

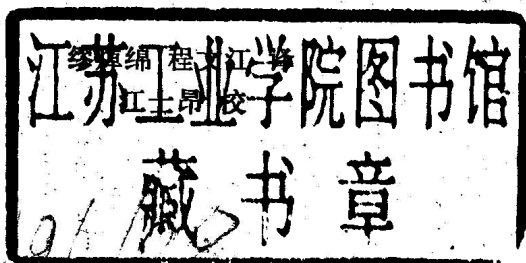


78.65  
736

美国管道设计工程实践工作委员会报告

# 烃类气体和液体的管道设计

[美]管道规划委员会管道处



石油工业出版社

## 内 容 提 要

本书主要介绍用管道输送烃类气体和烃类液体时的各种计算公式,包括压气机、泵等设备的简单计算,指出各种公式适用范围及精度,列有适用于米制及英制的计算图表,同时作了大量计算示范,对于加深读者的理解及应用很有裨益。

本书适合石油、化工管道设计工作者使用,亦可作为管道设计教学的补充教材及工程技术人员自学读物。

Report of the  
Task Committee on Engineering  
Practice in the Design of Pipelines  
**PIPELINE DESIGN FOR HYDROCARBON  
GASES AND LIQUIDS**  
American Society of Civil Engineers 1975

美国管道设计工程实践工作委员会报告

烃类气体和液体的管道设计

[美]管道规划委员会管道处

缪焯绵 程文江 译

江士昂 校

石油工业出版社出版

(北京和平里七区十六号楼)

化学工业出版社印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

开本  $787 \times 1092^{1/32}$  印张 3 字数 65 千字 印数 1-4,600

1980年2月北京第1版 1980年2月北京第1次印刷

书号 15037·2156 定价 0.33 元

# 目 录

引言	1
第 1 章 流体参数简介	2
1.1 概述	2
1.2 体积的定义	3
1.3 比重(相对密度)	4
1.4 流动温度	5
1.5 超压缩性	5
1.6 粘度	7
1.7 流动状态	8
第 2 章 流动方程式	10
2.1 气体流动方程式	10
2.2 液体流动方程式	18
第 3 章 计算实例	23
3.1 气体流动方程式	23
3.2 液体流动方程式	42
第 4 章 压气机、泵和管道用管	57
4.1 气体压缩	57
4.2 液烃用泵	59
4.3 管子材质及壁厚选择	61
第 5 章 经济	64
5.4 经济设计流速	64
5.5 经济最优化	64
附录 1 符号	67
附录 2 略语	69
附录 3 有关表格及插图	71
表 1 标准单位及换算因数表	71

35067

表 2	雷诺数 $R$ 与输送因数 $F$ 的关系表	73
表 3	比重 $G=0.6$ 气体超压缩性因数表	81
表 4	绝对粗糙度 $K$ 值表	81
表 5	比重 $G=0.6$ 的气体绝对粘度 $\mu$	82
表 6	粗糙管输送因数 $F$ 表	83
表 7	光滑管输送因数 $F_s$ 值表	84
表 8	阻力因数 $F_r$ 值表	84
表 9	哈詹-威廉斯系数 $C_h$	85
表 10	每天每百万标立方英尺所需功率与压缩比的关系	85
图 1	输送因数与雷诺数关系图	86
图 2	烃类液体的比重与温度关系图	87
附录 4	参考文献	88

70000

## 引 言

工作委员会报告第一部分是论述上下水管道设计的。有关工作委员会的历史和著者姓名读者可参看第一部分的引言。

第二部分论述烃类气体和烃类液体管道设计中的常用方程式。原来是按气体和液体两部分分写的，委员会决定写成一个综合报告会更适合些。内容包括压送功率计算和经济上的讨论。本报告编写的目的是，帮助对管道设计不熟悉的工程师在初步研究阶段，探讨作为输送方式之一的管道在同他更熟悉的其它运输方式对比时的可用性。

文中所用符号，在第一次出现时加以解释，并汇编于附录1中。所用略语列入附录2。附录3列有读者在计算中要用到的表和图。引用的参考资料列入附录4。

# 第 1 章 流体参数简介

## 1.1 概 述

在管道设计中遇到的烃，大多数都是具有  $C_2H_{2n+2}$  化学分子式的脂族。这些脂族的最轻组分甲烷 ( $CH_4$ )、乙烷 ( $C_2H_6$ )、丙烷 ( $C_3H_8$ ) 和丁烷 ( $C_4H_{10}$ ) 等，在  $60^\circ F$  ( $15.6^\circ C$ ) 及大气压力下都是气体，而在此条件下较重的烃则为液体。

商品“天然气”是 95~98% 纯度的甲烷，通常以气体状态用管道来输送。但工业上，在大气压及  $-260^\circ F$  ( $-162.2^\circ C$ ) 的条件下，天然气是以液体状态来贮存的。其它气体则根据温度和压力条件的控制，以气体或液体状态通过管道来输送。

石油液体大体上分为三个基本组：轻馏分，中间馏分和渣油。轻馏分包括汽油和石脑油，中间馏分包括灯油、柴油和燃料油。渣油很少不经加热就能通过管道输送，因为在  $40\sim 80^\circ F$  ( $4.4\sim 26.7^\circ C$ ) 的正常地温下，渣油的粘度太大，泵送不经济。炼油厂裂化渣油的一部分，以制取较轻的液体。

几乎所有烃族的化合物都可互相混合。用管道输送的烃类燃料和产品通常是几种这类化合物的混合物。由于每种化合物具有它自己的物理性质，气相和液相关系是由分压定律所决定的。许多烃类化合物的临界常数可以在任何一本石油化学课本里找到。

由于适于管道输送的烃类混合物变化是这样大，上述教条式的简化只不过打算给读者建立这样的认识，即烃类对温度和压力是很敏感的。

本报告只讲单相流动；因此假定读者对于使产品保持单相的压力和温度的范围是了解的。粗略地概括一下，当气体混合物的比重(见 1.3 节)小于 0.65(空气=1.0) 或液体混合物的比重大于 0.65(水=1.0) 时，在正常温度及压力条件下，管道输送的产品将能作单相流动。

## 1.2 体积的定义

### 1.2.1 气体

气体流量通常是按单位时间流过的标准立方英尺为基准来计量的。标准立方英尺的定义包含绝对压力基准和温度基准。在美国，压力基准随各州而异，虽然联邦动力委员会采用 14.73 磅/英寸<sup>2</sup>(绝)[1.0356 公斤/厘米<sup>2</sup>(绝)]。温度基准通常是 60°F(15.6°C)。销售单位一般是千标准立方英尺(MCF)。绝对(列氏)温度是在华氏温度值上加 459.67 来确定的。

欧洲的习惯在解释标准体积时，要求在 0°C 或 15°C 时压力为 1.033 公斤/厘米<sup>2</sup> (正常大气压) 或一个工程大气压，1.000 公斤/厘米<sup>2</sup>。工程大气压已越来越普遍地被采用。绝对(开氏)温度是在摄氏温度值上加 273.15 来达到的。销售单位一般采用立方米或热值。

解释的其它单位和换算因数见表 1。

### 1.2.2 液体

美国的习惯是用管道输送密度下每小时桶数来计算流量的(一桶等于 42 美制加仑)。商品交接时液体的体积一定要用参考文献 14 中的表修正为 60°F 时的标准体积。



欧洲的习惯是用每小时公吨数来计算流量，使用这种方法可以消除热胀冷缩引起的体积上的微小变化。

解释的其它单位和换算因数见表 1。

### 1.3 比重(相对密度)

#### 1.3.1 气体

烃类气体的比重是气体比重和干空气比重的比率。两者的比重均应在相同温度及压力条件下取得。普遍是在常压或接近常压下，通过与静的或动的质量平衡对比的现场仪表测定值。

更加精确的比重可以通过气体的分子量除以空气的分子量进行计算求得。

#### 1.3.2 液体

有几种方法用来表示烃类液体的比重。一种方法是温度 60°F 时的烃类液体比重与温度 60°F 时水的比重的比率。另一种更常用的方法是用美国石油学会度(°API)表示。

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5^{\text{①}}}{\text{Sp} \cdot \text{Gr} \cdot 60^{\circ}\text{F}/60^{\circ}\text{F}} - 131.5 \quad 1.3.20$$

Sp·Gr·60°F/60°F 一词指的是 60°F 烃类液体比重与 60°F 水的比重之比。

第三种方法是用波美度：

对于比水轻的烃类液体：

$$\text{波美度} = \frac{140}{\text{Sp} \cdot \text{Gr} \cdot 60^{\circ}\text{F}/60^{\circ}\text{F}} - 130 \quad 1.3.21$$

对于比水重的烃类液体：

① 上式原文分子为 140，恐有误应为 141.5——译者注。

$$\text{波美度} = 145 - \frac{145}{\text{Sp. Gr.} \cdot 60^{\circ}\text{F}/60^{\circ}\text{F}} \quad 1.3.22$$

表 9 列有一些常见液体的比重。

美国石油学会度和波美度的数值通常是用专门的比重计在现场温度下来量测的，并用参考文献 14 中的表或用图 2 的近似值修正。

## 1.4 流动温度

### 1.4.1 气体

因为气体的比容取决于压力和温度；所以在等径管道中气体流动的速度必然随着压力及温度的改变而改变。

本报告提出的方程式全部是以恒温流动为基础的。但是对于进出口之间较小的温度差，如小于  $30^{\circ}\text{F}$  ( $16.7^{\circ}\text{C}$ )，流动温度采用简单的平均值就足够了。虽然温度梯度不是一条直线<sup>[35]</sup>，但对于具有较大温差的有效流动温度，仍然可用  $1/3$  入口温度加  $2/3$  出口温度来计算。

### 1.4.2 液体

某些液态烃的流动温度对于采用的密度和粘度值有较大的影响。例如，对于某些在输送中不受地对管传热影响的液体，实际上它的温度将会升高<sup>[7, 22]</sup>。在实际应用时，对于长输管道，埋地时采用广泛存在的土壤温度，架空时采用平均大气温度。

## 1.5 超压缩性

### 1.5.1 气体

波义耳和查理定律表明，气体的比重与绝对压力成正比而与绝对温度成反比。所有气体对这一关系都存在着不同程

度的偏差。

用美国煤气协会手册<sup>[1]</sup>来计算超压缩因数是最精确的。但在最常遇到的条件下，即  $G=0.55\sim 0.700$ ,  $P=0\sim 1000$  磅/英寸<sup>2</sup> ( $0\sim 70.3$  公斤/厘米<sup>2</sup>),  $T_f=490\sim 600^\circ\text{R}$  ( $272.2\sim 333.3^\circ\text{K}$ ) 时，采用美国加利福尼亚天然汽油协会 (GNGA)<sup>[8]</sup> 的方法进行计算是最简便的，而且对于初步研究阶段具有足够的精度。

GNGA 法，

$$Z = \frac{1}{1 + \frac{C_r P \times 10^{1.785G}}{T_f 3.825}} \quad 1.5.10$$

式中  $Z$ ——超压缩因数，无因次；

$C_r$ ——常数，用 f.p.s. (英尺-磅-秒) 单位制时为  $3.444 \times 10^5$ ，用米 (厘米-克-秒) 单位制时为  $5.172 \times 10^5$ ；

$P$ ——压力，磅/英寸<sup>2</sup>(表)，或公斤/厘米<sup>2</sup>(表)；

$G$ ——相对比重，无因次；

$T_f$ ——气体流动温度， $^\circ\text{R}$  或  $^\circ\text{K}$ 。

工程技术人员有时还会碰到称作偏差因数的术语，一般都把它表示为  $F_{pv}$ ，常用于孔板装置的计算中。 $Z$  与  $F_{pv}$  的关系为

$$Z = \frac{1}{(F_{pv})^2} \quad 1.5.11$$

另一个经常遇到的术语是超膨胀因数  $Y$ ，它是  $Z$  的倒数。

### 1.5.2 液体

尽管本报告讲到的方程式，都是把液体假定为不可压缩

的，实际上，随着压力的变化，液体的体积仍有微小的变化。虽然烃类液体的压缩性通常比水大得多，但是在管道实际输送烃类液体时，还存在引起压力喘震的危险。要减小这种危险，需对管道许用应力及流动控制设备加以适当的注意，但我们还是建议找有经验的专家进行这部分设计。

读者可参阅第一部分上下水报告中关于水锤的精辟论述和特别涉及烃类液体的另一精辟论述<sup>[26]</sup>。

## 1.6 粘 度

### 1.6.1 气体

气体的绝对（动力）粘度值随压力和温度的增加而增加。在设计上采用 Garr, Kobayashi 和 Burrows<sup>[9]</sup> 测定粘度的方法可以认为是具有足够精度的。虽然表 5 是按  $G=0.600$  的气体作出的，但在  $G=0.55\sim 0.65$  范围内，仍具有足够的精度。

### 1.6.2 液体

在任何温度下对应于剪切强度具有恒剪切比的液体，称为牛顿流体，这时绝对粘度只是温度的函数，它随着温度的降低而增加。非牛顿流体的粘度不仅是温度的函数，而且是速度的函数，在某些情况下还是时间的函数。这里提到的方程式是以牛顿流体为前提的。工程师在处理非牛顿流体（一般同渣油相联系）时，应当在进行设计以前与专家磋商。

有几种测量液体粘度的方法。这些方法中的大多数是测量液体从一个标准仪器中流过所需的时间。这些测量结果用秒或度表示，测量值必须换算成可用的水力学单位。运动粘度， $\nu$ （单位为厘沱），在表述的温度下：

赛波特(Saybolt, 常用于美国)，用  $U$  表示。

$U = \text{SSU}$  (赛波特通用粘度) (秒)

当  $U = 32 \sim 100 \text{ SSU}$  时,

$$\nu = 0.226U - 195/U \quad 1.6.20$$

当  $U > 100 \text{ SSU}$  时,

$$\nu = 0.220U - 135/U \quad 1.6.21$$

赛波特弗洛粘度 (Saybolt Furol) 用符号  $F_u$  表示, 用于高粘度的重油。

$F_u = \text{赛波特弗洛粘度}$  (秒)

当  $F_u$  在  $25 \sim 40$  弗洛秒时,

$$\nu = 2.24F_u - 184/F_u \quad 1.6.22$$

当  $F_u > 40$  弗洛秒时,

$$\nu = 2.16F_u - 60/F_u \quad 1.6.23$$

恩格勒 (Engler, 用于欧洲) 用符号  $E$  表示,

$E = \text{恩格勒度}$

当  $E$  在  $1.14 \sim 10$  恩格勒度之间时,

$$\nu = 7.541E - 7.29/E \quad 1.6.24$$

表 9 列入了几种常用液体的粘度。

## 1.7 流动状态

### 1.7.1 概述

在任何问题中广泛存在着的流动状态类型是由雷诺数确定的。读者可参阅流动状态理论的几项原著<sup>[30, 31, 33, 41]</sup>、其它实验方面的著作<sup>[12, 32, 39]</sup>和译文<sup>[10, 28, 36]</sup>。此外, 读者还应参阅那些可以进一步澄清与在流动方程式中变量选择相联系的某些难题的著作<sup>[11, 21, 24, 27, 39, 40]</sup>。

### 1.7.2 气体

几乎所有在管道内流动的气体, 其雷诺数都已超过层流

流态而进入部分或完全紊流流态。事实上，在大多数情况下，雷诺数都是高到足以使工程师考虑把管内表面条件作为经济设计准则之一。

确定烃类气体近似雷诺数的最好经验公式是用每天标准立方英尺流量除以用英寸计的管径。例如，30 英寸州际管道的流量为 600000 千英尺<sup>3</sup>/天时，算得雷诺数约为 2000000。

### 1.7.3 液体

除了短距离管道输送高粘度油品这种可能情况外，液态烃的雷诺数一般都超过层流的界限。例如，12 英寸管道每天输送 50000 桶比重 34°API，粘度 120 SSU 的原油，平均温度 60°F 的条件下，雷诺数约为 15000。

在大多数情况下，经济流量范围的雷诺数不应高到使管内表面条件具有经济上的影响。

## 第 2 章 流动方程式

### 2.1 气体流动方程式

#### 2.1.1 基本方程式

此处采用到的符号规定如下：

$C_g$ ——常数，以英尺-磅-秒制表示时为 38.774  
或以米制表示时为 0.00057473；

$C_s$ ——常数，以英尺-磅-秒制为 0.0375  
或，米制为 0.0684；

$D$ ——管内径，英寸或毫米；

$e$ ——自然对数底数，等于 2.718……；

$F$ ——输送因数，无因次；

$G$ ——气体比重，相对于干空气(相对密度)；

$H_2$ ——高于某基准面的下游高程，英尺或米；

$H_1$ ——高于某基准面的上游高程，英尺或米；

$\Delta H$ —— $H_2 - H_1$  之高程差，英尺或米；

$L$ ——管道长度，英里或公里；

$P_1$ ——入口或上游压力，磅/英寸<sup>2</sup>(绝)或公斤/厘米<sup>2</sup>  
(绝)；

$P_2$ ——出口或下游压力，磅/英寸<sup>2</sup>(绝)或公斤/厘米<sup>2</sup>  
(绝)；

$P_b$ ——标准压力；磅/英寸<sup>2</sup>(绝)或公斤/厘米<sup>2</sup>(绝)；

$Q$ ——在标准温度及标准压力下的流量，标英尺<sup>3</sup>/天，

或标米<sup>3</sup>/天;

$s$ ——气体密度因数, 无因次;

$T_b$ ——标准温度, °R(459.67 + °F)或°K(273.15 + °C);

$T_f$ ——平均流动温度, °R 或 °K;

$Z$ ——平均条件下的压缩因数, 无因次。

管道内可压缩的流体稳定恒温流动方程为

$$Q = C_Q(T_b/P_b)D^{2.5}F\left(\frac{P_1^2 - e^s P_2^2}{GT_f L_e Z}\right)^{0.5} \quad 2.1.10$$

$$s = \frac{C_g \Delta H G}{T_f Z} \quad 2.1.11$$

如果从点(1)到点(2)假定为单一的坡度,

$$L_e = L(e^s - 1)/s, \quad 2.1.12$$

如果碰到的是一系列坡度,

$$\text{令} \quad j = (e^s - 1)/s$$

则

$$L_e = L_1 j_1 + L_2 e^{s_1} j_2 + L_3 e^{s_1 s_2} j_3 \cdots L_n e^{s_1 s_2 \cdots s_{n-1}} j_n \quad 2.1.13$$

式中,  $j_1, j_2, j_n$  是按每一相继管段标高的升降而进行计算的, 而  $s_1, s_2, \cdots, s_{n-1}$  是按自管道入口至每一相应管段末端的升降而进行计算的。

2.1.13 方程式是用来考虑高程影响的输送量计算的最精确的方程式。一般平坦地形, 使用 2.1.12 方程式精度就够了。

若高程变化为零时,  $e^s = 1$ ,  $L_e = L$ , 这样:

$$Q = C_Q(T_b/P_b)D^{2.5}F\left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{GT_f L_s}\right]^{0.5} \quad 2.1.14$$

在求  $Z$  值时, 如果  $P_1$  或  $P_2$  二者中有一个为未知数, 就得进行迭代计算。表 3 的  $Z$  值是按美国煤气协会(AGA)



的方法，取  $G=0.6$  进行计算求得的。

当压力为未知数时，我们可用一般的平均压力值来假定  $Z$  值，然后必须用  $P_1$  和  $P_2$  来计算平均压力 ( $P_m$ )，再检查原先假定的  $Z$  值是否合适。

压降不大，即只为  $P_1$  的 20% 时， $P_m$  的计算采用简单的平均值就够了。其式为

$$P_m = \frac{P_1 + P_2}{2} \quad 2.1.15$$

但在有较大压力损失的情况下，或为了计算精确度更高的管道储量时，就应该采用下面精确的方程式<sup>[42]</sup>。

$$P_m = \frac{2}{3} \left( P_1 + P_2 - \frac{P_1 P_2}{P_1 + P_2} \right) \quad 2.1.16$$

凡宁摩擦系数  $f$  是雷诺数  $R$  的函数， $R$  的方程式为

$$R = \frac{dU\rho}{\mu} \quad 2.1.17$$

式中  $d$ ——管内径，英尺或毫米；

$U$ ——平均流速，英尺/秒或厘米/秒；

$\rho$ ——平均密度，磅/英尺<sup>3</sup>或克/厘米<sup>3</sup>；

$\mu$ ——平均绝对粘度，磅/英尺-秒。

如果把 2.1.17 公式的单位换成在前面讲过的常用单位表示，公式就变为

$$R = \frac{C_N Q G P_b}{D \mu T_b} \quad 2.1.18$$

式中  $C_N$ ——常数，英尺-磅-秒制为 0.0004778

或，米制为 50.33。

输送因数  $F$ ，相当普遍地使用在气体流动方程式中，它与凡宁摩擦系数的关系如下，