente es relativamente fácil conseguir un programa de ajuste polinomial de puntos por mínimos cuadrados. El ajuste sin com

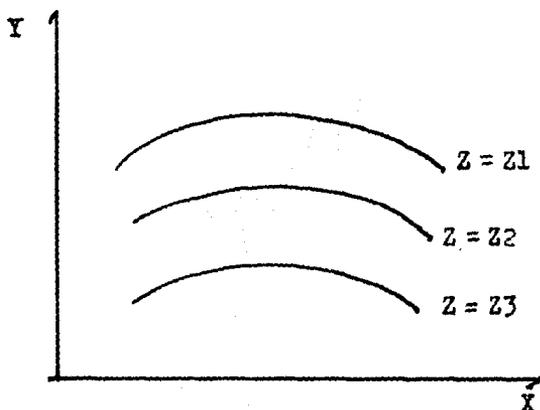


Fig. A1.- Ejemplo de una familia de curvas.

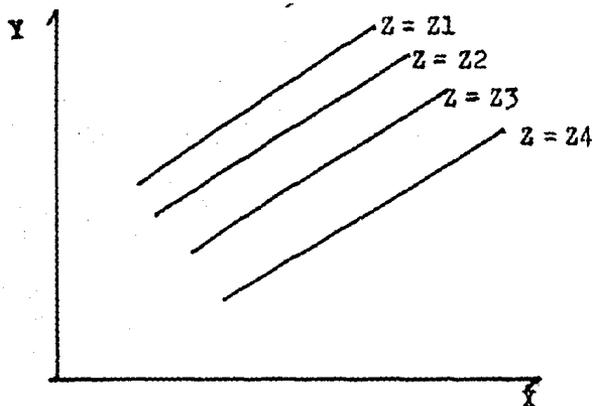


Fig. A2.- Ejemplo de una familia de curvas.

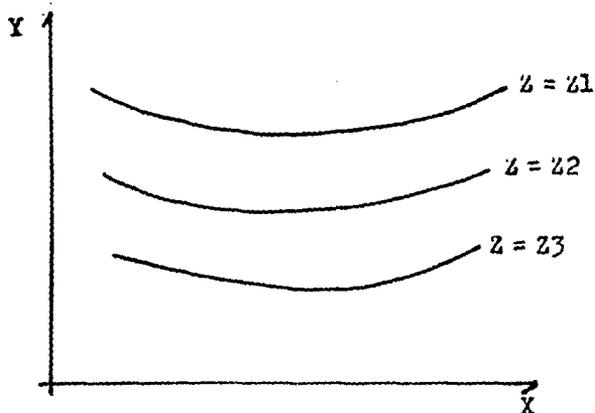


Fig. A3.- Ejemplo de una familia de curvas.

putadora es tardado y tedioso, debido a que se requiere de resolver un sistema de ecuaciones lineales. Mientras mayor sea el grado del polinomio elegido mayor será la cantidad de ecuaciones del sistema a resolver.

4.- Ajustar un polinomio, por mínimos cuadrados, a las demás curvas y obtener sus respectivos coeficientes, esto es:

$$\text{Para } Z = Z_2 \quad \begin{array}{cccc} a & a & a & \dots a \\ 2,0 & 2,1 & 2,2 & \dots 2,n \end{array}$$

$$\text{Para } Z = Z_3 \quad \begin{array}{cccc} a & a & a & \dots a \\ 3,0 & 3,1 & 3,2 & \dots 3,n \end{array}$$

$$\begin{array}{ccccc} \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \end{array}$$

$$\text{Para } Z = Z_p \quad \begin{array}{cccc} a & a & a & \dots a \\ p,0 & p,1 & p,2 & \dots p,n \end{array}$$

Donde p es el número de curvas y n el grado del polinomio.

El valor de "n" puede variar para cada curva, a fin de obtener una mejor aproximación en los resultados de la ecuación ajustada. Cuando el ajuste con una ecuación de menor grado es satisfactorio, los coeficientes de los términos de mayor grado se consideraran como cero, o sea:

$$Y = a_0 + a_1 X + a_2 X^2 = a_0 + a_1 X + a_2 X^2 + a_3 X^3 + a_4 X^4$$

Donde: $a_3 = a_4 = 0$

5.- El conjunto de polinomios así obtenido, se puede reducir a uno del tipo:

$$Y = b_0 + b_1 X + b_2 X^2 + \dots + b_n X^n$$

Esta es la solución final al problema de ajuste de una familia de curvas, donde los coeficientes b_0 , b_1 ... etc., dependerán de la variable Z , en la forma siguiente:

$$b_0 = C_{0,0} + C_{0,1} Z + C_{0,2} Z^2 + \dots$$

$$b_1 = C_{1,0} + C_{1,1} Z + C_{1,2} Z^2 + \dots$$

⋮
⋮
⋮

$$b_n = C_{n,0} + C_{n,1} Z + C_{n,2} Z^2 + \dots$$

Los coeficientes $C_{0,0}$, $C_{0,1}$, $C_{0,2}$ se obtendrán de un ajuste polinomial por mínimos cuadrados, a partir de los datos $(Z_1, a_{1,0})$, $(Z_2, a_{2,0})$, $(Z_3, a_{3,0})$. . . $(Z_p, a_{p,0})$ y así determinar b_0 . Los otros coeficientes se obtienen de la forma siguiente:

Para b_1 : Se determinan $C_{1,0}$, $C_{1,1}$, $C_{1,2}$. . . a partir de

$$(Z_1, a_{1,1}), (Z_2, a_{2,1}) \dots (Z_p, a_{p,1})$$

Para b_2 : Se determina $C_{2,0}$, $C_{2,1}$, $C_{2,2}$. . . a partir de

$$(Z_1, a_{1,2}), (Z_2, a_{2,2}) \dots (Z_p, a_{p,2})$$

Para b_n : Se determinan $C_{n,0}$, $C_{n,1}$, $C_{n,2}$. . . a partir de

$$(Z_1, a_{1,n}), (Z_2, a_{2,n}) \dots (Z_p, a_{p,n})$$

En otras palabras, se ajustan todos los coeficientes de términos semejantes (términos con la misma potencia), con los valores de Z de cada una de las curvas, para obtener los coeficientes C 's y desarrollar los coeficientes b 's, que proporcionan la solución analítica final.

Ejemplo de aplicación.

Ajuste del calor específico del gas natural con densidad relativa entre 0.6 y 0.75. La familia de curvas se obtiene de la referencia 5, y es similar a la mostrada en la Fig. A3.

Se utiliza un programa de mínimos cuadrados cargado en una computadora de bolsillo TI - 59 . El programa tiene la facilidad de permitir escoger el tipo de relación, ya sea:

- a) X vs Y
- b) Log X vs Log Y
- c) X vs log Y
- d) Log X vs Y

También se selecciona el grado del polinomio, máximo grado cuatro. Se observó generalmente que a mayor grado de polinomio había mayor aproximación.

Para este caso, se hizo un ajuste a un polinomio de tercer grado en todas las curvas. Las unidades usadas son:

Cp.- Calor específico del gas en BTU/lb_m °F.

p.- Presión en lb/pg² abs.

T.- Temperatura en °F.

Se hace Cp = Y, T = X, p = Z.

Los coeficientes de la curva 1 (pasos 2 y 3), resultaron:

Ajuste de curva 1, Z1 = 2900 lb/pg² abs.

DATOS		COEFICIENTES
X	Y	
32	1.028	a _{1,0} = 1.13746
77	0.896	a _{1,1} = -0.003977
167	0.789	a _{1,2} = 1.37836 x 10 ⁻⁵
257	0.736	a _{1,3} = -1.67 x 10 ⁻⁸
347	0.719	

$$Cp = 1.13746 - 0.003977 T + 1.37836 \times 10^{-5} T^2 - 1.67 \times 10^{-8} T^3$$

para la curva 2, $Z_2 = 1450 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

DATOS		COEFICIENTES
X	Y	
32	0.896	$a_{2,0} = 1.01167$
77	0.789	$a_{2,1} = -3.9888 \times 10^{-3}$
167	0.669	$a_{2,2} = 1.4648 \times 10^{-5}$
257	0.667	$a_{2,3} = -1.71 \times 10^{-8}$
347	0.676	

$$C_p = 1.01167 - 3.9888 \times 10^{-3} T + 1.4648 \times 10^{-5} T^2 - 1.71 \times 10^{-8} T^3$$

Para la curva 3, $Z_3 = 1015 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

DATOS		COEFICIENTES
X	Y	
32	0.760	$a_{3,0} = 0.83311$
77	0.688	$a_{3,1} = -2.5909 \times 10^{-3}$
167	0.626	$a_{3,2} = 1.0036 \times 10^{-5}$
257	0.633	$a_{3,3} = -1.16 \times 10^{-8}$
347	0.657	

$$C_p = 0.83311 - 2.5909 \times 10^{-3} T + 1.0036 \times 10^{-5} T^2 - 1.16 \times 10^{-8} T^3$$

Para la curva 4, $Z_4 = 725 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

DATOS		COEFICIENTES
X	Y	
32	0.681	$a_{4,0} = 0.73278$
77	0.621	$a_{4,1} = -1.936 \times 10^{-3}$
167	0.593	$a_{4,2} = 7.8579 \times 10^{-6}$
257	0.602	$a_{4,3} = -8.8 \times 10^{-9}$
347	0.641	

$$C_p = 0.73278 - 1.936 \times 10^{-3} T + 7.8579 \times 10^{-6} T^2 - 8.8 \times 10^{-9} T^3$$

Para la curva 5, $Z_5 = 435 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

DATOS		COEFICIENTES
X	Y	
32	0.598	$a_{5,0} = 0.61512$
77	0.593	$a_{5,1} = -4.8648 \times 10^{-4}$
167	0.569	$a_{5,2} = 1.4413 \times 10^{-6}$
257	0.595	$a_{5,3} = 3.0 \times 10^{-10}$
347	0.633	

$$C_p = 0.61512 - 4.8648 \times 10^{-4} T + 1.4413 \times 10^{-6} T^2 + 3 \times 10^{-10} T^3$$

Para la curva 6, $Z_6 = 14.5 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

DATOS		COEFICIENTES
X	Y	
32	0.454	$a_{6,0} = 0.42742$
77	0.488	$a_{6,1} = 9.21821 \times 10^{-4}$
167	0.533	$a_{6,2} = -2.2902 \times 10^{-6}$
257	0.576	$a_{6,3} = 3.7 \times 10^{-9}$
347	0.624	

$$C_p = 0.42742 + 9.21821 \times 10^{-4} T - 2.2902 \times 10^{-6} T^2 + 3.7 \times 10^{-9} T^3$$

Ahora se ajustan los coeficientes a's de términos semejantes y las variables Z (presiones), con lo cual se obtienen los coeficientes C's para obtener su respectiva ecuación de "b".

Ajuste para b_0 :

DATOS		COEFICIENTES
Z	$a_{1,0}$	
2900	1.13746	$C_{0,0} = 0.42480$
1450	1.01167	$C_{0,1} = 4.038 \times 10^{-4}$
1015	0.83311	$C_{0,2} = 4.91 \times 10^{-8}$
725	0.73278	$C_{0,3} = -3.57 \times 10^{-11}$
435	0.61512	
14.5	0.42742	

$$b_0 = 0.4248 + 4.038 \times 10^{-4} p + 4.91 \times 10^{-8} p^2 - 3.57 \times 10^{-11} p^3$$

Ajuste para b_1 :

DATOS		COEFICIENTES
Z	$a_{1,1}$	
2900	-3.9773×10^{-3}	$C_{1,0} = 1.00159 \times 10^{-3}$
1450	-3.98879×10^{-3}	$C_{1,1} = -3.6787 \times 10^{-6}$
1015	-2.5909×10^{-3}	$C_{1,2} = -3 \times 10^{-10}$
725	-1.93601×10^{-3}	$C_{1,3} = 3.4893 \times 10^{-13}$
435	-4.8648×10^{-4}	
14.5	9.21821×10^{-4}	

$$b_1 = 1.00159 \times 10^{-3} - 3.6787 \times 10^{-6} p - 3 \times 10^{-10} p^2 + 3.4893 \times 10^{-13} p^3$$

Ajuste para b_2 :

DATOS		COEFICIENTES
Z	$a_{1,2}$	
2900	1.37836×10^{-5}	$C_{2,0} = -2.7674 \times 10^{-6}$
1450	1.4648×10^{-5}	$C_{2,1} = 1.18 \times 10^{-8}$
1015	1.0036×10^{-5}	$C_{2,2} = 2.55659 \times 10^{-12}$
725	7.8579×10^{-6}	$C_{2,3} = -1.60994 \times 10^{-15}$
435	1.4413×10^{-6}	
14.5	-2.2902×10^{-6}	

$$b_2 = -2.7674 + 1.18 \times 10^{-8} p + 2.55659 \times 10^{-12} p^2 - 1.60994 \times 10^{-15} p^3$$
Ajuste para b_3 :

DATOS		COEFICIENTES
Z	$a_{1,3}$	
2900	-1.67×10^{-8}	$C_{3,0} = 4.5 \times 10^{-9}$
1450	-1.71×10^{-8}	$C_{3,1} = -1.32522 \times 10^{-11}$
1015	-1.16×10^{-8}	$C_{3,2} = -4.7895 \times 10^{-15}$
725	-8.8×10^{-9}	$C_{3,3} = 2.3605 \times 10^{-18}$
435	3×10^{-10}	
14.5	3.7×10^{-9}	

$$b_3 = 4.5 \times 10^{-9} - 1.32522 \times 10^{-11} p - 4.7895 \times 10^{-15} p^2 + 2.3605 \times 10^{-18} p^3$$

Debe mencionarse que cada ajuste se comprobó, sustituyendo los valores de la primer columna (X o Z) en las ecuaciones obtenidas,

para calcular los valores de la segunda columna (Y o a's). Se obtuvo una aproximación aceptable.

A continuación se establece la ecuación final (paso 5):

$$C_p = 0.4248 + 4.038 \times 10^{-4} p + 4.91 \times 10^{-8} p^2 - 3.57 \times 10^{-11} p^3$$

$$+ (1.00159 \times 10^{-3} - 3.6787 \times 10^{-6} p - 3 \times 10^{-10} p^2 + 3.4893 \times$$

$$10^{-13} p^3) T + (-2.7674 \times 10^{-6} + 1.18 \times 10^{-8} p + 2.55659 \times$$

$$10^{-12} p^2 - 1.60994 \times 10^{-15} p^3) T^2 + (4.5 \times 10^{-9} - 1.32522$$

$$\times 10^{-11} p - 4.7895 \times 10^{-15} p^2 + 2.3605 \times 10^{-18} p^3) T^3$$

A continuación se muestra la tabla comparativa de los valores leídos en la gráfica y los calculados con la ecuación ajustada:

DATOS	Cp (gráfica)	Cp (calculado)
T = 175 p = 2900	0.7839	0.8242
T = 32 p = 1450	0.896	0.8945
T = 77 p = 1015	0.688	0.6968

T = 122	0.598	0.6084
p = 725		
T = 167	0.569	0.5687
p = 435		
T = 212	0.554	0.5561
p = 14.5		
T = 302	0.724	0.8171
p = 2900		
T = 257	0.667	0.6821
p = 1450		
T = 212	0.626	0.6283
p = 11015		
T = 167	0.593	0.5979
p = 725		

La aproximación observada en los resultados indica que la ecuación así ajustada es aceptable.

APENDICE B.- COMPARACION DE LA EVALUACION DEL COE-
FICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN
FORMA LINEAL O RADIAL.

En este apéndice se calcula el coeficiente de transferencia de calor en forma radial y lineal, y se observa su influencia sobre el perfil de temperatura para dos casos diferentes en un gasoducto.

Ejemplo 1.- Se considera un gasoducto instalado sobre la superficie del terreno con los siguientes datos:

Conductividad térmica del acero, $K_s = 44.84 \text{ W/m } ^\circ\text{C} = 621.84 \text{ BTU/día } ^\circ\text{F}$

Velocidad del aire, $v_{\text{air}} = 10 \text{ Km/hr} = 2.778 \text{ m/seg}$

Espesor del aislante, $e_{\text{ais}} = 3 \text{ pg} = 7.62 \text{ cm}$

Espesor de la tubería, $e_t = 1 \text{ pg} = 2.54 \text{ cm}$

Temperatura supuesta de pared de tubería, $T_w = 80 \text{ } ^\circ\text{F}$

Gasto de gas, $q_{\text{gas}} = 70 \text{ MM pie}^3 \text{ a C.S./día}$

Densidad relativa del gas, $\delta_g = 0.55$

Temperatura del gas, $T_{\text{gas}} = 150 \text{ } ^\circ\text{F}$

Calor específico del gas a presión constante, $C_p = 0.66 \text{ BTU/lb}_m \text{ } ^\circ\text{F}$

Viscosidad del gas, $\mu_g = 0.01425 \text{ cp}$

Diámetro interior de la tubería, $d = 30 \text{ pg}$

Temperatura del aire, $T_{\text{air}} = 35 \text{ } ^\circ\text{F}$

a) Cálculo del coeficiente de transferencia de calor al considerar flujo lineal de calor.

Se usa la ecuación siguiente:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{e_t}{K_s} + \frac{e_{\text{ais}}}{K_{\text{ais}}} + \frac{1}{h_o}$$

Cálculo de h_o usando las ecuaciones del inciso 2.6.3 temperatura media del flujo libre y de pared:

$$\bar{T} = \frac{T_{\text{air}} + T_w}{2} = \frac{35 + 80}{2} = 57.5 \text{ } ^\circ\text{F} = 14.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Densidad del aire:

$$\begin{aligned} \rho_{\text{air}} &= 353.03 / (T + 273.15) \\ &= 353.03 / (14.2 + 273.15) \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{air}} = 1.229 \text{ Kg}_m / \text{m}^3$$

Viscosidad del aire:

$$\begin{aligned} \mu_{\text{air}} &= 1.711 + 5.1165 \times 10^{-3} \bar{T} - 3.5945 \times 10^{-6} \bar{T}^2 \\ &= 1.711 + 5.1165 \times 10^{-3} (14.2) - 3.5945 \times 10^{-6} (14.2)^2 \end{aligned}$$

$$\mu_{\text{air}} = 1.783 \text{ Kg/m seg}$$

Número de Reynolds del aire:

$$N_{\text{Re air}} = \frac{\rho_{\text{air}} v_{\text{air}} d}{\mu_{\text{air}}} = \frac{1.229 (2.778) (0.8636)}{1.783}$$

$$N_{\text{Re air}} = 1.654$$

Número de Prandtl para el aire:

$$Pr_{\text{air}} = 0.7163 - 2.525 \times 10^{-4} \bar{T} + 4.304 \times 10^{-7} \bar{T}^2$$

$$\text{Pr}_{\text{air}} = 0.7163 - 2.525 \times 10^{-4} (14.2) + 4.304 \times 10^{-7} (14.2)^2$$

$$\text{Pr}_{\text{air}} = 0.7128$$

El número de Nusselt con $1 < N_{\text{Re}} < 10^3$:

$$\text{Nu} = (0.43 + 0.5 N_{\text{Re}}^{0.5}) \text{Pr}^{0.38}$$

$$\text{Nu} = (0.43 + 0.5 (1.654)^{0.5}) (0.7128)^{0.38}$$

$$\text{Nu} = 0.9434$$

La conductividad térmica del aire:

$$K_{\text{air}} = 2.41 \times 10^{-2} + 7.961 \times 10^{-5} T - 3.33 \times 10^{-8} T^2$$

$$K_{\text{air}} = 2.41 \times 10^{-2} + 7.961 \times 10^{-5} (14.2) - 3.33 \times 10^{-8} (14.2)^2$$

$$K_{\text{air}} = 0.0252 \text{ w/m } ^\circ\text{C}$$

De la relación de Nusselt:

$$h_o = \frac{\text{Nu} K_{\text{air}}}{r_o} = \frac{0.9434 (0.0252)}{0.4318}$$

$$h_o = 0.0551 \text{ w/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} = 9.696 \times 10^{-3} \text{ BTU/hr-pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_o = 0.2327 \text{ BTU/día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de h:

Número de Reynolds¹⁴ del gas:

$$N_{\text{Re gas}} = 0.020105 \frac{q \gamma_g}{d \mu_g} \quad q \left(\frac{\text{pie}^3}{\text{día}} \right); d \text{ (pg)}; \mu \text{ (cp)}$$

$$N_{\text{Re gas}} = \frac{0.020105 (70 \times 10^6) (0.55)}{30 (0.01425)}$$

$$N_{Re \text{ gas}} = 1 \ 810 \ 625.7$$

Número de Prandtl¹⁴ del gas:

$$Pr_{\text{gas}} = 58.06 \frac{C_{p \text{ gas}} \mu_{\text{gas}}}{K_{\text{gas}}} \quad C_p \text{ (BTU/lbm } ^\circ\text{F)}; \mu \text{ (cp);}$$

$$K \text{ (BTU/día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

Conductividad térmica de gas:

$$T_{\text{gas}} = 150 \text{ } ^\circ\text{F} = 65.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$K = 2.41 \times 10^{-2} + 7.961 \times 10^{-5} (T) - 3.33 \times 10^{-8} (T)^2$$

$$K = 2.41 \times 10^{-2} + 7.691 \times 10^{-5} (65.6) - 3.33 \times 10^{-8} (65.6)^2$$

$$K = 0.02918 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$K_{\text{gas}} = K_{\text{air}} \lambda_g = 0.02918 (0.55) = 0.016 \text{ W/m } ^\circ\text{C}$$

$$K_{\text{gas}} = 0.016 \text{ W/m } ^\circ\text{C} = 9.245 \text{ BTU/hr pie } ^\circ\text{F}$$

$$K_{\text{gas}} = 0.222 \text{ BTU/día pie } ^\circ\text{F}$$

$$Pr = \frac{58.06 (0.66) (0.01425)}{0.222} = 2.46$$

Número de Nusselt del gas, para $N_{Re} > 10^3$

$$Nu = 0.25 N_{Re}^{0.6} Pr^{0.38}$$

$$Nu = 0.25 (1 \ 810 \ 625.7)^{0.6} (2.46)^{0.38}$$

$$Nu = 2000.75$$

Entonces:

$$h = \frac{Nu \cdot K_{gas}}{r} = \frac{2000.75 (0.222)}{1.25}$$

$$h = 355.2 \text{ BTU/día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Conductividad térmica del aislante suponiendo silicato de calcio:

$$T_{ais} = (T_{gas} + T_w) / 2 = (150 + 80) / 2 = 115 \text{ } ^\circ\text{F} = 46.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$K_{ais} = 5.232 \times 10^{-2} + 5.536 \times 10^{-5} (T_{ais}) + 1.464 \times 10^{-7} (T_{ais})^2$$

$$K_{ais} = 5.232 \times 10^{-2} + 5.536 \times 10^{-5} (46.1) + 1.464 \times 10^{-7} (46.1)^2$$

$$K_{ais} = 5.5183 \times 10^{-2} \text{ W/m } ^\circ\text{C} = 7.652 \times 10^{-1} \text{ BTU/día pie } ^\circ\text{F}$$

Con lo cual se calcula U:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{355.2} + \frac{8.33 \times 10^{-2}}{621.84} + \frac{0.25}{7.652 \times 10^{-1}} + \frac{1}{0.2327}$$

$$\frac{1}{U} = 4.627 \frac{\text{día pie } ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}$$

$$U_1 = 0.2161 \text{ BTU/día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b).- Cálculo del coeficiente de transferencia de calor, al considerar flujo radial de calor.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{r_i \ln(r_{i+1}/r_i)}{K_s} + \frac{r_o \ln(r_o/r_{i+1})}{K_{ais}} + \frac{1}{h_o}$$

$$r_i = 30 \text{ pg} = 2.5 \text{ pie}$$

$$r_{i+1} = 31 \text{ pg} = 2.583 \text{ pie}$$

$$r_o = 34 \text{ pg} = 2.833 \text{ pie}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{355.2} + \frac{2.583 \text{ Ln } (31/30)}{621.84} + \frac{2.833 \text{ Ln } (34/31)}{7.652 \times 10^{-1}} +$$

$$\frac{1}{0.2327}$$

$$\frac{1}{U} = 4.642 \quad \text{día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} / \text{BTU}$$

$$U_2 = 0.2154 \times 10^{-1} \quad \text{BTU/día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Ejemplo 2.- Se considera el mismo gasoducto pero enterrado a una profundidad de 3 mts. La conductividad térmica del suelo es de 10 BTU/ día pie $^\circ\text{F}$ (arenoso seco). El recubrimiento de la tubería, es concreto de 24 BTU/día pie $^\circ\text{F}$ de conductividad térmica.

a).- Flujo lineal de calor ¹⁴.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{e_{\text{ais}}}{K_{\text{ais}}} + \frac{e_t}{K_s} + \frac{\text{Ln } (48 Z/d)}{24 K_e / d}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{355.2} + \frac{0.25}{24} + \frac{8.33 \times 10^{-2}}{621.84} + \frac{\text{Ln } (48 (9.84)/34)}{24 (10)/34}$$

$$\frac{1}{U} = 0.3861 \quad \text{día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} / \text{BTU}$$

$$U_3 = 2.590 \quad \text{BTU/día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b).- Flujo radial de calor⁸.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{r_i \ln(r_i + 1/r_i)}{K_s} + \frac{r_o \ln(r_o/r_i + 1)}{K_{ais}} + \frac{r_o}{K_e S}$$

$$S = 1/ \text{Cosh}^{-1}(Z/r_o)$$

El coseno hiperbólico es:

$$\text{Cosh}^{-1}(Z/r_o) = \text{Log} \left(\frac{Z + \sqrt{Z^2 - r_o^2}}{r_o} \right)$$

$$\text{Cosh}^{-1}(Z/r_o) = \text{Log} \left(\frac{9.84 + \sqrt{(9.84)^2 - (2.833)^2}}{2.833} \right)$$

$$\text{Cosh}^{-1}(Z/r_o) = 5.4075 \times 10^{-1}$$

Entonces S :

$$S = 1 / 5.4075 \times 10^{-1} = 1.8493$$

Sustituyendo:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{355.2} + \frac{2.583 \ln(31/30)}{621.84} + \frac{2.833 \ln(34/31)}{24} +$$

$$\frac{2.833}{10(1.8493)}$$

$$\frac{1}{U} = 0.167 \text{ día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} / \text{BTU}$$

$$U_4 = 5.99 \text{ BTU} / \text{día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Calculando el mismo coeficiente, pero sin utilizar el Cosh^{-1} (z/r_0).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{355.2} + \frac{2.583 \text{ Ln} (31/30)}{621.84} + \frac{2.833 \text{ Ln} (34/31)}{24} +$$

$$\frac{\text{Ln} (48 (9.84) / 34)}{24 (10) / 34}$$

$$\frac{1}{U} = 0.3866 \text{ día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} / \text{BTU}$$

$$U_5 = 2.59 \text{ BTU} / \text{día pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Variación del perfil de temperatura con el coeficiente de transferencia de calor.

Datos del ejemplo 1 del capítulo V.

temperatura inicial del gas	$T_1 = 150 \text{ } ^\circ\text{F}$
temperatura del medio ambiente	$T_a = 35 \text{ } ^\circ\text{F}$
longitud de la tubería	$L = 55 \text{ millas}$
diámetro de la tubería	$d = 30 \text{ pg}$
gradiente de presión	$dp/dx = -1.5024 \times 10^{-3} \text{ lb/pg}^2 \text{ pie}$
gasto de gas	$q = 70 \text{ MM pie}^3 \text{ a U.S.} / \text{día}$
coeficiente Joule - Thompson	$\eta = 0.04 \text{ } ^\circ\text{F pg}^2/\text{lb}$

densidad relativa del gas

$$\gamma_g = 0.55$$

calor específico del gas

$$C_p = 0.66 \text{ BTU/lbm } ^\circ\text{F}$$

Se utilizaron las ecuaciones para el cálculo del perfil de temperatura, del capítulo IV.

La figura B. presenta los perfiles de temperatura, obtenidos con los diferentes coeficientes de transferencia de calor calculados.

Como se observa en los resultados, calcular el coeficiente de transferencia de calor suponiendo flujo radial o lineal de calor, no varía significativamente su valor y además no afecta al perfil de temperatura obtenido. Los valores de los coeficiente varían significativamente al ser calculados para tubería enterrada o superficial y al cambiar el recubrimiento de la tubería. Esto provoca que el perfil de temperatura cambie sustancialmente. Se observa claramente la tendencia exponencial del perfil de temperatura, para los casos de tubería enterrada con coeficientes de transferencia de calor de mayor valor.

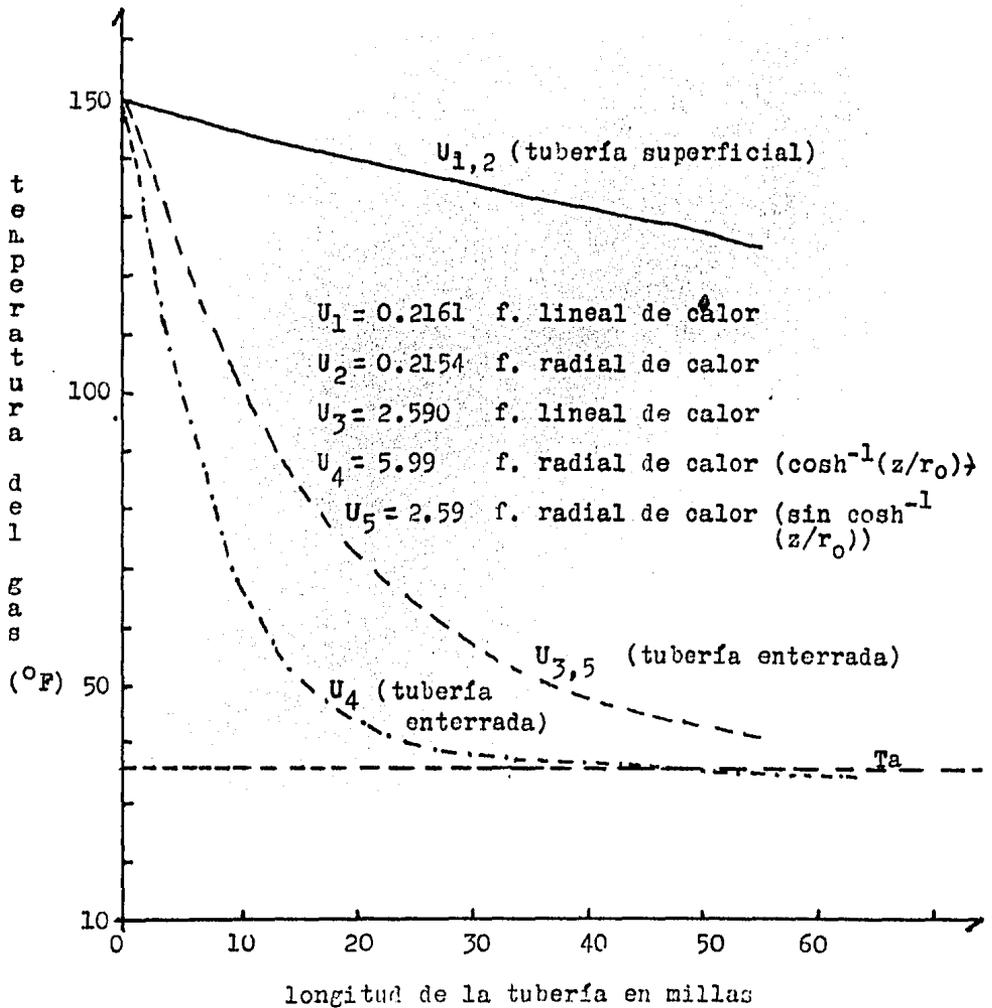


Fig B.- Perfiles de temperatura para diferentes coeficientes de transferencia de calor calculados (datos del ejemplo de este apéndice).

APENDICE C.- PROGRAMA DE COMPUTO.

Los tres programas realizados, perfil de presión y temperatura, diámetro de tubería y gasto de gas, fueron corridos en una computadora tipo personal, marca TIMEX SINCLAIR 1000. Se utiliza el lenguaje BASIC, que es uno de los lenguajes mas sencillos.

A continuación se proporciona la asignación de variables para los programas y su codificación.

Programa "Perfiles".

$p_1 = P_1$ presión inicial del gas en lb/ pg^2 abs.

$T_1 = T_1$ temperatura inicial del gas en $^{\circ}F$.

$L = D$ longitud total de la tubería en millas.

$\epsilon = RU$ rugosidad de la tubería en pg .

$d = DI$ diámetro interno de la tubería en pg .

$\gamma_g = SG$ densidad relativa del gas.

$z = H$ diferencia de alturas del tramo analizado en pies.

$S = S$ número que indica si la temperatura y presión crítica, se calculan para gas húmedo o seco.

$q = Q$ gasto de gas en pie^3 c. s/ día.

$U = U$ coeficiente de transferencia de calor en $BTU/$ día pie^2 , $^{\circ}F$.

$T_a = TA$ temperatura del medio que rodea la tubería en $^{\circ}F$.

$L = DL$ longitud del tramo de tubería analizado en millas.

- $p_2 = P_2$ presión del gas al final del tramo en lb/pg^2 abs.
 $T_2 = T_2$ temperatura del gas al final del tramo en $^{\circ}\text{F}$.
 $x = L$ longitud de la tubería analizada en millas.
 $\bar{p} = PM$ presión media del tramo analizado en lb/pg^2 abs.
 $\bar{T} = TM$ temperatura media del tramo analizado en $^{\circ}\text{F}$.
 $T_{pc} = TC$ temperatura pseudocrítica del gas en $^{\circ}\text{F}$.
 $T_{pr} = TR$ temperatura pseudoreducida.
 $p_{pr} = PR$ presión pseudoreducida.
 $Z_1 = Z_1$ valor inicial del factor de compresibilidad.
 $A_1 \dots A_8$ coeficientes de la ecuación de factor de compresibilidad.
 $\rho_r = DR$ densidad pseudorelativa del gas.
 $K = K$ sumando de algunas ecuaciones y magnitud definida en la Ec. (4.2.21).
 $Z = Z$ factor de compresibilidad del gas.
 $TOL = TL$ tolerancia.
 $B_g = BG$ factor de volumen del gas.
 $\rho_g = DG$ densidad del gas en lb_m/pie^3 .
 X magnitud definida por la Ec. (4.2.19).
 $Y = Y$ magnitud definida por la Ec. (4.2.20).
 $\mu_g = MU$ viscosidad del gas en cp.
 $f = F$ factor de fricción.
 $\frac{dp}{dx} = PX$ gradiente de presión del tramo analizado en $(\text{lb/pg}^2 \text{ abs})/\text{milla}$.
 $R = R$ constante del gas en $\text{BTU}/\text{lb}_m \text{ } ^{\circ}\text{F}$.
 $C_p = CP$ calor específico a presión constante en $\text{BTU}/\text{lb}_m \text{ } ^{\circ}\text{F}$.
 $p_{pc} = PC$ presión pseudocrítica en $\text{lb/pg}^2 \text{ abs}$.

$h = JT$ coeficiente Joule - Thompson en $^{\circ}F \text{ pg}^2/\text{lb}$.

$m = W$ Gasto masico en lb_m/dia .

$a = A$ valor expresado por la Ec. (4.2.29).

Programa "Diámetro".

La asignación de variables es igual al programa anterior excepto:

$L = LX$ longitud total de la tubería.

$\Delta p_T = DP$ caída de presión total en la tubería $\text{lb}/\text{pg}^2 \text{ abs}$.

$N = N$ número de tramos de análisis.

$d = D$ diámetro interno de la tubería.

Programa "Gasto".

Igual al programa "perfiles".

```

1 REM "PERFILES"
5 PRINT "PRESION INICIAL (LB/P
G**2) "
10 INPUT P1
11 PRINT P1
15 PRINT "TEMPERATURA INICIAL (
F) "
20 INPUT T1
21 PRINT T1
25 PRINT "LONGITUD DE TUBERIA
(MILLAS) "
30 INPUT D
31 PRINT D
35 PRINT "RUGOSIDAD (PG) "
40 INPUT RU
41 PRINT RU
45 PRINT "DIAMETRO INTERNO DE
TUBERIA (PG) "
50 INPUT DI
51 PRINT DI
55 PRINT "GRAVEDAD ESPECIFICA
DEL GAS "
60 INPUT SG
61 PRINT SG
65 PRINT "DIFERENCIA DE ALTURA
EN TRAMO ANALIZADO (PIES) "
70 INPUT H
71 PRINT H
75 PRINT "PARA GAS HUMEDO ,S=1
GAS SECO S DIF A 1"
80 INPUT S
81 PRINT S
85 PRINT "GASTO DE GAS (MMSCFD)
"
90 INPUT Q
91 PRINT Q
95 PRINT "COEFICIENTE DE TRANSF
ERENCIA DE CALOR (BTU/DIA * PIE**
2) "
100 INPUT U
101 PRINT U
105 PRINT "TEMPERATURA AMBIENTE
(F) "
110 INPUT TA
111 PRINT TA
115 PRINT "LONGITUD DE TRAMOS
ANALIZADOS (MILLAS) "
120 INPUT DL
121 PRINT DL
130 LET L=0
140 LET P2=.35*P1
150 LET T2=.55*T1
160 LET L=L+DL
170 LET PM=2/3+(P1+P2-P1+P2/(P1
+P2))
180 LET TM=(T1+T2)/2
190 IF S=1 THEN GOTO 200
200 LET TC=167+316.63*SG
210 LET PC=702.5-50*SG
220 GOTO 250
230 LET TC=236+210*SG
240 LET PC=740-100*SG
250 LET TR=(TM+460)/TC
260 LET PR=PM/PC
270 LET Z1=0.9
280 LET A1=0.31505
290 LET A2=1.0457
300 LET A3=0.9333
310 LET A4=0.9333
320 LET A5=-0.10123
330 LET A6=-0.1043
340 LET A7=0.30157
350 LET A8=0.30146
360 LET DA=0.274PR/(Z1+TR)

```

```

370 LET K=A7+DR**2/TR**3*(1+A5+
DR**2)*EXP (-A8+DR**2)+1
380 LET Z=(A1+A2/TR+A3/TR**3)*D
R+(A4+A5/TA)*DR**2+A5*A6*DR**5/T
R+K
390 LET TL=AB5 (Z1-Z)
400 IF TL<=0.001 THEN GOTO 430
410 LET Z1=Z
420 GOTO 360
430 LET BG=0.02825*Z*(TM+450)/P
M
440 LET DG=0.0764*30/BG
450 LET X=3.5+986/(TM+450)+0.29
97*3G
460 LET Y=2.4-0.2*X
470 LET K=(19.4+0.5794*3G)*(TM+
460)**1.5/(209+550.4*3G+TM+450)
480 LET MU=K*1E-4*EXP (X*(DG/62
.428)**Y)
490 LET F=(-2*0.43429*LN (RU/(3
.715*DI)))-2
500 LET P=(P1**2-F+36*0**2*Z+DL
*(TM+450)/(2744**2*DI**5))-0.0375
6*PM**2*3*(1+(Z*(TM+450)))**5
510 LET PX=(P-P1)/DL
520 LET A=0.08945/3G
530 LET K=(-2.7674E-6+1.16E-8*P
M+2.5966E-12*PM**2-1.6099E-15*PM
**3)*TM**2
531 LET X=(4.2E-9-1.3253E-11*PM
-4.7895E-13*PM**2+2.3605E-13*PM*
*3)*TM**3
532 LET Y=(1.0016E-3-3.6787E-6*
PM-3E-10*PM**2+3.4893E-13*PM**3)
*TM
540 LET CP=0.4243+4.036E-4*PM+4
.91E-8*PM**2-3.97E-11*PM**3+K*X+
Y
550 LET JT=0.0703*R*TC+(18/TR**
2-1)/(PC*CP)
560 LET M=0.0784+0*3G
570 LET A=0.2818*DI*U/(W*CP)
580 LET T=(T1-TA+JT*PX/(A*5277)
)*EXP (-A*DL/5277)+TA+JT*PX/(A*5
277)
590 LET TL=AB5 (P-P2)
600 IF TL<=1 THEN GOTO 680
610 LET TL=AB5 (T-T2)
620 IF TL<=0.5 THEN GOTO 660
630 LET P2=P
640 LET T2=T
650 GOTO 170
660 LET P2=P
670 GOTO 170
680 LET TL=AB5 (T-T2)
690 IF TL<=0.5 THEN GOTO 720
700 LET T2=T
710 GOTO 170
720 IF L<0 THEN GOTO 800
730 IF L>0 THEN GOTO 770
740 PRINT " P FINAL = ";P
750 PRINT " TEM FINAL = ";T
760 STOP
770 LET P=P-PX*(L-D)
780 LET T=T1+(T1-T)*(L-D)/DL
790 GOTO 740
800 LET P1=P
810 LET T1=T
820 GOTO 140

```

"GASTO"

```

1 REM "GASTO"
5 PRINT "PRESION INICIAL DEL
GAS (LB/PG**2 ABS) =";
10 INPUT P1
11 PRINT P1
15 PRINT "TEMPERATURA INICIAL
DEL GAS (F) =";
20 INPUT T1
21 PRINT T1
25 PRINT "LONGITUD DE LA TUBER
IA (MILLAS) =";
30 INPUT D
31 PRINT D
35 PRINT "RUGOSIDAD (PG) =";
40 INPUT RU
41 PRINT RU
45 PRINT "CAIDA DE PRESION TOT
AL (LB/PG**2 ABS) (SIGNO +) =";
50 INPUT DP
51 PRINT DP
55 PRINT "GRAVEDAD ESPECIFICA
DEL GAS =";
60 INPUT SG
61 PRINT SG
65 PRINT "DIFERENCIA DE ALTURA
EN TRAMO ANALISADO (PIES) =";
70 INPUT H
71 PRINT H
75 PRINT "PARA GAS HUMEDO ,S=1
, PARA GAS SECO S DIF A 1, S=";
80 INPUT S
81 PRINT S
85 PRINT "DIAMETRO INTERNO DE
TUBERIA (PG) =";
90 INPUT DI
91 PRINT DI
95 PRINT "COEFICIENTE DE TRANS
FERENCIA DE CALOR (BTU/DIA F PIE
**2) =";
100 INPUT U
101 PRINT U
105 PRINT "TEMPERATURA AMBIENTE
(F) =";
110 INPUT TA
111 PRINT TA
130 LET L=0
131 LET Q3=1000000
133 LET R=0.06945/SG
135 LET PX=-DP/L
140 LET P2=P1-DP
150 LET T2=.93*T1
170 LET PM=2/3*(P1+P2-P1*P2/(P1
+P2))
180 LET TM=(T1+T2)/2
190 IF S=1 THEN GOTO 230
200 LET TC=167+315.63*SG
210 LET PC=702.5-50*SG
220 GOTO 250
230 LET TC=235+210*SG
240 LET PC=740-100*SG
250 LET TR=(TM+460)/TC
260 LET PR=PM/PC

```

```

270 LET Z1=0.9
280 LET A1=0.31506
290 LET A2=-1.0467
300 LET A3=-0.6783
310 LET A4=0.5353
320 LET A5=-0.8123
330 LET A6=-0.1048
340 LET A7=0.68157
350 LET A8=0.68446
360 LET DR=0.27*PR/(Z1*TR)
370 LET K=A7*DR**2/TR**3*(1+A8*
DR**2)*EXP (-A3*DR**2)+1
380 LET Z=(A1+A2/TR+A3/TR**3)*D
R+(A4+A5/TR)*DR**2+A5*A6*DR**5/T
R+K
390 LET TL=ABS (Z1-Z)
400 IF TL<=0.001 THEN GOTO 430
410 LET Z1=Z
420 GOTO 360
530 LET K=1-2.7674E-8+1.18E-8*P
M+2.5566E-12*PM**2-1.6099E-15*PM
**3)*TM**2
531 LET X=(4.5E-9-1.3252E-11*PM
-4.7895E-15*PM**2+2.3605E-18*PM*
*3)*TM**3
532 LET Y=(1.0016E-3-3.6737E-6*
PM-3E-10*PM**2+3.4893E-13*PM**3)
*TM
540 LET CP=0.4243+4.038E-4*PM+4
.91E-8*PM**2-3.57E-11*PM**3+K*X+
Y
550 LET JT=0.0703+R*TC+0.18/TR**
2-1)/(PC*CP)
560 LET U=0.0764*OS*SG
570 LET R=0.2618*DI*U*(U-CP)
580 LET T=(T1-TR+JT+PX/(R*5277)
)*EXP (-R*L/5277)+TR+JT*PX/(R*52
77)
590 LET F=(-2+0.43429*LN (RU/(3
.715*DI)))*-2
600 LET O=2744-(1/F)**.5*DI**2.
5*((P1**2-P2**2-0.0375*SG*H*PM**
2/(Z*(TM+460)))+(SG*Z*L*(TM+460)
)***.5
610 LET TL=ABS (T-T2)
620 IF TL<=0.5 THEN GOTO 700
630 LET TL=ABS (OS-0)
640 IF TL<=10 THEN GOTO 680
650 LET T2=T
660 LET OS=0
670 GOTO 180
680 LET T2=T
690 GOTO 180
700 LET TL=ABS (OS-0)
710 IF TL<=10 THEN GOTO 740
720 LET OS=0
730 GOTO 180
740 PRINT "GASTO DE GAS =";O
750 STOP

```

```

1 REM "DIAMETRO"
2 DIM D(10)
5 PRINT "PRESION INICIAL DEL
GAS (LB/PG**2 ABS) =";
10 INPUT P1
11 PRINT P1
15 PRINT "TEMPERATURA INICIAL
DEL GAS (F) =";
20 INPUT T1
21 PRINT T1
25 PRINT "LONGITUD DE LA TUBER
IA (MILLAS) =";
30 INPUT LX
31 PRINT LX
35 PRINT "RUGOSIDAD (PG) =";
40 INPUT RU
41 PRINT RU
45 PRINT "CAIDA DE PRESION TOT
AL (LB/PG**2 ABS) (SIGNO +) =";
50 INPUT DP
51 PRINT DP
55 PRINT "GRAVEDAD ESPECIFICA
DEL GAS =";
60 INPUT SG
61 PRINT SG
65 PRINT "DIFERENCIA DE ALTURA
EN TRAMO ANALIZADO (PIES) =";
70 INPUT H
71 PRINT H
75 PRINT "PARA GAS HUMEDO .5=1
PARA GAS SECO 3 DIF A 1. 5=";
80 INPUT S
81 PRINT S
85 PRINT "GASTO DE GAS (PIE**3
A CS/DIA) =";
90 INPUT Q
91 PRINT Q
95 PRINT "COEFICIENTE DE TRANS
FERENCIA DE CALOR (BTU/DIA F PIE
**2) =";
100 INPUT U
101 PRINT U
105 PRINT "TEMPERATURA AMBIENTE
(F) =";
110 INPUT TA
111 PRINT TA
115 PRINT "NUMERO DE TRAMOS DE
ANALISIS =";
120 INPUT N
121 PRINT N
130 LET L=Q
131 LET D5=10
132 LET DL=LX/N
133 LET R=0.05945/SG
134 LET U=0.0764*Q*SG
135 LET PX=-DP*N/DL
136 LET C=Q
137 FOR I=1 TO N
140 LET P2=P1-DP/N
150 LET T2=.98*T1
160 LET L=L+DL
170 LET PM=2/3*(P1+P2-P1+P2/(P1
+P2))
180 LET TM=(T1+T2)/2

```

```

190 IF S=1 THEN GOTO 230
200 LET TC=167+316.63*E3
210 LET P1=702.7-50*SG
220 GOTO 280
230 LET TC=233+210*SG
240 LET PC=740-100*SG
250 LET TR=(TM+460)/TC
260 LET PR=PM/PC
270 LET Z1=0.9
280 LET A1=0.31506
290 LET A2=-1.0467
300 LET A3=-0.5783
310 LET A4=0.3353
320 LET A5=-0.6123
330 LET A6=-0.1048
340 LET A7=0.66157
350 LET A8=0.88446
360 LET DR=0.27*PR/(Z1-TR)
370 LET K=A7+DR**2/TR**3+(1+A8*
DR**2)*EXP (-A3+DR**2)+1
380 LET Z=(A1+A2/TR+A3/TR**3)*D
R+(A4+A5/TR)*DR**2+A5*A6*DR**5/T
R+K
390 LET TL=ABS (Z1-Z)
400 IF TL<=0.001 THEN GOTO 430
410 LET Z1=Z
420 GOTO 360
530 LET K=(1-2.7574E-6+1.13E-8*P
M+2.5556E-12*PM**2-1.6099E-15*PM
**3)*TM**2
531 LET X=(4.5E-3-1.3252E-11*PM
-4.7895E-15*PM**2+2.3605E-18*PM*
**3)*TM**3
532 LET Y=(1.0016E-3-3.2737E-6*
PM-3E-10*PM**2+3.4893E-13*PM**3)
*TM
540 LET CP=0.4246+4.038E-4*PM+4
.91E-8*PM**2-3.57E-11*PM**3+K*X+
Y
550 LET UT=0.0703*R*TC*(16/TR**
2-1)/(PC*CP)
570 LET R=0.2518*DS*U/(U+CP)
580 LET T=(T1-TR+UT+P)/(R+5277)
)*EXP (-R*DL/5277)+TR+UT+PX/(R*5
277)
590 LET F=(-2+0.43429*LN (RU/(3
.715*DS)))**-2
600 LET D(I)=10**2*F*SG+DL*(TM+
450)/(2744**2+(P1**2-P2**2-0.037
5*SG*H*PM**2/(C+(TM+460))))**0.
2
610 LET TL=ABS (T-T2)
620 IF TL<=0.5 THEN GOTO 700
630 LET TL=ABS (DS-D(I))
640 IF TL<=0.01 THEN GOTO 680
650 LET T2=T
660 LET DS=D(I)
670 GOTO 180
680 LET T2=T
690 GOTO 180
700 LET TL=ABS (DS-D(I))
710 IF TL<=0.01 THEN GOTO 740
720 LET DS=D(I)
730 GOTO 180
740 PRINT "D(I) =";D(I)
750 LET D=D+D(I)
760 LET P1=P2
770 LET T1=T2
780 NEXT I
790 LET D=D/N
800 PRINT "DIAMETRO =";D
810 STOP

```

APENDICE D.- CURVA POTENCIAL DE FORMACION
DE HIDRATOS.

La curva de formación de hidratos⁵ esquematizada, para el flujo de un hidrocarburo o mezcla de varios, en el cual hay presencia de agua, se muestra en la Fig. D.

En la figura, la sección ABE representa la curva de formación de hidratos, cuando hay presencia de agua en forma líquida o de vapor. La curva CBD señala el punto de congelación del agua.

Abajo de la curva AB no existe agua (sólo hielo). Arriba de ésta curva hay dos fases sólidas, hielo e hidratos.

El punto E es un punto cuádruple, porque pueden existir cuatro fases a una misma presión y temperatura. La curva FEG, representa el punto de rocío del gas, hacia arriba de esta curva hay -- dos fases líquidas, agua e hidrocarburos.

En el punto E, la curva de formación de hidratos, empieza a ser casi perpendicular con respecto al eje de la temperatura. Este punto representa la máxima temperatura de formación de hidratos, y está localizado en la intersección de la curva de hidratos y la curva del punto de rocío del gas.

La parte BE de la curva de hidratos es la porción sobre la cual se desarrollan los métodos de predicción de la temperatura de formación de hidratos. Hay varios métodos, los cuales se basan esencialmente en la composición del gas y los puntos de rocío de cada uno de sus componentes.

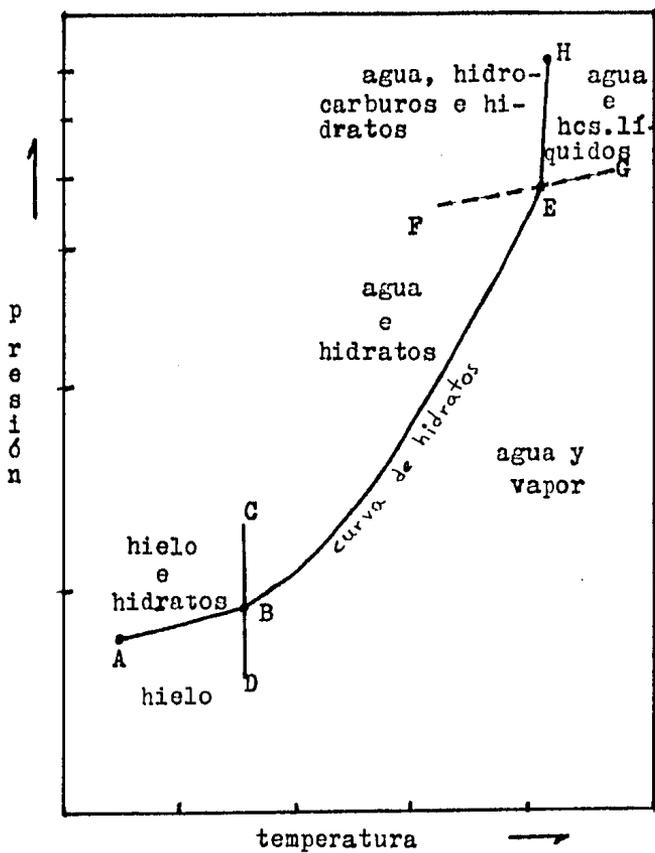


Fig. D.- Características de la formación de hidratos de un hidrocarburo puro o una mezcla de hidrocarburos dada.