

天然气压缩系数计算方法综述

陈 康 良

(四川石油管理局天然气研究所)

压缩系数 Z 是天然气的一项重要物理性质。一般在常压下用理想气体方程计算 Z , 误差不超过3%, 但高压下最大误差可达500%^[1]。60年代以来, (1)随着天然气的开发、利用日益广泛, 要求在高压或低温条件下准确计算压缩系数; (2)发现了很多特殊类型的天然气田, 如 CO_2 、 H_2S 和 N_2 含量很高的气田, 需寻求此类天然气压缩系数的计算方法; (3)电算技术的发展为快速而准确地计算压缩系数提供了有效手段, 又促使计算方法相应地得到改进。由于上述原因, 使天然气压缩系数的计算方法有了很大的改进和发展。

现根据文献资料, 对各种计算方法作一综述, 并着重讨论利用电算技术计算“ Z ”的方法。

一、发展概况

斯坦丁(美)一卡茨(美)的 $S-K$ 图算法是40年代初就提出的方法, 对于非烃类组分含量不高的天然气, 目前仍在广泛采用。此法是按对应状态原理, 把 Z 与对比温度 T_r 和对比压力 P_r 相关联。式(1)为 $S-K$ 图算法的基础式。

$$Z = f(P_r, T_r) \quad (1)$$

由于天然气是混合物, 因而还需用一种结合规则来确定其拟对比温度 T_r' 和拟对比压力 P_r' 。对 $S-K$ 图算法而言, 通常都用凯氏规则, 即按天然气中各组分的含量求出分子平均临界温度 T_c' 和分子平均临界压力 P_c' 。

以 $S-K$ 关联方法和凯氏规则为基础, 综合多年积累的实验数据, 已编制出一套较完整的算图, 可应用于天然比重为0.55~0.90的范围^[2]。对主要由 CH_4 和 C_2H_6 组成的贫天然气, 图算结果的平均偏差约3%。

只有少数气体(如惰性气体: 氩、氦和烃类中的 CH_4)理想地遵循对应状态原理, 这类气体被称为“简单流体”。其他气体由于其分子并非呈完善的球形, 再加极性分子的偶极矩对分子间作用力的影响, 使其对应状态行为与“简单流体”相比有一定偏差。鉴此, 皮查(美)提出用偏心因子 ω 来衡量这种偏差。

“简单流体”在 $T_r = 0.7$ 时, $P_r = 0.1$ 。因而皮查把 $T_r = 0.7$ 定为 ω 的标准点, 而把 P_r 和 ω 的关系表示为:

$$\omega = -\log P_r - 1.00 \quad (2)$$

ω 就是气体在 T_r-P_r 图上对应于“简单流体”而言的曲线斜率的偏离程度。天然气中常见组分的 ω 如表 1 所示^[3]。在计算非极性气体混合物的 Z 时，一般认为偏心因子法准确度最高，其缺点是计算过程较麻烦。

60年代末，麦克劳特（美）提出以气体的埃克曼分子折射（EMR）作为计算 Z 的第三参数，并相应地编制了一套算图和结合规则^[4]。EMR是物质一个真实可测的物理常数，即它们在金属钠D线黄光下的折射率（见表 1）。由于EMR法计算的临界参数较接近真实情况，故计算的 Z 也相当准确。

对 H_2S 和 CO_2 含量高的天然气，无论用 $S-K$ 图算法或偏心因子计算法计算 Z ，都必须加以校正。70年代初由维切特（加拿大）等人提出的临界温度校正法是一种方便的方法，目前在工业上已广泛应用^[5]。以此法计算 Z 的绝对平均偏差不超过 1%，能满足一般工程要求。

天然气中常见组分的物理常数

表 1

化 合 物	分 子 量	临 界 温 度 (K)	临 界 压 力 (MPa)	EMR	偏 心 因 子 (ω)
C_1	16.042	190.72	4.639	14.115	0.014
C_2	30.068	305.43	4.881	24.365	0.099
C_3	44.094	370.00	4.255	34.628	0.152
i- C_4	58.120	408.14	3.646	44.741	0.185
n- C_4	58.120	425.17	3.795	44.243	0.201
i- C_5	72.146	461.00	3.329	55.302	0.222
n- C_5	72.146	469.78	3.374	55.267	0.254
n- C_6	86.172	507.89	3.030	65.575	0.301
n- C_7	100.198	540.17	2.735	75.875	0.350
n- C_8	114.224	569.06	2.496	86.193	0.402
n- C_9	128.250	596.11	2.378	96.529	0.446
n- C_{10}	142.276	619.28	2.109	106.859	0.489
n- C_{11}	156.302	640.94	1.943	117.173	0.501
n- C_{12}	170.378	659.83	1.813	127.499	0.539
N_2	28.016	126.22	3.391	9.407	0.040
CO_2	44.010	304.44	7.395	15.750	0.225
H_2S	34.076	373.72	9.001	19.828	0.100
O_2	32.000	154.44	5.031	8.495	0.0213
H_2	2.016	33.44	1.296	4.450	0.000

上述以实验数据为基础，通过不同关联方法而得的经验公式或图算法，可针对不同组分的天然气分别选用。但是，这些方法的共同缺点是计算比较麻烦，不易实现电子计算机处理或储存数据。随着电算技术的发展，从60年代开始，大量研究如何用电算方法计算 Z 。在研究思路大致可分为两类^[6]：一类是试图把 $S-K$ 算图上的等温线以矩阵形式储存在计算机中，或者拟合成某种数学表达式输入计算机；另一类则是用状态方程来计算 Z 。

二、储存或拟合 $S-K$ 算图上的数据

为便于用计算机计算 Z ，早期的方法是从 $S-K$ 算图上取得若干有代表性的点，制成简缩的压缩系数表，并以矩阵形式把表上的数据输入计算机，然后用内插法求 Z 。格雷（美）等人在 $T_r = 1.05 \sim 3.00$ 、 $P_r = -0.20 \sim 20.00$ 的范围内，分别以 20 个不同的 T_r 、

P_r ，编成有400个数据的Z值表输入计算机^[7]。此法适用范围为 $1.05 \leq T_r \leq 3.0$ ， $0.0 \leq P_r \leq 15.0$ ，96%以上的数据绝对偏差小于0.2%，只有在 $T_r = 1.05$ 和 $P_r = 1.5$ 的范围内才出现最大偏差（1.0%）。

储存数据表的方法涉及计算机内存较大，还要包括一个内插的子程序，使用上有一定缺陷。常用的方法是以多项式或者方程形式重现S—K算图上的数据。萨里姆（美）把Z表示为 T_r 和 P_r 的函数，然后展开成最高方次为5的勒让德多项式，其通式为^[8]：

$$Z = \sum_{m=0}^5 \sum_{n=0}^5 A_{mn} P_m(x) P_n(y) \quad (3)$$

式中 $x = \frac{2P_r - 15}{14.8} \quad (4)$

$$y = \frac{2T_r - 4}{1.9} \quad (5)$$

多项式中方次为0~5的各项表达式如下，系数 A_{mn} 值见表2所示。

$$P_0(x) = 0.7071068 \quad (6)$$

$$P_1(x) = 1.224745x \quad (7)$$

$$P_2(x) = 0.7905695(3x^2 - 1) \quad (8)$$

$$P_3(x) = 0.9354145(5x^3 - 3x) \quad (9)$$

$$P_4(x) = 0.265165(35x^4 - 30x^2 + 3) \quad (10)$$

$$P_5(x) = 0.293151(63x^5 - 70x^3 + 15x) \quad (11)$$

用勒让德多项式开展的方法，只需计算机内存36个系数（ A_{mn} ），使用方便。此法在 $1.05 \leq T_r \leq 2.95$ ， $0.1 \leq P_r \leq 14.9$ 范围内，按300个数据统计的平均绝对偏差为0.4%。

系数 A_{mn} 值

表2

	m = 0	m = 1	m = 2	m = 3	m = 4	m = 5
n = 0	2.1433504	0.083176184	-0.021467042	-0.00087140318	0.0042846283	-0.0016595343
n = 1	0.33123524	-0.13403614	0.066880961	-0.027174261	0.0088512291	-0.0021520929
n = 2	0.10572871	-0.050393654	0.0050924798	0.010551336	-0.0073181933	0.0026959963
n = 3	-0.052184040	0.044312164	-0.019329465	0.0058972516	0.0015366676	-0.0028326809
n = 4	0.019703980	-0.026383354	0.019262143	0.01153539	0.0042910089	-0.00081302526
n = 5	-0.005309590	0.0089178330	-0.010894821	0.009559389	-0.0060114017	0.0031175170

近年来发展的另一种拟合S—K算图上等温线方法是分段利用多个方程的组合。戈派尔（美）指出，这些等温线不可能用一个方程准确地描述，其中有直线方程，有指数方程、调合方程和双曲线方程。鉴此，他提出把这些等温线分为两部分：在 $P_r \leq 5.4$ 时，采用如下直线方程。

$$Z = P_r (AT_r + B) + CT_r + D \quad (12)$$

式中A、B、C、D均为常数；在 $P_r > 5.4$ 至 $P_r = 15.0$ 范围内，则把等温线拟合为调合方程。这样，表3所示的是13个方程在 $T_r = 1.05 \sim 3.0$ 、 $P_r = 0.2 \sim 15.0$ 范围内，准确地重现S—K算图上的数据^[9]。

用戈派尔法计算Z的13个方程

表 3

P _r 范围	T _r 范围	方 程 形 式	编 号
0.2~1.2	1.05~1.2	$P_r (1.6643T_r - 2.2114) - 0.3647T_r + 1.4385$	No.1
	1.2+~1.4	$P_r (0.5222T_r - 0.8511) - 0.0364T_r + 1.0490$	No.2
	1.4+~2.0	$P_r (0.1391T_r - 0.2988) + 0.0007T_r^* + 0.9969$	No.3**
	2.0+~3.0	$P_r (0.0295T_r - 0.0825) + 0.0009T_r^* + 0.9967$	No.4**
1.2+~2.8	1.05~1.2	$P_r (-1.3570T_r + 1.4942) + 4.6315T_r - 4.7009$	No.5***
	1.2+~1.4	$P_r (0.1717T_r - 0.3232) + 0.5869T_r + 0.1229$	No.6
	1.4+~2.0	$P_r (0.0984T_r - 0.2053) + 0.0621T_r + 0.8580$	No.7
	2.0+~3.0	$P_r (0.0211T_r - 0.0527) + 0.0127T_r + 0.9549$	No.8
2.8+~5.4	1.05~1.2	$P_r (-0.3278T_r + 0.4752) + 1.8223T_r - 1.9036$	No.9**
	1.2+~1.4	$P_r (-0.2521T_r + 0.3871) + 1.6087T_r - 1.6635$	No.10**
	1.4+~2.0	$P_r (-0.0284T_r + 0.0625) + 0.4714T_r - 0.0011^*$	No.11
	2.0+~3.0	$P_r (0.0041T_r + 0.0039) + 0.0607T_r + 0.7927$	No.12
5.4+~15.0	1.05~3.0	$P_r (0.711 + 3.66T_r^{-1.4667}) - 1.637 / (0.319T_r + 0.522) + 2.071$	No.13

注: * 该项可以忽略。

** 若要求准确度稍差时, 方程No.3和No.4, 及No.9和No.10可以分别用下面两方程代替:

$$Z = P_r (0.0657T_r - 0.1751) + 0.0009T_r^* + 0.9968$$

$$Z = P_r (-0.2384T_r + 0.3695) + 1.4517T_r - 1.4580$$

*** 方程No.5应用于 $P_r = 2.6$ 更好些, 对于 $P_r = 2.6+$ 时, 方程No.9将给出稍好的结果。同样, 在 $1.08 \leq T_r \leq 11.9$ 和 $P_r \leq 1.4$, 方程, No.1的结果更好些。

三、以状态方程为基础

状态方程形式颇多, 最先被选来计算Z的是R-K方程, 因为此方程能较理想地改写为描述Z的函数形式, 而且仅涉及两个常数。根据R-K方程, Z可以表示为:

$$Z = \frac{1}{1-h} - \left(\frac{D^2}{E} \right) \frac{h}{1+h} \quad (13)$$

式中

$$D^2 = a/R^2T^{2.5}$$

$$E = b/RT$$

$$h = EP/Z$$

$$a = 0.4278T_c^{2.5}R^2/P_c; \quad b = 0.0867T_cR/P_c$$

为便于处理, 式(13)可改写为

$$Z^3 - Z^2 + Z(D^2P - EP - E^2P^2) - D^2EP^2 = 0 \quad (14)$$

对于气体混合物, R-K方程可对纯组分的参数用以下的结合规则来确定Z和b

$$a_m = \sum_{ij} y_i y_j a_{ij}, \quad (15)$$

$$b_m = \sum_i y_i b_i \quad (16)$$

$$a_{ij} = \sqrt{a_{ii} a_{jj}} \quad (17)$$

在式(15~17)中, a_m 和 b_m 分别表示混合物系统的a和b; a_{ii} 和 a_{jj} 表示i组分和j组分的常数a; b_i 表示i组分的常数b; a_{ij} 是表征i组分和j组分的交互作用常数。

罗宾逊(美)等人用式(13~17)所示的R-K方程计算气体混合物的Z时,发现绝对偏差往往大于1%^[10]。其原因在于a和b不仅与气体组成有关,而且也与温度有关,并存在如下线性关系:

$$a/R^2 = \alpha + \beta(T - 311) \quad (18)$$

$$b/R^2 = \gamma + \delta(T - 311) \quad (19)$$

式中的 α 、 β 、 γ 、 δ 均为常数,其值由实验结果确定,见表4。

不同气体的 α 、 β 、 γ 、 δ 值^[10]

表4

组分	$\alpha(K^2 \cdot 5/MPa)$	$\beta(K^{1.5}/0.1MPa)$	$\beta(K/0.1MPa)$	$\delta \times 10^4(1/0.1MPa)$
N ₂	1935	-3.85	0.322	0
CH ₄	4525	-2.53	0.342	0
CO ₂	9137	2.77	0.336	6.82
C ₂ H ₆	13870	-3.11	0.509	0
H ₂ S	13803	-16.1	0.382	-5.1
C ₃ H ₈	28749	-37.26	0.776	-8.6

对于纯组分应用表4的四个常数可以得出准确的结果,但对于二元混合物则需把式(15)、(17)所示的结合规则改变如下:

$$a_m = y_i^2 a_{i,i} + 2y_i y_j a_{i,j} + y_j^2 a_{j,j} \quad (20)$$

$$2a_i a_j = K_{i,j} a_{i,i} + (1 + K_{i,j}) a_{j,j} \quad (21)$$

式(21)中的 $K_{i,j}$ 是一个无因次经验常数,按二元混合物实验数据确定。不同系统的 $K_{i,j}$ 值见表5。

经以上修正后的R-K方程,能推广到含CO₂和H₂S的天然气。在温度为21℃~121℃,压力为0~10.2MPa范围内,计算结果的绝对平均偏差为0.1%~0.3%,最大不超过1.1%。对于CO₂和H₂S含量高的天然气,也同样可用维切特提出的临界温度校正因子来校正^[5]。

不同系统的常数 $K_{i,j}$ 值

表5

组分 i	N ₂					CH ₄				
组分 j	CH ₄	CO ₂	C ₂ H ₆	H ₂ S	C ₃ H ₈	CO ₂	C ₂ H ₆	H ₂ S	C ₃ H ₈	
$K_{i,j}$	-0.37	0.065	0.3	0.415	0.7	-0.5	-0.235	0.04	0.29	
组分 i	CO ₂		C ₂ H ₆			H ₂ S				
组分 j	C ₂ H ₆	H ₂ S	C ₃ H ₈		H ₂ S	C ₃ H ₈				
$K_{i,j}$	-1.36	-1.54	0.72-0.001944T		21.2	-0.46				

近年来琼切克(美)等人提出用包括八个常数的BWR方程计算Z,其方程形式如下:

$$Z = 1 + (A_1 + A_2/T_r + A_3/T_r^3)\rho_r + (A_4 + A_5/T_r)\rho_r^2 + A_5 A_8 \rho_r^5/T_r + A_7 \rho_r^3/T_r^3 (1 + A_8 \rho_r^2) \exp(-A_8 \rho_r^2) \quad (22)$$

式中的 A_1 、 A_2 、…… A_8 表示八个数,其值可参阅文献^[11], T_r 为拟对比温度, ρ_r 为拟对比密度。

霍尔(美)等人提出用卡纳汉(美)一斯泰令(美)状态方程为基础计算Z,所用的四个基本方程如下:

$$Z = P/\rho RT \quad (23)$$

$$y = b\rho/4 \quad (24)$$

$$Z = (1 + y + y^2 + y^3) / (1 - y)^3 - (14.76t - 9.76t^2 + 4.58t^3)y + (90.7t - 242.2t^2 + 42.4t^3)y^{(2.18+2.82t)} \quad (25)$$

$$bP_c / RT_c = 0.245 \exp [-1.2(1-t)^2] \quad (26)$$

(23~26)式中 ρ ——密度;

b ——“范德瓦尔型”协体积;

t ——对比温度的倒数 (T_c/T)。

求解时,先合并式(24)和式(26),以消去 b ,重排后得到 ρ 的表达式:

$$\rho = \frac{P_c y}{0.06125 RT_c \exp [-1.2(1-t)^2]} \quad (27)$$

将(27)式代入(23)式得到 Z 和 y 的关系式:

$$Z = \frac{0.06125 P_c t \exp [-1.2(1-t)^2]}{y} \quad (28)$$

将式(28)代入式(25),经调整后可得到 y 和 P_c 的关系式

$$-0.06125 P_c t \exp [-1.2(1-t)^2] + \frac{y + y^2 + y^3 + y^4}{1 - y^3} - (14.76t - 9.76t^2 + 4.58t^3)y^2 + (90.7t - 242.2t^2 + 42.4t^3)y^{(2.18+2.82t)} = 0 \quad (29)$$

式(29)是非线性方程,可用牛顿迭代法求解,计算示例见参考文献[12]。

四、结 论

1. 对非烃类组分含量不高的天然气, S—K图算法的绝对平均偏差约3%,即使非烃类气体含量达到5%,也不会严重影响准确度。当气体平均分子量超过20,而压缩系数低于0.6时,查得的数据可能出现较大偏差,最大达到5%^[1]。

2. 偏心因子法和EMR法的准确度均比S—K图算法高。对非烃类气体含量高的天然气,只要适当校正,仍能使其偏差不超过1%。在处理步骤上二者方法也有相似之处,这是因为 ω 和EMR之间互呈线性函数关系^[3]。

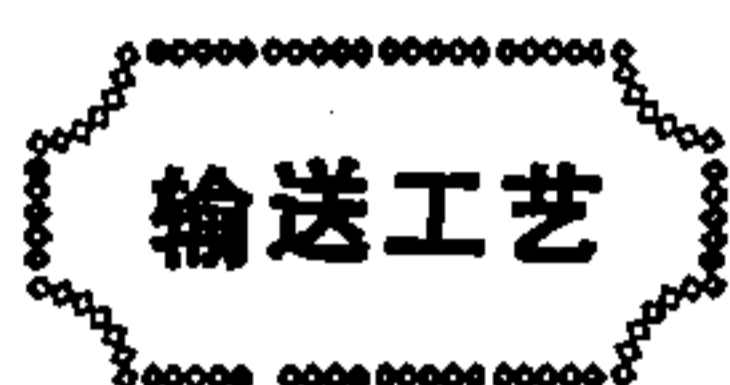
3. 基于拟合S—K算图上等温线的诸方法中,较成功的是戈派尔提出的方法。此法无需用试差或迭代的步骤,计算时间短,即使 P_c 扩展到40.0,其结果准确性仍与状态方程相当^[9]。

4. 状态方程中使用较多的是R—K方程;对非烃类组分和重烃含量不高的天然气,可达很高的准确度。对非烃类气体和重烃含量高的天然气可考虑用霍尔提出的方法。

5. 无论用S—K图算法,偏心因子法或状态方程法,对含CO₂和H₂S的天然气均可用临界温度校正法校正。此法简便,很适合工程上使用。以电算技术为基础的方法,能迅速处理大量数据,并加以储存备用。这是近年来发展较快的原因,已引起人们的重视。

参 考 文 献

- [1] 《气体加工工程数据手册》(中译本),石油工业出版社,1984年
 [2] 四川石油管理局编:《天然气工程手册》(上),石油工业出版社,1983年



紊流混摩区十一个 显式摩阻公式的比较

蒲家宁

各国公认, 迄今为止计算紊流混合摩擦区摩阻系数最准确的公式, 是美国科尔布鲁克于1939年给出的公式:

$$1/\sqrt{\lambda} = -2 \log (K/3.71D + 2.51/Re\sqrt{\lambda})$$

苏联学者阿尔特舒尔在1982年著的《水力摩阻》^[1]一书中说, 该式计算值与实测值的误差: 钢管不超过 $\pm 2.5\%$ 、铁管不超过 $\pm 1\%$ 、镀锌管不超过 $\pm 3.5\%$ 。大家也认为, 该式也可用于整个紊流区的水力计算。文献〔1〕中指出用科尔布鲁克式计算水力光滑管, 流速误差为 $\pm 2.5\%$, 此误差处在大多数流量计的精度范围内。

应用科尔布鲁克式的最大障碍是该式为隐式, 只能用迭代方法得到数值解。为了克服这个障碍, 从1947年摩迪开始, 一直到现在众多学者推出了形形色色的显式计算式。按我国和苏联的石油储运专业文献和近年来外刊的介绍, 列举下面11个公式^{[2]、[3]、[4]、[5]}:

摩迪(1974年)公式:

$$\lambda = 5.5 \times 10^{-3} [1 + (2 \times 10^4 K/D + 1 \times 10^6/Re)^{1/3}] \quad (1)$$

阿尔特舒尔(1950年)公式:

$$\lambda = 0.11 (K/D + 68/Re)^{0.25} \quad (2)$$

弗烈克尔公式: $1/\sqrt{\lambda} = -2 \log [K/3.71D + (6.81/Re)^{0.9}] \quad (3)$

斯瓦米-杰恩(1976年)公式:

-
- [3] J.M Campbell ---, Gas Conditioning and Processing (Fifth Edition), 1981, Vol. 1, Chapter 5
[4] W.R. Mcleod ---, Oil and Gas Journal, 1969, Vol. 67, No. 27, P115
[5] E. Wichert ---, Hydrocarbon Processing, 1972, Vol. 51, No. 5, P119
[6] C.U. Ikoku; Natural Gas Engineering, 1980, Chapter 2
[7] E.H. Gray ---, Oil and Gas Journal, 1959, Vol. 57, No. 30, P80
[8] A.M. Sarem; Oil and Gas Journal, 1961, Vol. 59, No. 38, P118
[9] V.N. Gopal; Oil and Gas Journal, 1977, Vol. 75, No. 32, P58
[10] R.L. Robinson ---, Hydrocarbon Processing, 1965, Vol. 44, No. 4, P141
[11] L. Matter ---, The Journal of Canadian petroleum Technology, 1975, Vol. 14, No. 4, P77
[12] L. Yarborough ---, Oil and Gas Journal, 1974, Vol. 72, No. 7, P86