

中华人民共和国行业标准

HG

国际通用设计体制和方法

HG/T 20570—95

工艺系统工程设计 技术规定

1996—05—02 发布

1996—09—01 实施

中华人民共和国化学工业部 发布

中华人民共和国行业标准

工艺系统工程设计技术规定

HG/T 20570—95

主编单位：化工部工艺系统设计技术中心站

批准部门：化 学 工 业 部

实施日期：一 九 九 六 年 九 月 一 日

化工部工程建设标准编辑中心

1996 北 京

管道压力降计算

HG/T 20570.7—95

编制单位：中国成达化学工程公司

中国寰球化学工程公司

中国天辰化学工程公司

批准部门：化 学 工 业 部

实施日期：一九九六年九月一日

编制人：

中国成达化学工程公司 刘静芳(第一章、第二章、第六章)
中国寰球化学工程公司 赵 敏(第三章) 吕文璞(第四章)
腾克利(第五章)
中国天辰化学工程公司 唐亦农(第七章)

审核人：

中国成达化学工程公司 曾庆祥(第一章、第二章、第六章)
中国寰球化学工程公司 汪清裕(第三章、第四章) 杨 宜
化工部第三设计院 谈 冲
化工部系统设计技术中心站 盛青萍 龚人伟

1 单相流(不可压缩流体)

1.1 简 述

1.1.1 本规定适用于牛顿型单相流体在管道中流动压力降的计算。在化工工艺专业已基本确定各有关主要设备的工作压力的情况下,进行系统的水力计算。根据化工工艺要求计算各主要设备之间的管道(包括管段、阀门、控制阀、流量计及管件等)的压力降,使系统总压力降控制在给定的工作压力范围内,在此基础上确定管道尺寸、设备接管口尺寸、控制阀和流量计的允许压力降,以及安全阀和爆破片的泄放压力等。

1.1.2 牛顿型流体是流体剪应力与速度梯度成正比而粘度为其比例系数。凡是气体都是牛顿型流体,除由高分子等物质组成的液体和泥浆外,多数液体亦属牛顿型流体。

1.2 计算方法

1.2.1 注意事项

1.2.1.1 安全系数

计算方法中未考虑安全系数,计算时应根据实际情况选用合理的数值。通常,对平均需要使用5~10年的钢管,在摩擦系数中加20%~30%的安全系数,就可以适应其粗糙度条件的变化;超过5~10年,条件往往会保持稳定,但也可能进一步恶化。此系数中未考虑由于流量增加而增加的压力降,因此须再增加10%~20%的安全系数。规定中对摩擦压力降计算结果按1.15倍系数来确定系统的摩擦压力降,但对静压力降和其它压力降不乘系数。

1.2.1.2 计算准确度

在工程计算中,计算结果取小数后两位有效数字为宜。对用当量长度计算压力降的各项计算中,最后结果所取的有效数字仍不超过小数后两位。

1.2.2 管 径

1.2.2.1 确定管径的一般原则

(1) 应根据设计条件来确定管道直径,需要时,可以有设计条件下压力降15%~25%的富裕量,但以下情况除外:

a. 有燃料油循环管路系统的排出管尺寸,应考虑一定的循环量;
b. 泵、压缩机和鼓风机的管道,应按工艺最大流量(在设备设计允许的流速下)来确定尺寸,而不能按机器的最大能力来确定管道尺寸;

c. 间断使用的管道(如开工旁路管道)尺寸,应按可能得到的压差来确定。

(2) 在允许压力降范围内,应采用经济管径,某些管道中流体允许压力降范围见表 1.2.2-1。

(3) 某些对管壁有腐蚀及磨蚀的流体,由流速决定管径,其流速见表 1.2.2-2。

1.2.2.2 管径计算

计算公式如下:

$$d = 18.8 \left(\frac{V_t}{u} \right)^{0.5} = 18.8 \left(\frac{W}{u\rho} \right)^{0.5} \quad (1.2.2-1)$$

式中

d ——管道内直径,mm;

V_t ——流体体积流量, m^3/h ;

u ——流体平均流速, m/s ;

W ——流体质量流量, kg/h ;

ρ ——流体密度, kg/m^3 。

通常可由图 1.2.2-1 或图 1.2.2-2 查得管径。

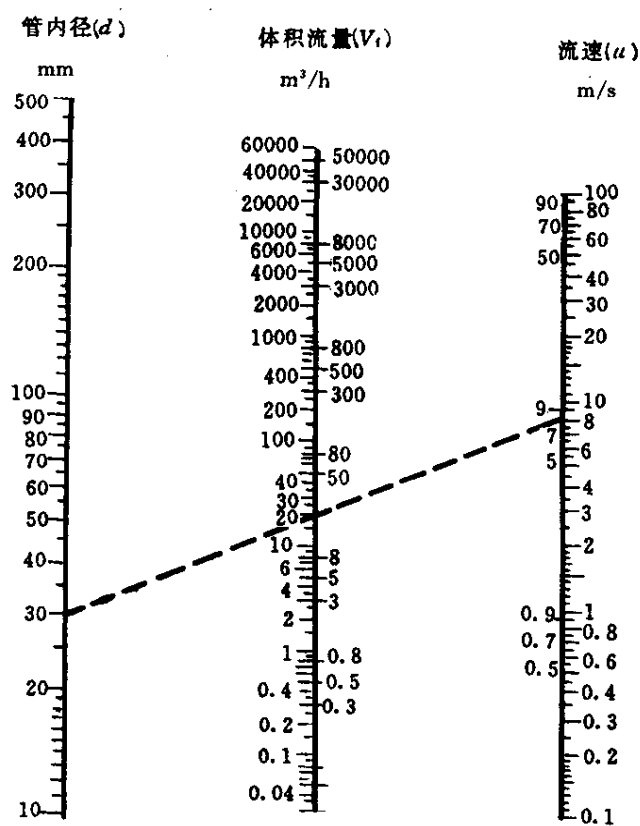


图 1.2.2—1 流速、流量、管径计算图

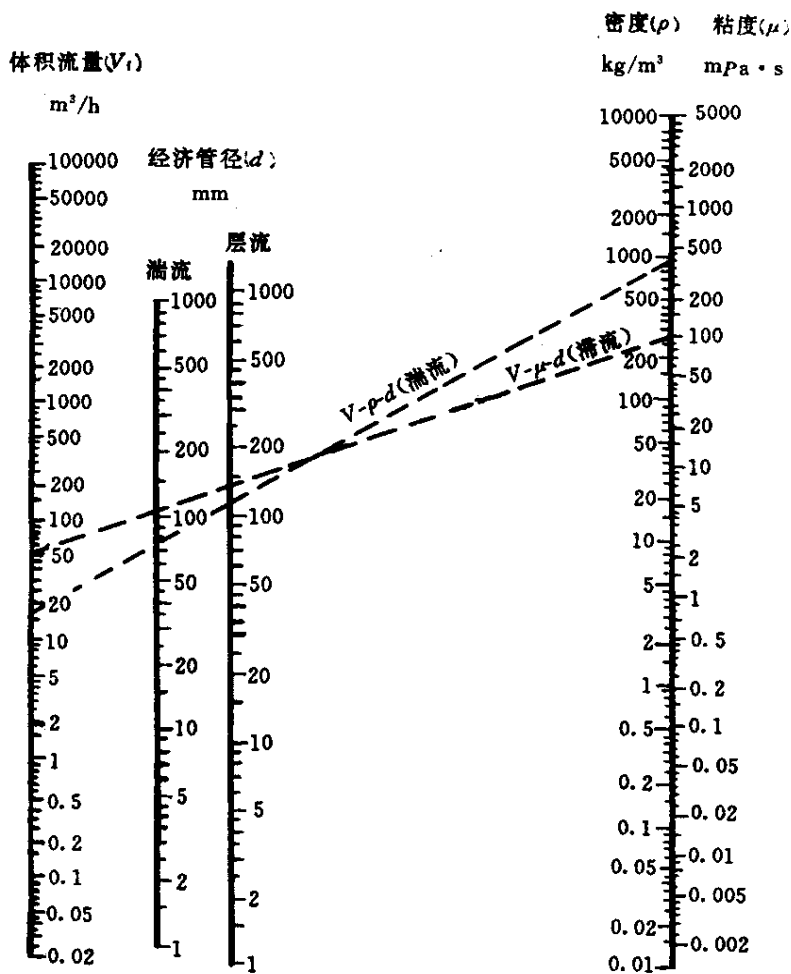


图 1.2.2-2 液体、气体 ($P < 1000\text{kPa}$) 经济管径图

某些管道中流体允许压力降范围

表 1.2.2-1

序 号	管道种类及条件	压力降范围 kPa(100m 管长)
1	蒸汽 $P=6.4\sim 10\text{MPa}$ (表)	46~230
	总管 $P<3.5\text{MPa}$ (表)	12~35
	$P\geq 3.5\text{MPa}$ (表)	23~46
	支管 $P<3.5\text{MPa}$ (表)	23~46
	$P\geq 3.5\text{MPa}$ (表)	23~69
	排气管	4.6~12
2	大型压缩机 $>735\text{kW}$	
	进口	1.8~9
	出口	4.6~6.9
	小型压缩机进出口	2.3~23
	压缩机循环管道及压缩机出口管	0.23~12
3	安全阀	
	进口管(接管点至阀)	最大取整定压力的 3%
	出口管	最大取整定压力的 10%
	出口汇总管	最大取整定压力的 7.5%
4	一般低压工艺气体	2.3~23
5	一般高压工艺气体	2.3~69
6	塔顶出气管	12
7	水总管	23
8	水支管	18
9	泵	
	进口管	最大取 8
	出口管 $<34\text{ m}^3/\text{h}$	35~138
	$34\sim 110\text{ m}^3/\text{h}$	23~92
	$>110\text{ m}^3/\text{h}$	12~46

某些对管壁有腐蚀及磨蚀流体的流速

表 1.2.2-2

序 号	介 质 条 件	管 道 材 料	最大允许流速 m/s
1	烧碱液(浓度>5%)	碳钢	1.22
2	浓硫酸(浓度>80%)	碳钢	1.22
3	酚水(含酚>1%)	碳钢	0.91
4	含酚蒸汽	碳钢	18.00
5	盐水	碳钢	1.83
	管径≥900	衬水泥或沥青钢管	4.60
	管径<900	衬水泥或沥青钢管	6.00

注:当管道为含镍不锈钢时,流速有时可提高到表中流速的10倍以上。

1.2.3 管路

1.2.3.1 简单管路

凡是没有分支的管路称为简单管路。

(1) 管径不变的简单管路,流体通过整个管路的流量不变。

(2) 由不同管径的管段组成的简单管路,称为串联管路。

a. 通过各管段的流量不变,对于不可压缩流体则有

$$V_i = V_{f1} = V_{f2} = V_{f3} \cdots \cdots \quad (1.2.3-1)$$

b. 整个管路的压力降等于各管段压力降之和,即

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 + \cdots \cdots \quad (1.2.3-2)$$

1.2.3.2 复杂管路

凡是有分支的管路,称为复杂管路。复杂管路可视为由若干简单管路组成。

(1) 并联管路 在主管某处分支,然后又汇合成为一根主管。

a. 各支管压力降相等,即

$$\Delta P = \Delta P_1 = \Delta P_2 = \Delta P_3 = \cdots \cdots \quad (1.2.3-3)$$

在计算压力降时,只计算其中一根管子即可。

b. 各支管流量之和等于主管流量,即

$$V_f = V_{f1} + V_{f2} + V_{f3} + \cdots \cdots \quad (1.2.3-4)$$

(2) 枝状管路 从主管某处分出支管或支管上再分出支管而不汇合成为一根

主管。

- a. 主管流量等于各支管流量之和；
- b. 支管所需能量按耗能最大的支管计算；
- c. 对较复杂的枝状管路，可在分支点处将其划分为若干简单管路，按一般的简单管路分别计算。

1.2.4 管道压力降计算

1.2.4.1 概述

(1) 管道压力降为管道摩擦压力降、静压力降以及速度压力降之和。

管道摩擦压力降包括直管、管件和阀门等的压力降，同时亦包括孔板、突然扩大、突然缩小以及接管口等产生的局部压力降；静压力降是由于管道始端和终端标高差而产生的；速度压力降是指管道始端和终端流体流速不等而产生的压力降。

(2) 对复杂管路分段计算的原则，通常是在支管和总管(或管径变化处)连接处拆开，管件(如异径三通)应划分在总管上，按总管直径选取当量长度。总管长度按最远一台设备计算。

(3) 对因结垢而实际管径减小的管道，应按实际管径进行计算。

雷诺数按下式计算：

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = 354 \frac{W}{d\mu} = 354 \frac{V_f\rho}{d\mu} \quad (1.2.4-1)$$

式中

Re ——雷诺数，无因次；

u ——流体平均流速，m/s；

d ——管道内直径，mm；

μ ——流体粘度，mPa·s；

W ——流体的质量流量，kg/h；

V_f ——流体的体积流量，m³/h；

ρ ——流体密度，kg/m³。

(4) 管壁粗糙度

管壁粗糙度通常是指绝对粗糙度(ϵ)和相对粗糙度(ϵ/d)。

绝对粗糙度表示管子内壁凸出部分的平均高度。在选用时，应考虑到流体对管壁的腐蚀、磨蚀、结垢以及使用情况等因素。如无缝钢管，当流体是石油气、饱和蒸汽以及干压缩空气等腐蚀性小的流体时，可选取绝对粗糙度 $\epsilon=0.2\text{mm}$ ；输送水时，若为冷凝液(有空气)则取 $\epsilon=0.5\text{mm}$ ；纯水取 $\epsilon=0.2\text{mm}$ ；未处理水取 $\epsilon=0.3\sim0.5\text{mm}$ ；

对酸、碱等腐蚀性较大的流体,则可取 $\epsilon=1\text{mm}$ 或更大些。

对相同绝对粗糙度的管道,直径愈小,对摩擦系数影响程度愈大,因此用 ϵ 和 d 的比值 ϵ/d 来表示管壁粗糙度,称为相对粗糙度。在湍流时,管壁粗糙度对流体流动的摩擦系数影响甚大。

摩擦系数(λ)与雷诺数(Re)及管壁相对粗糙度(ϵ/d)的关系见图 1.2.4-1 所示;在完全湍流情况下,清洁新管的管径(d)占绝对粗糙度(ϵ)的关系见图 1.2.4-2 所示。

某些工业管道的绝对粗糙度见表 1.2.4-1;相对粗糙度由图 1.2.4-2 查得。

某些工业管道的绝对粗糙度 表 1.2.4-1

序 号	管 道 类 别		绝对粗糙度(ϵ) mm
1	金 属 管	无缝黄铜管、铜管及铅管	0.01~0.05
2		新的无缝钢管或镀锌铁管	0.1~0.2
3		新的铸铁管	0.25~0.42
4		具有轻度腐蚀的无缝钢管	0.2~0.3
5		具有显著腐蚀的无缝钢管	0.5 以上
6		旧的铸铁管	0.85 以上
7		钢板制管	0.33
8	非 金 属 管	干净玻璃管	0.0015~0.01
9		橡皮软管	0.01~0.03
10		木管道	0.25~1.25
11		陶土排水管	0.45~6.0
12		接头平整的水泥管	0.33
13		石棉水泥管	0.03~0.8

(5) 流动型态

流体在管道中流动的型态分为层流和湍流两种流型,层流与湍流间有一段不稳定的临界区。湍流区又可分为过渡区和完全湍流区。工业生产中流体流型大多属于过渡区,见图 1.2.4-1 所示。

确定管道内流体流动型态的准则是雷诺数(Re)。

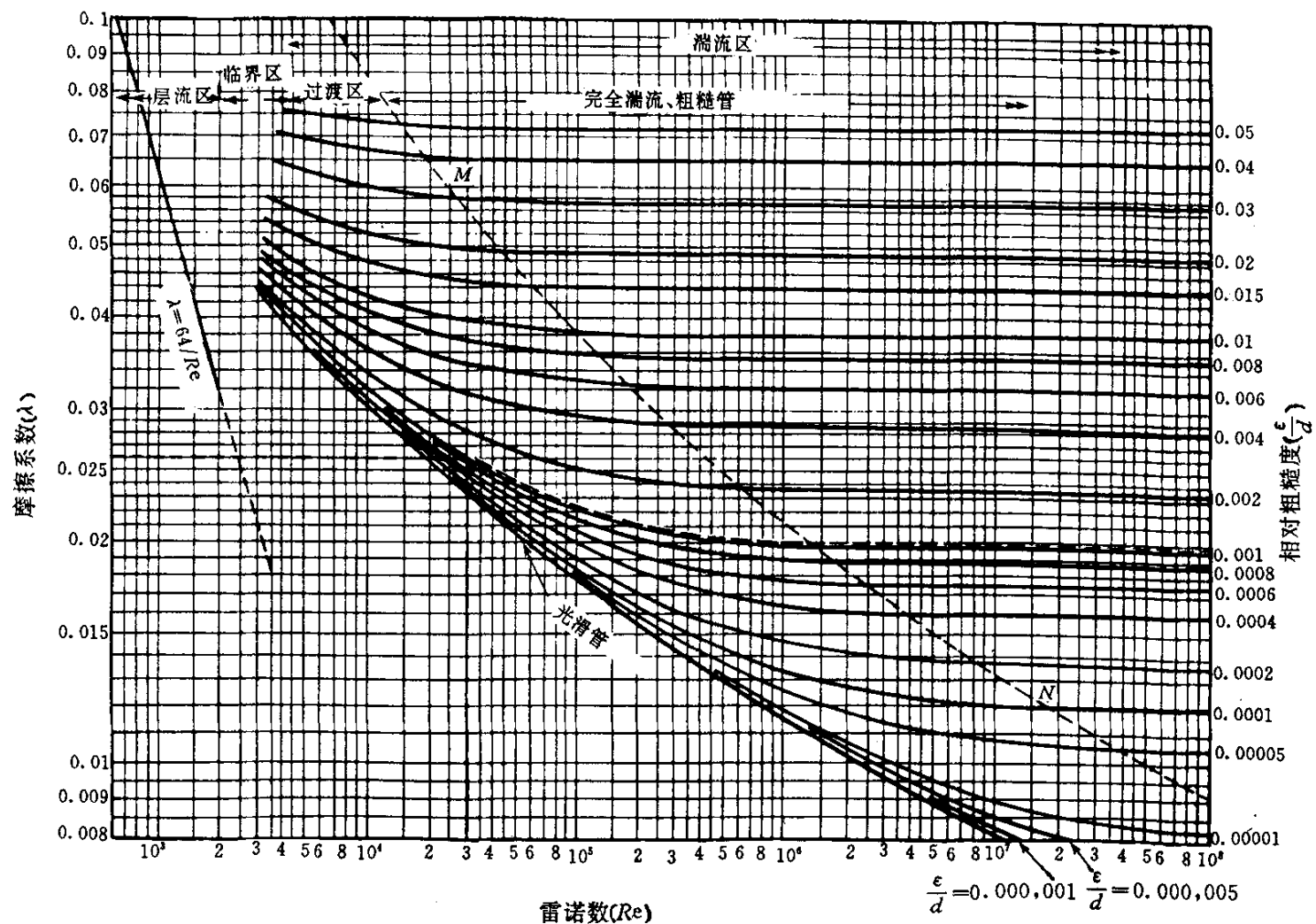


图 1.2.4-1 摩擦系数(λ)与雷诺数(Re)及管壁相对粗糙度(ϵ/d)的关系

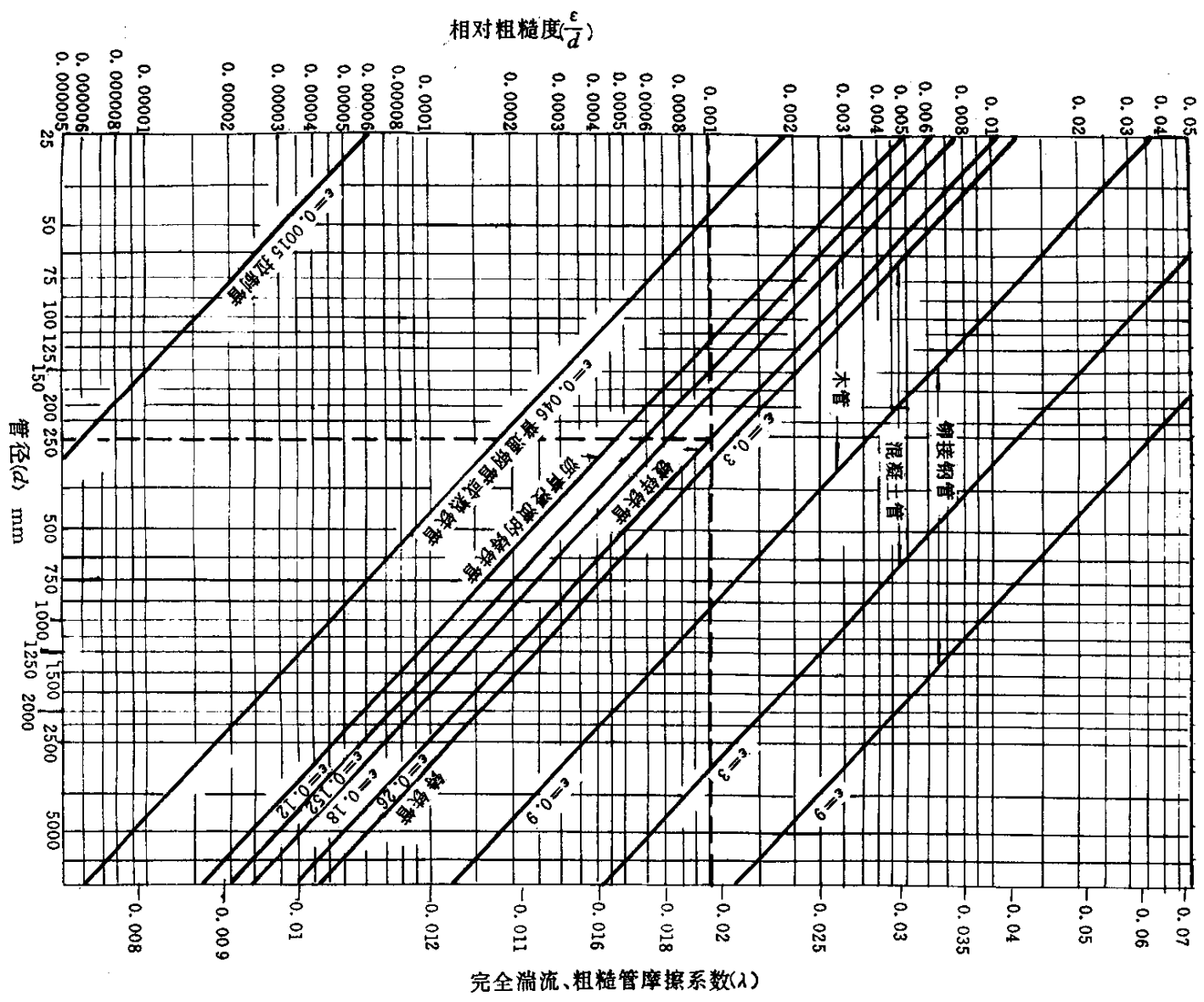


图 1.2.4—2 清洁新管的粗糙度

a. 层流 雷诺数 $Re < 2000$, 其摩擦损失与剪应力成正比, 摩擦压力降与流体流速的一次方成正比。

b. 湍流 雷诺数 $Re \geq 4000$, 其摩擦压力降几乎与流速的平方成正比。

(a) 过渡区 摩擦系数(λ)是雷诺数(Re)和管壁相对粗糙度(ϵ/d)的函数, 在工业生产中, 除粘度较大的某些液体(如稠厚的油类等)外, 为提高流量或传热、传质速率, 要求 $Re > 10^4$ 。因此, 工程设计中管内的流体流型多处于湍流过渡区范围内。

(b) 完全湍流区 在图 1.2.4-1 中, $M-N$ 线上部范围内, 摩擦系数与雷诺数无关而仅随管壁粗糙度变化。

c. 临界区 $2000 < Re < 4000$, 在计算中, 当 $Re > 3000$ 时, 可按湍流来考虑, 其摩擦系数和雷诺数及管壁粗糙度均有关, 当粗糙度一定时, 摩擦系数随雷诺数而变化。

(6) 摩擦系数

a. 层流 层流时摩擦系数用式(1.2.4-2)计算或查图 1.2.4-1。

$$\lambda = 64/Re \quad (1.2.4-2)$$

式中

λ ——摩擦系数, 无因次。

b. 过渡流和完全湍流, 见图 1.2.4-1 所示。

在较长的钢管中, 若输送的是为水所饱和的湿气体, 如氢、二氧化碳、氮、氧及类似的流体, 应考虑到腐蚀而将查图所得摩擦系数乘以 1.2。

(7) 压力降

在管道系统中, 计算流体压力降的理论基础是能量平衡方程。假设流体是在绝热、不对外做功和等焓条件下流动, 对不可压缩流体密度是常数, 则得:

$$\Delta P = (Z_2 - Z_1)\rho g \times 10^{-3} + \frac{(u_2^2 - u_1^2)}{2}\rho \times 10^{-3} + \Sigma h_f(\rho \times 10^{-3}) \quad (1.2.4-3)$$

$$\Sigma h_f = \lambda \cdot \frac{(L + \Sigma L_e)}{D} \cdot \frac{u^2}{2} \quad (1.2.4-4)$$

因此

$$\Delta P = (Z_2 - Z_1)\rho g \times 10^{-3} + \frac{(u_2^2 - u_1^2)}{2}\rho \times 10^{-3} + \frac{\lambda(L + \Sigma L_e)}{D} \cdot \frac{u^2}{2}\rho \times 10^{-3} \quad (1.2.4-5)$$

或

$$\Delta P = \Delta P_s + \Delta P_N + \Delta P_f \quad (1.2.4-6)$$

式中

ΔP —管道系统总压力降, kPa;

ΔP_s —静压力降, kPa;

ΔP_N —速度压力降, kPa;

ΔP_f —摩擦压力降, kPa;

Z_1, Z_2 —分别为管道系统始端、终端的标高, m;

u_1, u_2 —分别为管道系统始端、终端的流体流速, m/s;

u —流体平均流速, m/s;

ρ —流体密度, kg/m³;

h_f —管内摩擦损失的能量, J/kg;

L, L_e —分别为管道的长度和阀门、管件等的当量长度, m;

D —管道内直径, m。

1.2.4.2 压力降计算

(1) 圆形截面管

a. 摩擦压力降

由于流体和管道管件等内壁摩擦产生的压力降称为摩擦力压降。摩擦压力降都是正值, 正值表示压力下降。可由当量长度法表示, 如式(1.2.4-5)的最末项。亦可以阻力系数法表示, 即

$$\Delta P_f = \left(\frac{\lambda L}{D} + \Sigma K \right) \frac{u^2 \rho}{2} \times 10^{-3} \quad (1.2.4-7)$$

此式称为范宁(Fanning)方程式, 为圆截面管道摩擦压力降计算的通式, 对层流和湍流两种流动型态均适用。

式中

ΔP_f —管道总摩擦压力降, kPa;

λ —摩擦系数, 无因次;

L —管道长度, m;

D —管道内直径, m;

ΣK —管件、阀门等阻力系数之和, 无因次;

u —流体平均流速, m/s;

ρ —流体密度, kg/m³。

通常,将直管摩擦压力降和管件、阀门等的局部压力降分开计算,对直管段用以下公式计算。

(a) 层流

$$\Delta P_f = \frac{32\mu u L}{d^2} \quad (1.2.4-8)$$

(b) 湍流

$$\Delta P_f = \frac{\lambda L}{D} \cdot \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} = 6.26 \times 10^4 \frac{\lambda L W^2}{d^5 \rho} = 6.26 \times 10^4 \frac{\lambda L V_f^2 \rho}{d^5} \quad (1.2.4-9)$$

式中

d ——管道内直径,mm;

W ——流体质量流量,kg/h;

V_f ——流体体积流量,m³/h;

μ ——流体粘度,mPa·s。

其余符号意义同前。

b. 静压力降

由于管道出口端和进口端标高不同而产生的压力降称为静压力降。静压力降可以是正值或负值,正值表示出口端标高大于进口端标高,负值则相反。其计算式为:

$$\Delta P_s = (Z_2 - Z_1) \rho g \times 10^{-3} \quad (1.2.4-10)$$

式中

ΔP_s ——静压力降,kPa;

Z_2, Z_1 ——管道出口端、进口端的标高,m;

ρ ——流体密度,kg/m³;

g ——重力加速度,9.81m/s²。

c. 速度压力降

由于管道或系统的进、出口端截面不等使流体流速变化所产生的压差称速度压力降。速度压力降可以是正值,亦可以是负值。其计算式为:

$$\Delta P_N = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} \rho \times 10^{-3} \quad (1.2.4-11)$$

式中

ΔP_N ——速度压力降,kPa;

u_2, u_1 ——出口端、进口端流体流速,m/s;

ρ ——流体密度,kg/m³。

d. 阀门、管件等的局部压力降

流体经管件、阀门等产生的局部压力降,通常采用当量长度法和阻力系数法计算,分述如下:

(a) 当量长度法

将管件和阀门等折算为相当的直管长度,此直管长度称为管件和阀门的当量长度。计算管道压力降时,将当量长度加到直管长度中一并计算,所得压力降即该管道的总摩擦压力降。常用管件和阀门的当量长度见表 1.2.4-2 和表 1.2.4-3。

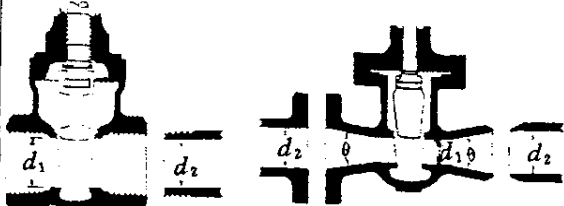
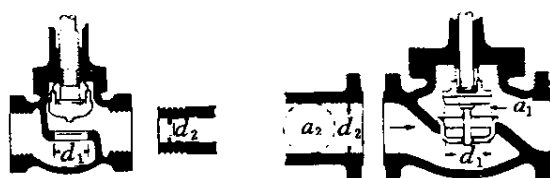
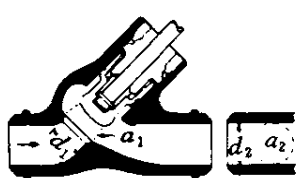
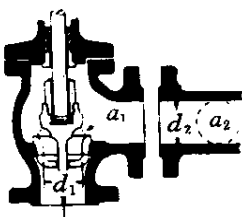
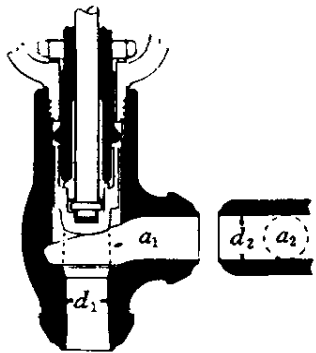
表 1.2.4-2 和表 1.2.4-3 的使用说明为:

① 表中所列常用阀门和管件的当量长度计算式,是以新的清洁钢管绝对粗糙度 $\epsilon=0.046\text{mm}$,流体流型为完全湍流条件下求得的,计算中选用时应根据管道具体条件予以调整。

② 按①条件计算,可由图 1.2.4-1 查得摩擦系数(λ_r)(完全湍流摩擦系数),亦可采用表 1.2.4-4 中数据。

常用阀门以管径计的当量长度

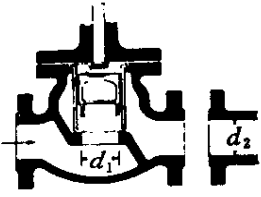
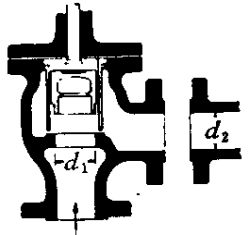

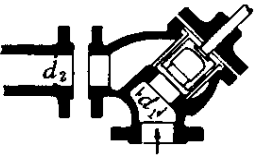
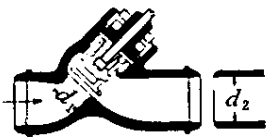
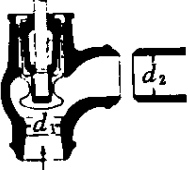
表 1.2.4-2

序号	名称及示意图	当量长度(L_e) m	备注
1	闸阀(全开) 楔形盘,双圆盘,栓状圆盘等 	$L_e = 8D$ D —管道内直径(m) 以下同	
2	截止阀(全开) a. 阀杆与流体垂直,阀座为平面、倾斜及栓状  b. Y型 	a. $L_e = 340D$ b. $L_e = 55D$	
3	角阀(全开) a.  b. 	a. $L_e = 150D$ b. $L_e = 55D$	


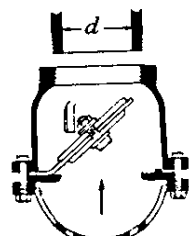
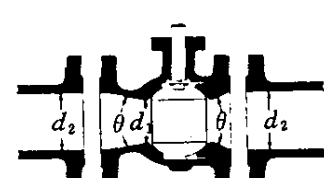
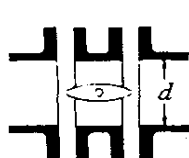
续表 1.2.4-2

序号	名称及示意图	当量长度 (L_e) m	备注
4	止逆阀(全开)		
	a. 旋启式		
	(a)	a(a) $L_e=100D$	
	(b)	a(b) $L_e=50D$	
	b. 升降式		
	(a)	b(a) $L_e=600D$	
	(b)	b(b) $L_e=55D$	
	c. 斜盘式		

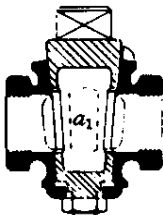

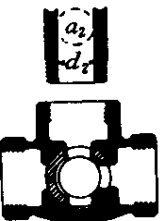
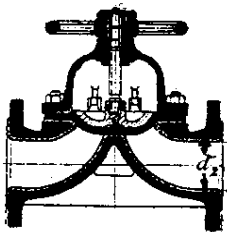
续表 1.2.4-2

序号	名称及示意图	当量长度 (L_e) m	备注
5	<p>截断式(全开)</p> <div> <p>a. </p> <p>b. </p> <p>c. </p> <p>d. </p> <p>e. </p> <p>f. </p> </div>	<p>a. $L_e=400D$</p> <p>b. $L_e=200D$</p> <p>c. $L_e=300D$</p> <p>d. $L_e=350D$</p> <p>e. $L_e=55D$</p> <p>f. $L_e=55D$</p>	

续表 1.2.4 - 2

序号	名称及示意图	当量长度 (L_e) m	备注								
6	带滤网底阀(全开) a. 升降式  b. 合页式 	a. $L_e=420D$ b. $L_e=75D$									
7	球阀(全开) 	$L_e=30D$									
8	蝶阀(全开) 	<table><tr><th>公称通径DN mm</th><th>L_e m</th></tr><tr><td>50~200</td><td>45D</td></tr><tr><td>250~350</td><td>35D</td></tr><tr><td>400~600</td><td>25D</td></tr></table>	公称通径 DN mm	L_e m	50~200	45D	250~350	35D	400~600	25D	
公称通径 DN mm	L_e m										
50~200	45D										
250~350	35D										
400~600	25D										




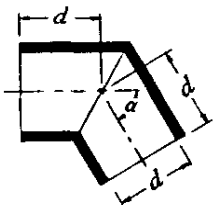
续表 1.2.4-2

序 号	名 称 及 示 意 图	当量长度(L_e) m	备 注														
9	<p>旋塞(全开)</p> <p>a. 直通</p>  <p>b. 三通</p> <p>(a)</p>  <p>a_1</p> <p>视图 $X-X$</p> <p>(b)</p>  <p>a_2</p>	<p>a.</p> <p>$L_e=18D$</p> <p>b(a)</p> <p>$L_e=30D$</p> <p>b(b)</p> <p>$L_e=90D$</p>															
10	<p>隔膜阀(全开)</p>  <p>a_2</p>	<table><tr><th>公称通径(DN)</th><th>L_e</th></tr><tr><th>mm</th><th>m</th></tr><tr><td>50</td><td>121D</td></tr><tr><td>80</td><td>128D</td></tr><tr><td>100</td><td>135D</td></tr><tr><td>150</td><td>153D</td></tr><tr><td>200</td><td>164D</td></tr></table>	公称通径(DN)	L_e	mm	m	50	121D	80	128D	100	135D	150	153D	200	164D	
公称通径(DN)	L_e																
mm	m																
50	121D																
80	128D																
100	135D																
150	153D																
200	164D																



图中: a_1 、 a_2 ——截面积; d_1 、 d_2 ——内直径; θ 、 α ——角度。

常用管件以管径计的当量长度

表 1.2.4-3

序号	名称及示意图	当量长度(L_e) m	备 注																												
1	90°弯头	$L_e=30D$	D ——管道内直径(m), 以下同																												
	(1)标准型																														
																															
	(2)法兰连接或焊接																														
																															
		<table><tr><th>r/d</th><th>$L_e(m)$</th><th>r/d</th><th>$L_e(m)$</th></tr><tr><td>1</td><td>$20D$</td><td>10</td><td>$30D$</td></tr><tr><td>2</td><td>$12D$</td><td>12</td><td>$34D$</td></tr><tr><td>3</td><td>$12D$</td><td>14</td><td>$38D$</td></tr><tr><td>4</td><td>$14D$</td><td>16</td><td>$42D$</td></tr><tr><td>6</td><td>$17D$</td><td>18</td><td>$46D$</td></tr><tr><td>8</td><td>$24D$</td><td>20</td><td>$50D$</td></tr></table>	r/d	$L_e(m)$	r/d	$L_e(m)$	1	$20D$	10	$30D$	2	$12D$	12	$34D$	3	$12D$	14	$38D$	4	$14D$	16	$42D$	6	$17D$	18	$46D$	8	$24D$	20	$50D$	
r/d	$L_e(m)$	r/d	$L_e(m)$																												
1	$20D$	10	$30D$																												
2	$12D$	12	$34D$																												
3	$12D$	14	$38D$																												
4	$14D$	16	$42D$																												
6	$17D$	18	$46D$																												
8	$24D$	20	$50D$																												
2	45°弯头	$L_e=16D$																													
																															
3	斜接弯头																														
																															
		<table><tr><th>α</th><th>L_e</th><th>α</th><th>L_e</th></tr><tr><td>15°</td><td>$4D$</td><td>60°</td><td>$25D$</td></tr><tr><td>30°</td><td>$8D$</td><td>75°</td><td>$40D$</td></tr><tr><td>45°</td><td>$15D$</td><td>90°</td><td>$60D$</td></tr></table>	α	L_e	α	L_e	15°	$4D$	60°	$25D$	30°	$8D$	75°	$40D$	45°	$15D$	90°	$60D$													
α	L_e	α	L_e																												
15°	$4D$	60°	$25D$																												
30°	$8D$	75°	$40D$																												
45°	$15D$	90°	$60D$																												

续表 1.2.4-3

序号	名称及示意图	当量长度 (L_e) m	备注
4	180°回弯头 	$L_e=50D$	
5	标准三通 a. 直通  b. 分枝	a. $L_e=20D$ b. $L_e=60D$	

图中: d ——内直径或表示内直径长度;
 r ——曲率半径;
 α ——角度。

新的清洁钢管在完全湍流下的摩擦系数
 (由图 1.2.4-1 查得)

表 1.2.4-4

公称直径 (DN)mm	15	20	25	32	40	50	65~80	100	125	150	200~250	300~400	450~600
摩擦系数 (λ_T)	0.027	0.025	0.023	0.022	0.021	0.019	0.018	0.017	0.016	0.015	0.014	0.013	0.012

(b) 阻力系数法

①管件或阀门的局部压力降按下式计算,式中有关符号见图 1.2.4-3 所示。

$$\Delta P_K=K \cdot \frac{u^2\rho}{2\times 10^3} \tag{1.2.4-12}$$

式中

ΔP_K ——流体经管件或阀门的压力降,kPa;
 K ——阻力系数,无因次。

其余符号意义同前。

逐渐缩小的异径管

当 $\theta \leq 45^\circ$ 时

$$K = \frac{0.8 \sin \frac{\theta}{2} (1 - \beta^2)}{\beta^4} \quad (1.2.4-13)$$

$$\beta = \frac{d_1}{d_2}$$

当 $45^\circ < \theta \leq 180^\circ$ 时

$$K = \frac{0.5(1 - \beta^2) \sqrt{\sin \frac{\theta}{2}}}{\beta^4} \quad (1.2.4-14)$$

逐渐扩大的异径管

当 $\theta \leq 45^\circ$ 时

$$K = \frac{2.6 \sin \frac{\theta}{2} (1 - \beta^2)^2}{\beta^4} \quad (1.2.4-15)$$

当 $45^\circ < \theta \leq 180^\circ$ 时

$$K = \frac{(1 - \beta^2)^2}{\beta^4} \quad (1.2.4-16)$$

式中各符号意义同前,并见图 1.2.4-3 说明。



图中符号说明:

a_1, a_2 ——异径管的小管段、大管段截面积;

d_1, d_2 ——异径管的小管段、大管段内径;

θ ——异径管的变径角度。

图 1.2.4-3 逐渐缩小及逐渐扩大的异径管〔应用式(1.2.4-13~16)〕

②通常,流体经孔板、突然扩大或缩小以及接管口等处,将产生局部压力降。

突然缩小和从容器到管口(容器出口)按下式计算:

$$\Delta P_K = (K + K_v) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (1.2.4-17)$$

突然扩大和从管口到容器(容器进口)按下式计算:

$$\Delta P_K = (K - K_v) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (1.2.4-18)$$

式中

ΔP_K ——局部压力降, kPa;

K ——阻力系数, 无因次, 见表 1.2.4-5。通常取: $K=0.5$;

K_v ——管件速度变化阻力系数, 无因次。

其余符号意义同前。

管件速度变化阻力系数 $K_v = 1 - (\frac{d_{\text{小}}}{d_{\text{大}}})^4$ 。对容器接管口, $(\frac{d_{\text{小}}}{d_{\text{大}}})^4$ 值甚小, 可略去不计, 故 $K_v = 1$ 。因此, 通常 $K + K_v = 1.5$, $K - K_v = -0.5$; 将此关系式分别代入式(1.2.4-17)和式(1.2.4-18)得:

$$\text{容器出口} \quad \Delta P_K = 1.5 \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (1.2.4-19)$$

$$\text{容器进口} \quad \Delta P_K = -0.5 \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (1.2.4-20)$$

当 ΔP_K 为负值, 表示压力回升, 计算中作为富裕量, 略去不计。

完全湍流时容器接管口阻力系数, 在要求比较精确的计算中, 可查表 1.2.4-5, 层流时阀门和管件的阻力系数见表 1.2.4-6。

容器接管口的阻力系数(K)(湍流) 表 1.2.4-5

1	容器的出口管(接管插入容器)	1.0
2	容器或其它设备进口(锐边接口)	1.0
3	容器进口管(小圆角接口)	1.0
4	容器的进口管(接管插入容器)	0.78
5	容器或其它设备出口(锐边接口)	0.5
6	容器的出口管(小圆角接口)	0.28
7	容器的出口管(大圆角接口)	0.04

管件、阀门局部阻力系数(层流)

表 1.2.4—6

序号	管件及阀门名称	局部阻力系数 (K)			
		$Re=1000$	$Re=500$	$Re=100$	$Re=50$
1	90°弯头(短曲率半径)	0.9	1.0	7.5	16
2	三通(直通)	0.4	0.5	2.5	
	(分枝)	1.5	1.8	4.9	9.3
3	闸 阀	1.2	1.7	9.9	24
4	截止阀	11	12	20	30
5	旋 塞	12	14	19	27
6	角 阀	8	8.5	11	19
7	旋启式止回阀	4	4.5	17	55

(2) 非圆形截面管

a. 水力半径:水力半径为流体通过管道的自由截面积与被流体所浸润的周边之比,即

$$R_H = A/C \quad (1.2.4-21)$$

b. 当量直径:当量直径为水力半径的四倍,即

$$D_e = 4R_H \quad (1.2.4-22)$$

某些非圆形截面管的当量直径见表 1.2.4—7。

c. 压力降:用当量直径计算湍流非圆形截面管压力降。

计算公式如下:

$$\Delta P_f = \lambda(L/D_e)[u^2\rho/(2 \times 10^3)] \quad (1.2.4-23)$$

各式中

- R_H ——水力半径,m;
- A ——管道的自由截面积,m²;
- C ——浸润周边,m;
- D_e ——管道的当量直径,m。

其余符号意义同前。

式(1.2.4—23)对非满流的圆截面管也适用,但不适用于很窄或成狭缝的流动截

面,对矩形管其周边长度与宽度之比不得超过三比一,对环形截面管可靠性较差。对层流用当量直径计算不可靠,在必须使用当量直径计算时,应对摩擦系数进行修正,即

$$\lambda=J/Re \tag{1.2.4-24}$$

式中

Re ——雷诺数,无因次;
 J ——常数,无因次,见表 1.2.4-7。

某些非圆形管的当量直径(D_e)及常数(J) 表 1.2.4-7

序 号	非圆形截面管	当量直径 (D_e)m	常 数 (J)
1	正方形,边长为 a	a	57
2	等边三角形,边长为 a	$0.58a$	53
3	环隙形,环宽度 $b=(d_1-d_2)/2$ (d_1 为外管内径; d_2 为内管外径)	$d_1\sim d_2$	96
4	长方形,长为 $2a$,宽为 a	$1.3a$	62
5	长方形,长为 $4a$,宽为 a	$1.6a$	73

(3) 冷却水管

冷却水管有结垢,推荐采用哈森-威廉^①的经验公式进行计算,即

$$\Delta P_f=1.095\times10^{10}(\frac{V_f}{C_{HW}})^{1.85}\cdot(L/d^{4.8655}) \tag{1.2.4-25}$$

式中

ΔP_f ——摩擦压力降,kPa;
 V_f ——冷却水体积流量,m³/h;
 C_{HW} ——Hazen-Williams 系数
 铸铁管 $C_{HW}=100$
 衬水泥铸铁管 $C_{HW}=120$
 碳钢管 $C_{HW}=112$
 玻璃纤维增强塑料管 $C_{HW}=150$
 d ——管道内直径,mm;

① 哈森-威廉式即 Hazen-Williams 式。

L ——管道长度, m。

式(1.2.4-25)仅在流体的粘度约为 $1.1\text{mPa} \cdot \text{s}$ (水在 15.5°C 时的数值) 时, 其值才准确。水的粘度随温度而变化, 0°C 时为 $1.8\text{mPa} \cdot \text{s}$; 100°C 时为 $0.29\text{mPa} \cdot \text{s}$ 。在 0°C 时可能使计算出的摩擦压力降增大 20%, 100°C 时可能减小 20%。其它流体当粘度和水近似时, 也可用此公式计算。

(4) 螺旋管

流体经螺旋管的摩擦压力降按下式计算:

$$\Delta P_f = \left(\frac{\lambda_c L_c}{D} + \Sigma K \right) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} = \left(\frac{4f_c L_c}{D} + \Sigma K \right) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (1.2.4-26)$$

$$L_c = n \sqrt{H^2 + 9.87 D_c^2} \quad (1.2.4-27)$$

式中

ΔP_f ——螺旋管摩擦压力降, kPa;

f_c, λ_c ——螺旋管摩擦系数, 由图 1.2.4-4 得出 ($\lambda_c = 4f_c$);

K ——螺旋管进、出口连接管口的阻力系数, 由表 1.2.4-5 查得; 如果出口管口直接与螺旋管相切连接, 则滞流时 $K=0.5$, 湍流时 $K=0.1$;

u ——流体平均流速, m/s;

ρ ——流体密度, kg/m^3 ;

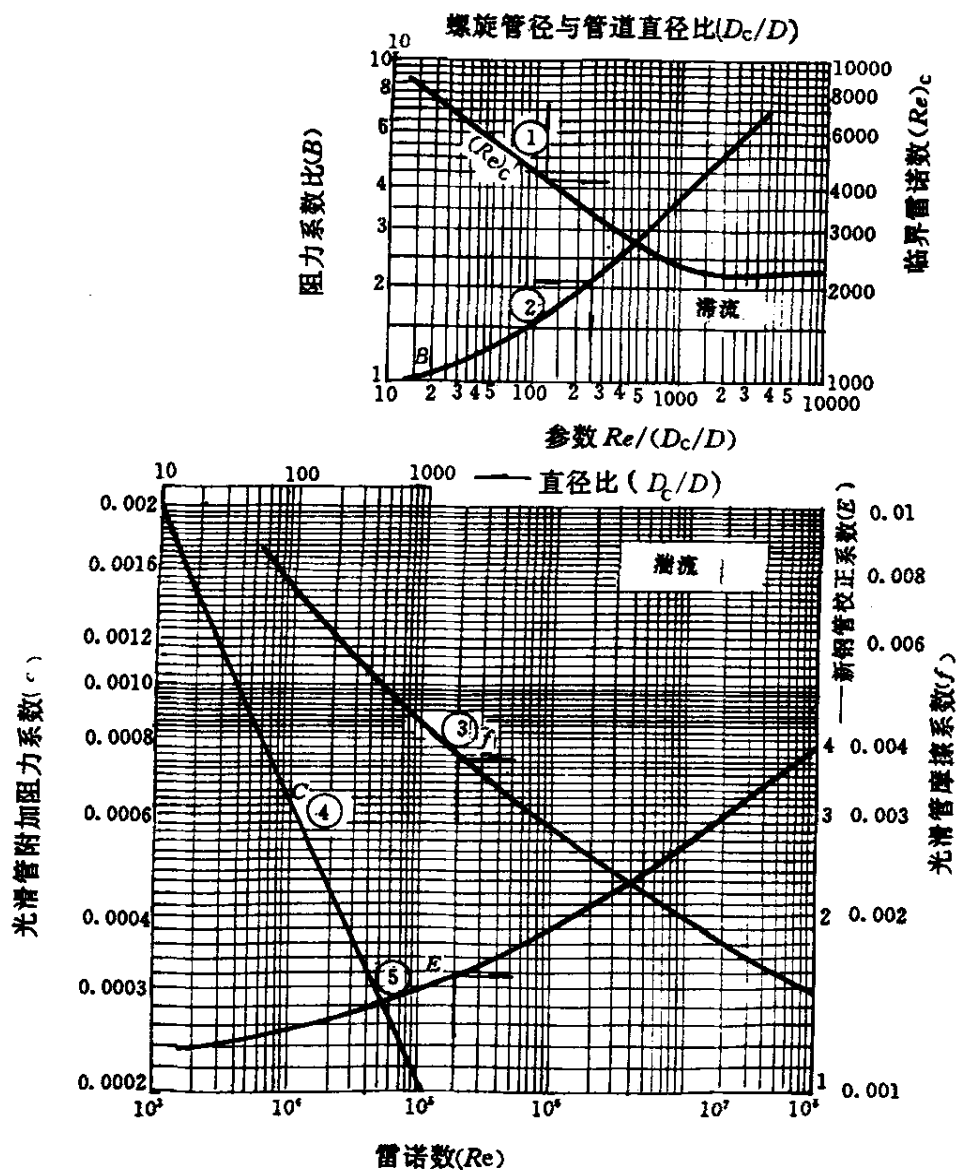
L_c ——螺旋管长度, m;

D ——螺旋管管子内直径, m;

D_c ——螺旋管直径(以管中心为准), m;

H ——螺距(以管中心为准), m;

n ——螺旋管圈数。



求 f_c 步骤:

1. 层流: 当 $Re < (Re)_c$, $(Re)_c$ 由曲线①而得; 光滑管 $f_c = 16B/Re$; 新钢管 $f_c = 19.2B/Re$, B 由曲线②而得。
2. 湍流: 当 $Re > (Re)_c$, f 由曲线③而得; 光滑管 $f_c = c + f$, c 由曲线④而得; 新钢管 $f_c = E(c + f)$, E 由曲线⑤而得。

图 1.2.4-4 螺旋管摩擦系数

1.2.5 计算步骤及例题

1.2.5.1 计算步骤

(1) 已知管径、流量求压力降

- a. 计算雷诺数以确定流型；
- b. 选择管壁绝对粗糙度，计算相对粗糙度，查图 1.2.4-1 得摩擦系数；
- c. 求单位管道长度的压力降；
- d. 确定直管长度和管件及阀门等的当量长度；
- e. 分别求出 ΔP_f 、 ΔP_N 和 ΔP_s ，得到管道的总压力降。

(2) 已知允许压力降、流量求管径

- a. 选定合理流速估算管径；
- b. 计算雷诺数确定流型；
- c. 选择管壁粗糙度查摩擦系数；
- d. 求单位管道长度的压力降；
- e. 确定直管长度和管件及阀门等的当量长度；
- f. 分别求出 ΔP_f 、 ΔP_N 和 ΔP_s ，其和则为总压力降；

g. 得到总压力降后，按额定负荷进行压力降平衡计算和核算管径。如计算的管径与最初估算的管径值不符，则按上述步骤重新计算，直至两者基本符合，最后以 105% 负荷进行校核。

以上仅为管道计算的一般步骤，计算时应按实际情况确定计算步骤后再进行计算。

1.2.5.2 例题

例 1: 某液体反应器系统，由反应器经一个控制阀和一个流量计孔板，将液体排入一个储槽中，反应器中的压力为 540kPa，温度为 35℃，反应器中液体的密度为 930kg/m³，粘度为 $9.1 \times 10^{-4} \text{Pa} \cdot \text{s}$ ，流经控制阀时基本上没有闪蒸，质量流量为 4900kg/h，管道为钢管，求控制阀的允许压力降。

解：

选流体流速为 1.8m/s，则管径为

$$d = 18.8 \sqrt{\frac{W}{u\rho}} = 18.8 \sqrt{\frac{4900}{1.8 \times 930}} = 42.16 \text{mm}$$

选用内直径为 33mm 管 ($\phi 38 \times 2.5$)，则实际流速为

$$u = 18.8^2 \times \frac{4900}{930 \times 33^2} = 1.71 \text{m/s}$$

雷诺数

$$Re = 354 \frac{W}{d\mu} = \frac{354 \times 4900}{33 \times 9.1 \times 10^{-4} \times 1000} = 5.78 \times 10^4 > 4000 (\text{湍流})$$

摩擦系数

取管壁绝对粗糙度 $\epsilon = 0.2$, 则相对粗糙度 $\epsilon/d = 0.2/33 = 0.0061$, 查图

1.2.4-1, 得摩擦系数 $\lambda = 0.0336 \approx 0.034$

单位管道长度的摩擦压力降

$$\Delta P_f = 6.26 \times 10^4 \frac{\lambda L W^2}{d^5 \rho} = \frac{6.26 \times 10^4 \times 0.034 \times 1 \times 4900^2}{33^5 \times 930} = 1.40 \text{ kPa}$$

当量长度(管件及阀门均为法兰连接)

直管 176m

90°弯头(曲率半径为 2 倍, 管内径 15 个) $0.4 \times 15 = 6\text{m}$

三通(6 个直通, 两个支流) $0.66 \times 6 + 1.98 \times 2 = 7.92\text{m}$

闸阀(4 个全开) $0.264 \times 4 = 1.06\text{m}$

总长度(以上合计) $190.98 = 191\text{m}$

因此, 摩擦压力降为:

$$\Delta P_f = 1.4 \times 191 = 267.4 \text{ kPa}$$

$$\text{反应器出口(锐边): } \Delta P_N = (K + K_v) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3}$$

查表 1.2.4-5 得 $K = 0.5$, 又 $K_v = 1$, 则

$$\Delta P_N = 1.5 \times \frac{1.71^2 \times 930}{2 \times 10^3} = 2.04 \text{ kPa}$$

$$\text{储槽进口(锐边): } \Delta P_N = (K - K_v) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3}$$

查表 1.2.4-5 得 $K = 1$, 又 $K_v = 1$, 故 $\Delta P_N = 0$

取孔板允许压力降为 35kPa

以上摩擦压力降之和为 $267.4 + 2.04 + 35 = 304.44 \text{ kPa}$

反应器和储槽的压差为

$$540 - \frac{1.0133 \times 10^5}{10^3} = 438.67 \text{ kPa}$$

控制阀的允许压力降(ΔP_v)为以上压差与以上各项摩擦压力降之和的差值, 即

$$\Delta P_v = 438.67 - 304.44 = 134.23 \text{ kPa}$$

$$\text{计算 } [\Delta P_v / (\Delta P_v + \Delta P_f)] \times 100\% = \frac{134.23}{134.23 + 267.4} \times 100\% = 33.42\%$$

通常此值为 25%~60%, 故计算结果可以使用。

例 2: 一并联输油管路, 总体积流量 $10800\text{m}^3/\text{h}$, 各支管的尺寸分别为 $L_1 = 1200\text{m}$, $L_2 = 1500\text{m}$, $L_3 = 800\text{m}$; 管道内直径 $d_1 = 600\text{mm}$, $d_2 = 500\text{mm}$, $d_3 = 800\text{mm}$; 油的粘度为 $5.1\text{mPa} \cdot \text{s}$, 密度为 $890\text{kg}/\text{m}^3$, 管道材质为钢, 求并联管路的压力降及各支管的流量。

解:

并联管路各支管压力降相等, 即

$$\Delta P_1 = \Delta P_2 = \Delta P_3, \text{即}$$

$$\frac{\lambda_1 L_1 V_{f1}^2}{d_1^5} = \frac{\lambda_2 L_2 V_{f2}^2}{d_2^5} = \frac{\lambda_3 L_3 V_{f3}^2}{d_3^5}$$

$$\text{则 } V_{f1} : V_{f2} : V_{f3} = \sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 L_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2 L_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{\lambda_3 L_3}}$$

$$\text{又因 } V_f = V_{f1} + V_{f2} + V_{f3}$$

设管壁绝对粗糙度 $\epsilon_1 = \epsilon_2 = \epsilon_3$, 取钢管 $\epsilon = 0.2\text{mm}$

$$\epsilon_1/d_1 = 0.2/600 = 3.33 \times 10^{-4}$$

$$\epsilon_2/d_2 = 0.2/500 = 4 \times 10^{-4}$$

$$\epsilon_3/d_3 = 0.2/800 = 2.5 \times 10^{-4}$$

设流体在全湍流条件下流动, 则 λ 与 Re 无关, 查图 1.2.4-1 得:

$$\lambda_1 = 0.0153, \lambda_2 = 0.016, \lambda_3 = 0.0144$$

$$\begin{aligned} \text{由 } V_{f1} : V_{f2} : V_{f3} &= \sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 L_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2 L_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{\lambda_3 L_3}} \\ &= \sqrt{\frac{600^5}{0.0153 \times 1200}} : \sqrt{\frac{500^5}{0.016 \times 1500}} : \sqrt{\frac{800^5}{0.0144 \times 800}} \\ &= 2057983 : 1141088.7 : 5333333.3 \\ &= 1 : 0.554 : 2.592 \end{aligned}$$

$$V_{f1} = 10800 \times \frac{1}{1 + 0.554 + 2.592} = 2605\text{m}^3/\text{h}$$

$$V_{f2} = 10800 \times \frac{0.554}{1 + 0.554 + 2.592} = 1443\text{m}^3/\text{h}$$

$$V_{f3} = 10800 \times \frac{2.592}{1 + 0.554 + 2.592} = 6752\text{m}^3/\text{h}$$

校核 λ 值:

$$Re_1 = 354 \times \frac{V_{f1} \rho}{d_1 \mu} = \frac{354 \times 2605 \times 890}{600 \times 5.1} = 2.68 \times 10^5$$

$$Re_2 = 354 \times \frac{V_{t2} \rho}{d_2 \mu} = \frac{354 \times 1443 \times 890}{500 \times 5.1} = 1.78 \times 10^5$$

$$Re_3 = 354 \times \frac{V_{t3} \rho}{d_3 \mu} = \frac{354 \times 6752 \times 890}{800 \times 5.1} = 5.21 \times 10^5$$

查图 1.2.4-1 得 $\lambda_1 = 0.0173$, $\lambda_2 = 0.0185$, $\lambda_3 = 0.0159$, 与原假设值不符, 应重新计算。

第二次假设

$$\lambda_1 = 0.0173, \lambda_2 = 0.0185, \lambda_3 = 0.0159$$

$$\begin{aligned} \text{则 } V_{t1} : V_{t2} : V_{t3} &= \sqrt{\frac{600^5}{0.0173 \times 1200}} : \sqrt{\frac{500^5}{0.0185 \times 1500}} : \sqrt{\frac{800^5}{0.0159 \times 800}} \\ &= 1935372 : 1061191 : 5075530 \\ &= 1 : 0.5483 : 2.6225 \end{aligned}$$

所以

$$V_{t1} = 10800 \times \frac{1}{(1 + 0.5483 + 2.6225)} = 2589 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{t2} = 10800 \times \frac{0.5483}{(1 + 0.5483 + 2.6225)} = 1420 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{t3} = 10800 \times \frac{2.6225}{(1 + 0.5483 + 2.6225)} = 6791 \text{ m}^3/\text{h}$$

核校 λ 值:

$$Re_1 = \frac{354 \times 2589 \times 890}{600 \times 5.1} = 2.67 \times 10^5$$

$$Re_2 = \frac{354 \times 1420 \times 890}{500 \times 5.1} = 1.75 \times 10^5$$

$$Re_3 = \frac{354 \times 6791 \times 890}{800 \times 5.1} = 5.24 \times 10^5$$

查图 1.2.4-1 得 $\lambda_1 = 0.0173$, $\lambda_2 = 0.0185$, $\lambda_3 = 0.0159$ 与假设值符合, 故

$V_{t1} = 2589 \text{ m}^3/\text{h}$; $V_{t2} = 1209 \text{ m}^3/\text{h}$; $V_{t3} = 6791 \text{ m}^3/\text{h}$ 可作为本题答案。

并联管路压力降

$$\Delta P = \Delta P_1 = \Delta P_2 = \Delta P_3$$

$$\Delta P_1 = \frac{6.26 \times 10^4 \times 0.0173 \times 1200 \times 2589^2 \times 890}{600^5} = 99.70 \text{ kPa}$$

$$\Delta P_2 = \frac{6.26 \times 10^4 \times 0.0185 \times 1500 \times 1420^2 \times 890}{500^5} = 99.76 \text{ kPa}$$

$$\Delta P_3 = \frac{6.26 \times 10^4 \times 0.0159 \times 800 \times 6791^2 \times 890}{800^5} = 99.74 \text{ kPa}$$

三根支管压力降差别极微, 即流量与实际流量略有差别, 计算结果是正确的, 可

取 ΔP 值为 99.76kPa(或 100kPa)。

1.2.6 管道计算表

1.2.6.1 用途

将计算结果填入表中,供各版次管道仪表流程图(P&ID)使用。

1.2.6.2 专业关系

(1) 化工工艺专业提供设备压力降、系统允许压力降以及有关物性数据等,管道及布置专业提供设备布置图,设备专业提供设备总装配图以及自控专业提供流量计孔板压差等。

(2) 不对外专业提出条件

1.2.6.3 编制时间

和各版 P&ID 相适应,即每版 P&ID 应有相应的管道计算表。

1.2.6.4 编制步骤及说明

(1) 填写已有条件。

(2) 参照计算步骤逐项计算包括管道(直管、管件及阀门等)、控制阀、流量计孔板等的压力降,使这些压力降之和小于系统允许压力降,将最终计算结果填入表中,见表 1.2.6。

管 道 计 算 表
(单 相 流)

表 1. 2. 6

管道编号和类别				
自				
至				
物料名称				
流量	m^3/h			
分子量				
温度	$^{\circ}\text{C}$			
压力	kPa			
粘度	$\text{mPa} \cdot \text{s}$			
压缩系数				
密度	kg/m^3			
真空度				
管道公称直径	mm			
表号或外径 \times 壁厚				
流速	m/s			
雷诺数				
流导	cm^3/s			
压力降	$\text{kPa}(100\text{m})$			
直管长度	m			
管 件 当 量 长 度 m	弯头 90°			
	三 通			
	大小头			
	闸 阀			
	截止阀			
	旋 塞			
	止逆阀			
	其 它			
总长度		m		

续表 1.2.6

管道压力降		kPa			
孔板压力降		kPa			
控制阀压力降		kPa			
设备压力降		kPa			
始端标高		m			
终端标高		m			
静压力降		kPa			
设备接管口压力降		kPa			
总压力降		kPa			
压力(始端)		kPa			
压力(终端)		kPa			
版 次 或 修 改	版 次				
	日 期				
	编 制				
	校 核				
	审 核				

1.3 符号说明

- A ——管道截面积, m^2 ;
 a ——正方形、长方形、等边三角形边长, m ;
 B ——螺旋管阻力比, 无因次;
 b ——环形管宽度, m ;
 C ——浸润周边, m ;
 C ——光滑管附加阻力系数;
 C_{HW} ——Hazen-Williams 系数;
 D ——管道内直径, m ;
 D_c ——螺旋管直径, m ;
 D_e ——当量直径, m ;
 d ——管道内直径, mm ;
 E ——新钢管校正系数, 无因次;
 f ——摩擦系数, 无因次;
 f_c ——螺旋管摩擦系数, 无因次;
 g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ;
 H ——螺距, m ;
 h_f ——管内摩擦损失的能量, J/kg ;
 J ——常数;
 K ——阻力系数, 无因次;
 K_v ——管件速度变化阻力系数, 无因次;
 L ——管道长度, m ;
 L_c ——螺旋管长度, m ;
 L_e ——管件当量长度, m ;
 n ——螺旋管圈数;
 P ——压力, kPa ;
 Re ——雷诺数, 无因次;
 $(Re)_c$ ——螺旋管临界雷诺数;
 R_H ——水力半径, m ;
 u ——流体平均流速, m/s ;

u_2, u_1 ——出口端、进口端流体流速, m/s;
 V ——流体体积, m^3 ;
 V_f ——流体体积流量, m^3/h ;
 W ——流体质量流量, kg/h ;
 Z ——管道中液柱高度, m;
 Z_2, Z_1 ——管道出口端、进口端的标高, m;
 ΔP ——压力降, kPa;
 ΔP_f ——摩擦压力降, kPa;
 ΔP_k ——局部压力降, kPa;
 ΔP_N ——速度压力降, kPa;
 ΔP_s ——静压力降, kPa;
 ΔP_v ——控制阀的允许压力降;
 ϵ ——管壁绝对粗糙度, mm;
 λ ——摩擦系数;
 λ_c ——螺旋管摩擦系数;
 λ_T ——完全湍流下的摩擦系数;
 μ ——流体粘度, $\text{mPa} \cdot \text{s}, \text{Pa} \cdot \text{s}$;
 ρ ——流体密度, kg/m^3 ;
 压力——本规定除注明外, 均为绝对压力。

2 单相流(可压缩流体)

2.1 简 述

2.1.1 本规定适用于工程设计中单相可压缩流体在管道中流动压力降的一般计算,对某些流体在高压下流动压力降的经验计算式也作了简单介绍。

2.1.2 可压缩流体是指气体、蒸汽和蒸气等(以下简称气体),因其密度随压力和温度的变化而差别很大,具有压缩性和膨胀性。

可压缩流体沿管道流动的显著特点是沿程摩擦损失使压力下降,从而使气体密度减小,管内气体流速增加。压力降越大,这些参数的变化也越大。

2.2 计算方法

2.2.1 注意事项

2.2.1.1 压力较低,压力降较小的气体管道,按等温流动一般计算式或不可压缩流体流动公式计算,计算时密度用平均密度;对高压气体首先要分析气体是否处于临界流动。

2.2.1.2 一般气体管道,当管道长度 $L > 60\text{m}$ 时,按等温流动公式计算; $L < 60\text{m}$ 时,按绝热流动公式计算,必要时用两种方法分别计算,取压力降较大的结果。

2.2.1.3 流体所有的流动参数(压力、体积、温度、密度等)只沿流动方向变化。

2.2.1.4 安全阀、放空阀后的管道、蒸发器至冷凝器管道及其它高流速及压力降大的管道系统,都不适宜用等温流动计算。

2.2.2 管道压力降计算

2.2.2.1 概述

(1) 可压缩流体当压力降小于进口压力的 10% 时,不可压缩流体计算公式、图表以及一般规定等均适用,误差在 5% 范围以内。

(2) 流体压力降大于进口压力 40% 时,如蒸汽管可用式(2.2.2-16)进行计算;天然气管可用式(2.2.2-17)或式(2.2.2-18)进行计算。

(3) 为简化计算,在一般情况下,采用等温流动公式计算压力降,误差在 5% 范围以内。必要时对天然气、空气、蒸汽等可用经验公式计算。

2.2.2.2 一般计算

(1) 管道系统压力降的计算与不可压缩流体基本相同,即

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_s + \Delta P_N \quad (2.2.2-1)$$

静压力降 ΔP_s ,当气体压力低、密度小时,可略去不计;但压力高时应计算。在压力降较大的情况下,对长管($L > 60\text{m}$)在计算 ΔP_f 时,应分段计算密度,然后分别求得各段的 ΔP_f ,最后得到 ΔP_f 的总和才较正确。

(2) 可压缩流体压力降计算的理论基础是能量平衡方程及理想气体状态方程,理想气体状态方程为:

$$PV = WRT/M \quad (2.2.2-2)$$

$$\text{或 } P/\rho = C \text{ (等温流动)} \quad (2.2.2-3)$$

对绝热流动,式(2.2.2-3)应变化为:

$$P/\rho^k = C \quad (2.2.2-4)$$

上述各式中

ΔP ——管道系统总压力降, kPa;

ΔP_f 、 ΔP_s 、 ΔP_N ——分别为管道的摩擦压力降,静压力降和速度压力降, kPa;

P ——气体压力, kPa;

V ——气体体积, m^3 ;

W ——气体质量, kg;

M ——气体分子量;

R ——气体常数, $8.314\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$;

ρ ——气体密度, kg/m^3 ;

C ——常数;

k ——气体绝热指数

$$k = C_p/C_v \quad (2.2.2-5)$$

C_p 、 C_v ——分别为气体的定压比热和定容比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。

(3) 绝热指数(k)

绝热指数(k)值由气体的分子结构而定,部分物料的绝热指数见行业标准《安全阀的设置和选用》(HG/T 20570.2-95)表 16.0.2 所列。

一般单原子气体(He 、 Ar 、 Hg 等) $k = 1.66$,双原子气体(O_2 、 H_2 、 N_2 、 CO 和空气等) $k = 1.40$ 。

(4) 临界流动

当气体流速达到声速时,称为临界流动。

a. 声速 声速即临界流速,是可压缩流体在管道出口处可能达到的最大速度。

通常,当系统的出口压力等于或小于入口绝对压力的一半时,将达到声速。达到声速后系统压力降不再增加,即使将流体排入较达到声速之处压力更低的设备中(如大气),流速仍不会改变。对于系统条件是由中压到高压范围排入大气(或真空)时,应判断气体状态是否达到声速,否则计算出的压力降可能有误。

气体的声速按以下公式计算:

$$\text{绝热流动} \quad u_c = \sqrt{\frac{10^3 k R T}{M}} \quad (2.2.2-6)$$

$$\text{等温流动} \quad u_c = \sqrt{\frac{10^3 R T}{M}} \quad (2.2.2-7)$$

式中

u_c ——气体的声速, m/s;

k ——气体的绝热指数;

R ——气体常数, 8.314 kJ/(kmol · K);

T ——气体的绝对温度, K;

M ——气体的分子量。

b. 临界流动判别。通常可用下式判别气体是否处于临界流动状态,下式成立时,即达到临界流动。

$$\frac{P_2/P_1}{G/G_{cni}} \leq \frac{0.605}{\sqrt{k}} \sqrt{\frac{T_2}{T_1}} \quad (2.2.2-8)$$

c. 临界质量流速

$$G_c = 11 P_1 \sqrt{M/T_1} \quad (2.2.2-9)$$

式中

P_1, P_2 ——分别为管道上、下游气体的压力, kPa;

G_1, G_c ——分别为气体的质量流速和临界质量流速, kg/(m² · s);

T_1, T_2 ——分别为管道上、下游气体温度, K;

G_{cni} ——参数, 见式(2.2.2-14), kg/(m² · s);

G ——气体的质量流速, kg/(m² · s)。

其余符号意义同前。

(5) 管道中气体的流速应控制在低于声速的范围内。

2.2.2.3 管道压力降计算

(1) 摩擦压力降

a. 等温流动

当气体与外界有热交换,能使气体温度很快地接近于周围介质的温度来流动,如煤气、天然气等长管道就属于等温流动。

等温流动计算式如下:

$$\Delta P_f = 6.26 \times 10^3 g \frac{\lambda L W_G^2}{d^5 \rho_m} \quad (2.2.2-10)$$

式中

ΔP_f ——管道摩擦压力降,kPa;

g ——重力加速度,9.81m/s²;

λ ——摩擦系数,无因次;

L ——管道长度,m;

W_G ——气体质量流量,kg/h;

d ——管道内直径,mm;

ρ_m ——气体平均密度,kg/m³

$$\rho_m = \frac{(\rho_1 - \rho_2)}{3} + \rho_2 \quad (2.2.2-11)$$

ρ_1, ρ_2 ——分别为管道上、下游气体密度,kg/m³。

b. 绝热流动

(a) 假设条件

对绝热流动,当管道较长时($L > 60\text{m}$),仍可按等温流动计算,误差一般不超过5%,在工程计算中是允许的。对短管可用以下方法进行计算,但应符合下列假设条件:

- ① 在计算范围内气体的绝热指数是常数;
- ② 在匀截面水平管中的流动;
- ③ 质量流速在整个管内横截面上是均匀分布的;
- ④ 摩擦系数是常数。

(b) 计算步骤

可压缩流体绝热流动的管道压力降计算辅助图见图 2.2.2 所示。

① 计算上游的质量流速

$$G_1 = W_G / A (G_1 = G, G_1 \text{ 即图 2.2.2 中 } G) \quad (2.2.2-12)$$

② 计算质量流量

$$W_G = 1.876 \times 10^{-2} P_1 d^2 \sqrt{\frac{M}{T_1}} \left(\frac{G}{G_{\text{cni}}} \right) \quad (2.2.2-13)$$

③ 计算参数 (G_{cni})

$$G_{\text{cni}} = 6.638 P_1 \sqrt{\frac{M}{T_1}} \quad (2.2.2-14)$$

④ 假设 N 值, 然后进行核算

$$N = \frac{\lambda L}{D} \quad (2.2.2-15)$$

⑤ 计算下游压力 (P_2), 根据 N 和 G_1/G_{cni} 值, 由图 2.2.2 查得 P_2/P_1 值, 即可求得下游压力 (P_2)。

式中

G ——气体的质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

G_1 ——上游条件下气体的质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

W_G ——气体的质量流量, kg/s ;

W ——气体的质量, kg ;

A ——管道截面积, m^2 ;

P_1 ——气体上游压力, kPa ;

d ——管道内直径, mm ;

M ——气体分子量;

T_1 ——气体上游温度, K ;

G_{cni} ——无实际意义, 是为使用图 2.2.2 方便而引入的一个参数, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

N ——速度头数;

λ ——摩擦系数;

L ——管道长度, m ;

D ——管道内直径, m 。

c. 高压下的流动

当压力降大于进口压力的 40% 时, 用等温流动和绝热流动计算式均可能有较大误差, 在这种情况下, 可采用以下的经验公式进行计算:

(a) 巴布科克式^①

① 巴布科克式即 Babcock 式。

$$\Delta P_f = 678 \frac{W_G^2 L}{\rho_m d^5} + 6.2 \times 10^4 \frac{W_G^2 L}{\rho_m d^6} \quad (2.2.2-16)$$

式中

ΔP_f ——摩擦压力降, kPa;

W_G ——气体的质量流量, kg/h;

L ——管道长度, m;

ρ_m ——气体平均密度, kg/m³;

d ——管道内直径, mm。

本式用于蒸汽管的计算, 在压力等于或小于 3450kPa 情况下结果较好, 但当管径小于 100mm 时, 计算结果可能偏高。

(b) 韦默思式^①

$$V_G = 2.538 \times 10^{-5} d^{2.667} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2)}{\gamma L}} \times \frac{273}{T} \quad (2.2.2-17)$$

式中

V_G ——气体体积流量, m³(标)/s, (标)——标准状态;

d ——管道内直径, mm;

P_1 、 P_2 ——分别为管道上、下游压力, kPa;

γ ——气体相对密度。气体密度与相同温度、压力下的空气密度之比;

L ——管道长度, km;

T ——气体绝对温度, K。

本式用于在 310~4240kPa 压力、管道直径大于 150mm 的稳定流动情况下, 计算天然气管道压力降的结果较好。对相对密度接近 0.6, 常温, 流速为 4.5~9.0m/s, 直径为 500mm~600mm 的气体管道也适用。

(c) 潘汉德式^②

$$V_G = 3.33 \times 10^{-5} E d^{2.6182} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right)^{0.5349} \quad (2.2.2-18)$$

式中

E ——流动效率系数;

L ——管道长度, km。

对于没有管道附件、阀门的水平新管, 取 $E=1.00$;

工作条件较好, 取 $E=0.95$;

^① 韦默思式即 Weymouth 式。

^② 潘汉德式即 Panhandle 式。

工作条件一般,取 $E=0.92$;

工作条件较差,取 $E=0.85$ 。

其余符号意义同前。

本式用于管道直径在 $150\text{mm}\sim 600\text{mm}$, $Re=5\times 10^6\sim 1.4\times 10^7$ 的天然气管道,准确度较式(2.2.2-17)稍好。

(d) 海瑞思式^①

$$\Delta P_f = 7.34 \times 10^5 \frac{LV_G^2}{P_m d^{5.31}} \quad (2.2.2-19)$$

式中

P_m ——气体平均压力, kPa

$$P_m = \frac{(P_1 + P_2)}{2} \quad (2.2.2-20)$$

其余符号意义同前。

本式通常用于压缩空气管道的计算。

(2) 局部压力降

局部压力降和“单相流(不可压缩流体)”一样,采用当量长度或阻力系数法计算,在粗略计算中可按直管长度的 $1.05\sim 1.10$ 倍作为总的计算长度。

(3) 速度压力降

速度压力降采用“单相流(不可压缩流体)”的管道一样的计算方法。

在工程计算中对较长管道此项压力降可略去不计。

(4) 静压力降

静压力降计算与“单相流(不可压缩流体)”压力降中的方法相同,仅在管道内气体压力较高时才需计算,压力较低时密度小,可略去不计。

2.2.3 计算步骤及例题

2.2.3.1 计算步骤

(1) 一般计算步骤

a. “不可压缩流体”管道的一般计算步骤,雷诺数、摩擦系数和管壁粗糙度等的求取方法及有关图表、规定等均适用。

b. 假设流体流速以估算管径。

c. 计算雷诺数(Re)、相对粗糙度(ϵ/d),然后查第1章“单相流(不可压缩流体)”图1.2.4-1,求摩擦系数(λ)值。

^① 海瑞思式即 Harris 式。

d. 确定直管长度及管件和阀门等的当量长度。

e. 确定或假设孔板和控制阀等的压力降。

f. 计算单位管道长度压力降或直接计算系统压力降。

g. 如管道总压力降超过系统允许压力降,则应核算管道摩擦压力降或系统中其它部分引起的压力降,并进行调整,使总压力降低于允许压力降。如管道摩擦压力降过大,可增大管径以减少压力降。

h. 如管道较短,则按绝热流动进行计算。

(2) 临界流动的计算步骤

a. 已知流量、压力降求管径

(a) 假设管径,用已知流量计算气体流速。

(b) 计算流体的声速。

(c) 当流体的声速大于流体流速,则用有关计算式计算,可得到比较满意的结果。如两种流速相等,即流体达到临界流动状况,计算出的压力降不正确。因此,重新假设管径使流速小于声速,方可继续进行计算,直到流速低于声速时的管径,才是所求得的管径。

(d) 或用式(2.2.2—8)进行判别,如气体处于临界流动状态,则应重新假设管径计算。

b. 已知管径和压力降求流量,计算步骤同上,但要先假设流量,将求出的压力降与已知压力降相比较,略低于已知压力降即可。

c. 已知管径和流量,确定管道系统入口处的压力(P_1)

(a) 确定管道出口处条件下的声速,并用已知流量下的流速去核对,若声速小于实际流速,则必须以声速作为极限流速,流量也要以与声速相适应的值为极限。

(b) 采用较声速低的流速以及与之相适应的流量为计算条件,然后用有关计算式计算压力降。

(c) 对较长管道,可由管道出口端开始,利用系统中在某些点上的物理性质将管道分为若干段,从出口端至进口端逐段计算各段的摩擦压力降,其和即为该管道的总压力降。

(d) 出口压力与压力降之和为管道系统入口处的压力(P_1)。

2.2.3.2 例题

例 1:将 25℃的天然气(成份大部分为甲烷),用管道由甲地输送到相距 45km 的乙地,两地高差不大,每小时送气量为 5000kg,管道直径为 307mm(内径)的钢管($\epsilon=0.2\text{mm}$),已知管道终端压力为 147kPa,求管道始端气体的压力。

解:

(1) 天然气在长管中流动, 可视为等温流动, 用等温流动公式计算天然气可视为纯甲烷, 则分子量 $M=16$

设: 管道始端压力 $P_1=440\text{kPa}$

摩擦压力降按式(2.2.2-10)计算, 即

$$\Delta P_f = 6.26 \times 10^3 g \frac{\lambda L W_G^2}{d^5 \rho_m}$$

雷诺数 $Re = 354 W_G / d \mu$ 25℃时甲烷粘度 μ 为 $0.011\text{mPa} \cdot \text{s}$

$$\text{则 } Re = 354 \times 5000 / 307 \times 0.011 = 5.24 \times 10^5$$

相对粗糙度 $\epsilon/d = 0.2/307 = 6.51 \times 10^{-4}$

由第1章“单相流(不可压缩流体)”中图1.2.4-1, 查得 $\lambda = 0.0176$

气体平均密度 $\rho_m = \rho_2 + \frac{1}{3}(\rho_1 - \rho_2)$

$$\rho_1 = PM/(RT) = 440 \times 16 / (8.3143 \times 298)$$

$$= 2.8414 \text{kg/m}^3$$

$$\rho_2 = 147 \times 16 / (8.3143 \times 298)$$

$$= 0.9493 \text{kg/m}^3$$

$$\text{因此, } \rho_m = 0.9493 + \frac{(2.8414 - 0.9493)}{3} = 1.5800 \text{kg/m}^3$$

摩擦压力降 $\Delta P_f = 6.26 \times 10^3 g \frac{\lambda L W_G^2}{d^5 \rho_m}$

$$= 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0176 \times 45000 \times 5000^2}{(307)^5 \times 1.58}$$

$$= 282.2 \text{kPa}$$

始端气体压力 $P_1 = P_2 + \Delta P_f$

$$= 147 + 282.2$$

$$= 429.2 \text{kPa} < 440 \text{kPa}$$

第二次假设 $P_1 = 429.2 \text{kPa}$

$$\rho_1 = 429.2 \times 16 / (8.3143 \times 298)$$

$$= 2.7717 \text{kg/m}^3$$

$$\rho_m = 0.9493 + \frac{(2.7717 - 0.9493)}{3}$$

$$= 1.5568 \text{kg/m}^3$$

$$\text{因此, } \Delta P_f = 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0176 \times 45000 \times 5000^2}{(307)^5 \times 1.5568}$$

$$= 286.4 \text{ kPa}$$

$$P_1 = 147 + 286.4 \approx 433.4 \text{ kPa}$$

(2) 用韦默思式计算

$$V_G = 2.538 \times 10^{-5} d^{2.667} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2)}{\gamma L}} \times \frac{273}{T}$$

标准状态下气体密度

$$\rho = \frac{PM}{RT} = \frac{1.0133 \times 10^2 \times 16}{8.3143 \times 273} = 0.7143 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{气体比重 } \gamma = 16/29 = 0.552$$

$$d^{2.667} = (307)^{2.667}$$

$$= 4297.32 \times 10^3$$

$$\text{标准状态下气体体积流量 } V_G = W_G / \rho = 5000 / 0.7143 \approx 7000 \text{ m}^3(\text{标})/\text{h}$$

$$7000 = 2.538 \times 10^{-5} \times 4297.32 \times 10^3 \sqrt{\frac{P_1^2 - 147^2}{0.552 \times 45}} \times \frac{273}{298}$$

$$P_1 = 365.08 \approx 365.1 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 218.08 \text{ kPa, 此值较等温流动式计算值小。}$$

(3) 用潘汉德式计算

$$V_G = 3.33 \times 10^{-5} E d^{2.6182} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right)^{0.5394}$$

$$7000 = 3.33 \times 10^{-5} \times 0.92 \times (307)^{2.6182} \left(\frac{P_1^2 - 147^2}{45} \right)^{0.5394}$$

$$P_1 = 375.68 \approx 375.7 \text{ kPa}$$

$\Delta P = 375.68 - 147 = 228.68 \text{ kPa}$, 此值较等温流动式计算值小, 而较韦默思式计算值大。

计算结果见下表:

项目 计算式	压 力 kPa		压力降(ΔP) kPa	误 差 %	
	始端 P_1	终端 P_2		P_1	ΔP
等温式	433.4	147	286.4	+9.03	+11.71
韦默思式	365.1	147	218.1	-6.98	-11.1
潘汉德式	375.7	147	228.7	-4.28	-6.8
平均	391.4		244.4		

由计算结果看出,用潘汉德式计算误差最小,但为稳妥起见,工程设计中应采用等温式计算的结果,即天然气管始端压力为 433.4kPa。考虑到未计算局部阻力以及计算误差等,工程计算中可采用 $433.4 \times 1.15 \text{kPa} = 498.4 \approx 500 \text{kPa}$ 作为此天然气管道始端的压力。

例 2:空气流量 $8000 \text{m}^3(\text{标})/\text{h}$, 温度 38°C , 钢管内直径 100mm, 长度 64m, 已知始端压力为 785kPa, 求压力降。在何种条件下达到声速, 产生声速处的压力是多少?

解:

(1) 按等温流动计算

设终点压力 $P_2 = 590 \text{kPa}$

密度 $\rho_1 = P_1 M / (RT) = 785 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 8.804 \text{kg/m}^3$

$\rho_2 = P_2 M / (RT) = 590 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 6.617 \text{kg/m}^3$

因此 $\rho_m = 6.617 + \frac{(8.804 - 6.617)}{3} = 7.346 \text{kg/m}^3$

查得标准状态下空气密度 $\rho = 1.293 \text{kg/m}^3$

则空气的质量流量 $W_G = V_G \rho = 8000 \times 1.293 = 10344 \text{kg/h}$

查得 38°C 空气粘度 $\mu = 0.019 \text{mPa} \cdot \text{s}$

雷诺数 $Re = 354 \frac{W_G}{d\mu} = 354 \times \frac{10344}{100 \times 0.019} = 1.93 \times 10^6$

取 $\epsilon = 0.2 \text{mm}$, 则 $\epsilon/d = 0.2/100 = 0.002$

查图得 $\lambda = 0.0235$ [由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-1 中查得]。

摩擦压力降

$$\Delta P_f = 6.26 \times 10^3 g \frac{\lambda L W_G^2}{d^5 \rho_m} = 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0235 \times 64 \times 10344^2}{100^5 \times 7.346}$$

$$= 134.53 \text{kPa}$$

$P_2 = P_1 - \Delta P_f = 785 - 134.53 = 650.47 \text{kPa}$, 与假设不符。

第二次假设

$$P_2 = 650 \text{ kPa} \text{ 则 } \rho_2 = 650 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 7.2899 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_m = 7.2899 + \frac{(8.804 - 7.2899)}{3} = 7.7946 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta P_f = 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0235 \times 64 \times 10344^2}{100^5 \times 7.7946} = 126.79 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 785 - 126.79 = 658.21 \text{ kPa}, \text{与假设不符合。}$$

第三次假设 $P_2 = 658 \text{ kPa}$

$$\rho_2 = 658 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 7.3797 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_m = 7.3797 + \frac{8.804 - 7.3797}{3} = 7.8545 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta P_f = 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0235 \times 64 \times 10344^2}{100^5 \times 7.8545} = 125.82 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 785 - 125.82 = 659.18 \text{ kPa}$$

计算结果

$$P_2 = 659.18 \text{ kPa}, \Delta P = 785 - 659.18 = 125.82 \text{ kPa}$$

等温流动声速

$$u_c = \sqrt{\frac{10^3 RT}{M}} = \sqrt{\frac{1000 \times 8.3143 \times 311}{29}} = 298.60 \text{ m/s}$$

声速下的临界流量

$$V_{uc} = u_c A, [A = \pi/4 (0.1)^2 = 7.85 \times 10^{-3} \text{ m}^2]$$

$$= 298.60 \times 7.85 \times 10^{-3} = 2.344 \text{ m}^3/\text{s} = 8438.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

声速下的临界压力

$$P_{uc} = W_G RT / (V_{uc} M) = 10344 \times 8.3143 \times 311 / (8438.4 \times 29) = 109.30 \text{ kPa}$$

声速下的临界密度

$$\rho_{uc} = P_{uc} M / (RT) = 109.30 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 1.2258 \text{ kg/m}^3$$

平均密度

$$\rho_m = 1.2258 + \frac{(8.804 - 1.2258)}{3} = 3.7519 \text{ kg/m}^3$$

压力降

$$\Delta P = 785 - 109.30 = 675.70 \text{ kPa}$$

$$\text{由 } 675.70 = 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0235 L (10344)^2}{(100)^5 \times 3.7519}$$

$$\text{得 } L = 157.97 \approx 158 \text{ m}$$

即在管长为 158m 处可达临界条件,其流速为声速,达到声速时的临界压力 P_{uc} 为

109.30kPa。

(2) 按绝热流动考虑

质量流速 $G_1=W_G/A=10344/(7.85\times10^{-3}\times3600)$
 $=366.03\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$

$G_{\text{cni}}=6.638P_1\sqrt{M/T_1}=6.638\times785\times\sqrt{29/311}=1591.20\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$

比值 $G_1/G_{\text{cni}}=366.03/1591.20=0.23$

$N=\lambda L/D=0.0235\times64/0.1=15.04$

由图 2.2.2 查得 $P_2/P_1=0.83$, 则 $P_2=0.83, P_1=0.83\times785=651.55\text{kPa}$

及 $P_{\text{uc}}/P_1=0.108$, 则 $P_{\text{uc}}=0.108, P_1=0.108\times785=84.78\text{kPa}$

因 $N=48$ 则声速条件下距离为:

$L=ND/\lambda=48\times0.1/0.0235=204.26\text{m}$

压力降 $\Delta P=P_1-P_2=785-651.55=133.45\text{kPa}$

计算结果比较见下表:

项目 计算式	终端压力 (P_2) kPa	压力降 kPa	临界条件		误差 %			
			P_c kPa	距离(L) m	P_2	ΔP	P_c	L
等温式	659.18	125.82	109.30	158	+0.59	-3.04	+12.63	-14.64
绝热式	651.55	133.45	84.78	204.26	-0.59	+3.04	-12.63	+14.64
平均	655.37	129.64	97.04	182.13				

由上表计算可知,用两种方法计算所得压力降相差为 6.08%>5%。管长 64m 应按绝热流动计算。因管长仅 64m,故该管道系统不可能达到声速条件。

2.2.4 管道计算表

“可压缩流体”管道计算表的编制步骤、用途及专业关系等均与“不可压缩流体”管道计算表相同,见表 2.2.4。

管 道 计 算 表
(单 相 流)

表 2. 2. 4

管道编号和类别				
自				
至				
物料名称				
流量	m^3/h			
分子量				
温度	$^{\circ}\text{C}$			
压力	kPa			
粘度	$\text{mPa} \cdot \text{s}$			
压缩系数				
密度	kg/m^3			
真空度				
管道公称直径	mm			
表号或外径 \times 壁厚				
流速	m/s			
雷诺数				
流导	cm^3/s			
压力降	$(\text{kPa})100\text{m}$			
直管长度		m		
管 件 当 量 长 度 m	弯头 90°			
	三 通			
	大小头			
	闸 阀			
	截止阀			
	旋 塞			
	止逆阀			
	其 它			
总长度		m		

续表 2.2.4

管道压力降	kPa			
孔板压力降	kPa			
控制阀压力降	kPa			
设备压力降	kPa			
始端标高	m			
终端标高	m			
静压力降	kPa			
设备接管口压力降	kPa			
总压力降	kPa			
压力(始端)	kPa			
压力(终端)	kPa			
版次或修改	版次			
	日期			
	编制			
	校核			
	审核			

2.3 符号说明

A ——管道截面积, cm^2 ;

C ——常数;

C_p 、 C_v ——分别为气体的定压比热和定容比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$;

D ——管道内直径, m ;

d ——管道内直径, cm , mm ;

E ——流动效率系数;

G ——气体的质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

G_{eni} ——无实际意义,为使用图 2.2.2 方便而引入的一个参数, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

g ——重力加速度, $9.81\text{m}/\text{s}^2$;

k ——气体绝热指数, $k = C_p/C_v$;

L ——管道长度, m, km;
 M ——气体分子量;
 N ——速度头数;
 P ——压力, kPa;
 P_{uc} ——声速下的临界压力, kPa;
 R ——气体常数, 8.3143, kJ/(kmol · K);
 Re ——雷诺数;
 γ ——气体相对密度;
 T ——气体温度, K;
 u ——气体流速, m/s;
 u_c ——气体声速, m/s;
 V ——气体体积, m³;
 V_G ——气体体积流量, m³(标)/h;
 V_{uc} ——声速下的临界流量, m³/h;
 W ——气体质量, kg;
 W_G ——气体质量流量, kg/h;
 ΔP ——压力降, kPa;
 ε ——管壁绝对粗糙度, mm;
 λ ——摩擦系数;
 ρ ——气体密度, kg/m³;
 ρ_{uc} ——声速下的临界密度, kg/m³;
 压力——本规定除注明外, 均为绝对压力。

3 气-液两相流(非闪蒸型)

3.1 简 述

3.1.1 在化工设计中,经常可以遇到气体和液体混合物在管内并流的现象,此流动现象称为气-液两相流,这种现象可以在冷凝、蒸发、沸腾、起泡、雾化等过程中形成,如发生在蒸汽发生器及其加热管、蒸汽冷凝管中等场合。

气-液两相流的流动过程十分复杂,与单相流体的流动机理不同,没有类似单相流中的摩擦阻力系数与雷诺数之间的通用关联式,通常采用半经验性的关联式来进行计算。

3.1.2 两相流的压力降要比相同质量流速的单相流大得多,主要是:

3.1.2.1 由于管内壁持液,使管内径变小;

3.1.2.2 由于气-液两相间产生相互运动,导致界面能量损失;

3.1.2.3 液体在管中起伏运动,产生能量损失等。

在一般情况下,当气-液混合物中气相在 6%~98%(体积)范围内;应采用气-液两相流的计算方法来进行管路的压力降计算。

3.1.3 气-液两相流分为非闪蒸型和闪蒸型两类。液体非闪蒸是流体在流动过程中,气-液相体积分率不发生变化。液体闪蒸是随着压力的降低液体闪蒸流动。

3.1.4 气-液两相流管径的计算,应采用和流型判断相结合的方法,并根据流型判断结果初选管径。

3.1.5 确定气-液两相流的流动形式,对于两相流的压力降计算是非常重要的。在水平管中,气-液两相流大致可分七种类型,见表 3.1.5-1;在垂直管中,气-液两相流大致可分成五种流型,见表 3.1.5-2。

3.1.6 在工程设计中。一般要求两相流的流型为分散流或环状流,避免柱状流和活塞流,以免引起管路及设备严重振动。若选用的管路经计算后为柱状流,应在压力降允许的情况下尽量缩小管径,增大流速,使其形成环状流或分散流。也可采取增加旁路、补充气体、增大流量等其它办法避免柱状流。

3.1.7 本规定介绍均相法和杜克勒法计算非闪蒸型气-液两相流的压力降计算。

3.1.8 第 4 章介绍闪蒸型气-液两相流压力降计算。






水平管中的气-液两相流型

表 3.1.5—1

	气泡流: 气泡沿管上部移动, 其速度接近液体速度
	活塞流: 液体和气体沿管上部交替呈活塞状流动
	层流: 液体沿管底部流动, 气体在液面上流动, 形成平滑的气-液界面
	波状流: 类似于层流, 但气体在较高流速下流动, 其界面受波动影响而被搅乱
	柱状流: 由于气体以较快速度流动而周期性崛起波状, 形成泡沫栓, 并以比平均流速大得多的速度流动
	环状流: 液体呈膜状沿管内壁流动, 气体则沿管中心高速流动
	分散流: 大部分或几乎全部液体被气体雾化而带走

垂直管中的气-液两相流型

表 3. 1. 5—2

	<p>气泡流: 气体呈气泡分散在向上流动的液体中, 当气体流速增加时, 气泡的尺寸, 速度及数目也增加</p>
	<p>柱状流: 液体和气体交替呈柱状向上移动, 液体柱中含有一些分散的气泡, 每一气体柱周围是一层薄液膜, 向柱底流动。当气体流速增加时, 气体柱的长度和速度都增加</p>
	<p>泡沫流: 薄液膜消失, 气泡和液体混合在一起, 形成湍动紊乱的流型</p>
	<p>环状流: 液体以小于气体的速度沿管壁向上移动, 气体在管中心向上移动, 部分液体呈液滴夹带在气体中。当气体流速增加时, 夹带也增加</p>
	<p>雾状流: 当气体流速增加时, 全部液体离开管壁呈微细的液滴, 被气体带走</p>

3.2 计算方法

3.2.1 由于气-液两相流的流动情况复杂,目前尚无准确的压力降计算公式,多以半经验公式来计算,计算方法有多种,但各种方法都存在着局限性。综合各种情况,推荐以下计算方法。

3.2.1.1 流型判断

对于水平管,使用图 3.2.2-1^①判断。

对于垂直管,使用图 3.2.2-2^②判断。

3.2.1.2 压力降计算

如判断结果为分散流、环状流、波状流或层流,则用 3.2.2.2 中的(1)和(2)两种方法进行气-液两相流压力降计算,取其中较大值。

如判断为柱状流、活塞流,则应采取缩小管径、增大流速等措施来避免。然后也应用 3.2.2.2 中的(1)和(2)两种方法计算,取其较大值。

3.2.2 计算公式选用

3.2.2.1 流型判断

(1) 水平管流型判断

在以流动条件、流体性能和管径来判断水平管中气-液两相流流型的许多图表中,图 3.2.2-1 为最常用,此图把两相流在水平管中的流动分成七个流型区域。这里应该注意到,分隔不同流型区域的边界存在着相当宽的过渡区,因此,计算时对邻接流型也应加以考虑。图 3.2.2-1 中 B_y 和 B_x 的计算公式如下:

$$B_y = \frac{7.1 \times W_G}{A(\rho_G \rho_L)^{0.5}} \quad (3.2.2-1)$$

$$B_x = \frac{2.1 W_L}{W_G} \times \frac{(\rho_G \rho_L)^{0.5}}{\rho_L^{0.67}} \times \frac{\mu_L^{0.33}}{\sigma_L} \quad (3.2.2-2)$$

式中

B_y, B_x ——伯克(Baker)参数;

W_G ——气相质量流量,kg/h;

W_L ——液相质量流量,kg/h;

ρ_G ——气相密度,kg/m³;

① 图 3.2.2-1 即 Baker 图。

② 图 3.2.2-2 即 Griffith-Wallis 图。

ρ_L ——液相密度, kg/m^3 ;

μ_L ——液相粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

A ——管道截面积, m^2 ;

σ_L ——液相表面张力, N/m 。

通常,先计算 B_y , 当 $B_y \geq 80000$, 对于一般粘度的液态烃类, 其流型多在环状流或气泡流区域, 无需计算 B_x 。 $B_y < 80000$, 需计算 B_x 。

根据计算出的 B_x 、 B_y 值, 从图 3.2.2-1 中查出其流型。

(2) 垂直管流型判断

图 3.2.2-2 把垂直管的气-液两相流流型划分为三个区域: 气泡流、柱状流和环状流或雾状流区域。判断流型的参数如下:

$$Fr = \frac{[(V_G + V_L)/A]^2}{g \cdot d} \quad (3.2.2-3)$$

$$F_v = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad (3.2.2-4)$$

其中

$$V_G = \frac{W_G}{3600 \times \rho_G} \quad (3.2.2-5)$$

$$V_L = \frac{W_L}{3600 \times \rho_L} \quad (3.2.2-6)$$

式中

Fr ——弗鲁特(Froude)数;

F_v ——气相体积分率;

V_G ——气相体积流量, m^3/s ;

V_L ——液相体积流量, m^3/s ;

d ——管道内直径, m ;

A ——管道截面积, m^2 ;

g ——重力加速度, $9.81 \text{m}/\text{s}^2$ 。

其余符号意义同前。

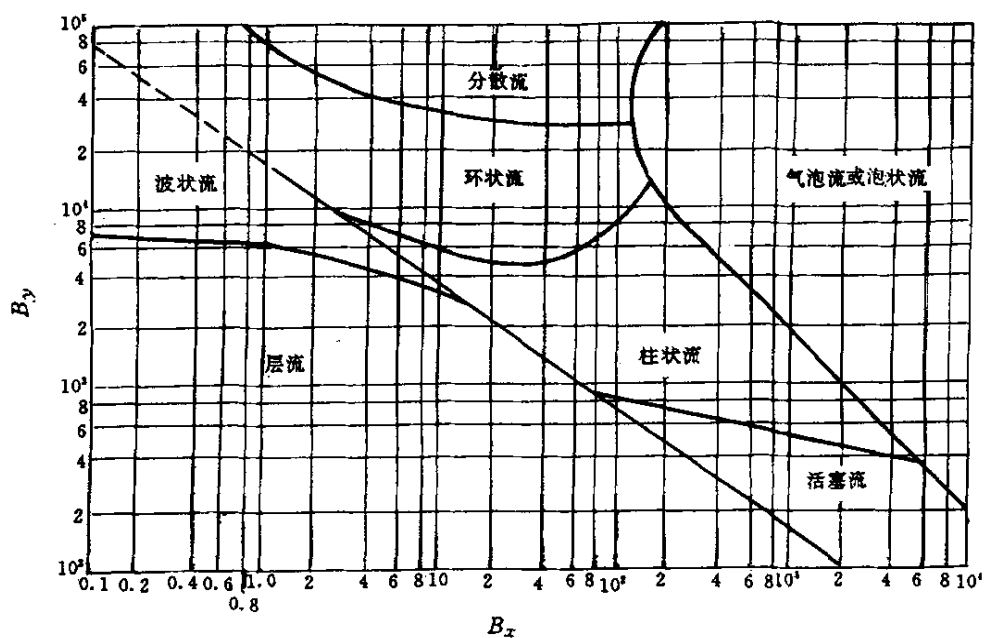


图 3.2.2-1 水平管内气-液两相流流型图

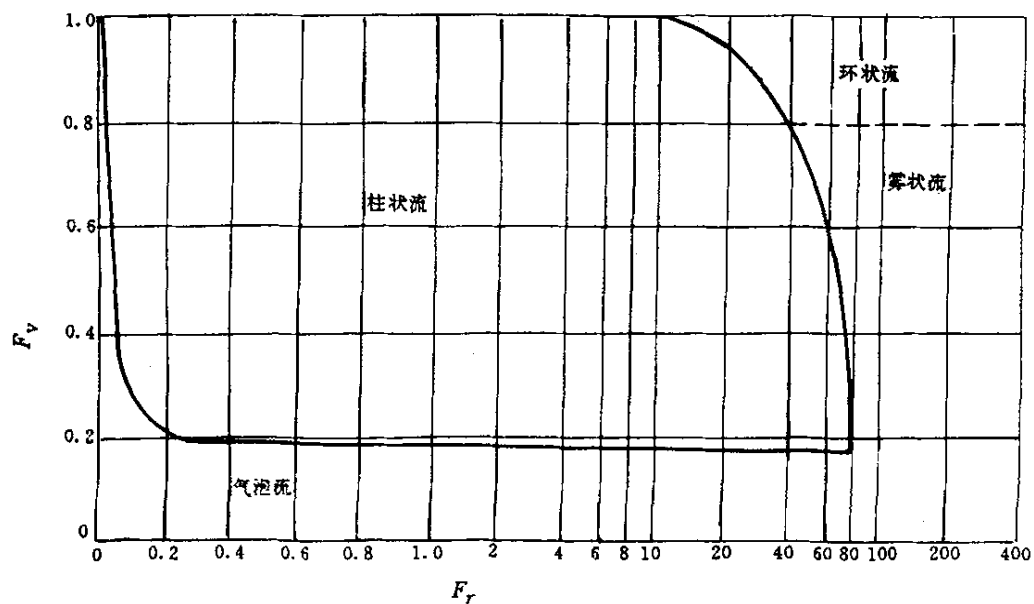


图 3.2.2-2 垂直管内气-液两相流流型图

通过计算,求出 Fr 、 F_v 值,在图 3.2.2-2 中查出其流型。

3.2.2.2 压力降计算

(1) 均相法

气-液两相流压力降计算比较复杂,均相法是力图简单化,其特点是假定气-液两相在相同的速度下流动,将气-液混合物视为其物性介于液相与气相之间的均相流,这个假定在理论上可用于分散流,但不能用于环状流,因环状流的气相流速高于液相流速。

均相法计算步骤如下:

a. 均相物性计算

$$W_T = W_G + W_L \quad (3.2.2-7)$$

$$Y = \frac{W_G}{W_G + W_L} \quad (3.2.2-8)$$

$$\rho_H = \frac{1}{(Y/\rho_G) + (1-Y)/\rho_L} \quad (3.2.2-9)$$

$$X = (W_L/\rho_L)/(W_T/\rho_H) \quad (3.2.2-10)$$

$$\mu_H = X\mu_L + (1-X)\mu_G \quad (3.2.2-11)$$

$$u_H = \frac{W_T}{3600 \times 0.785 \times d^2 \times \rho_H} \quad (3.2.2-12)$$

$$Re = \frac{\rho_H \cdot u_H \cdot d}{\mu_H} \quad (3.2.2-13)$$

式中

W_T ——气-液两相液总的质量流量, kg/h;

W_L ——液相质量流量, kg/h;

W_G ——气相质量流量, kg/h;

Y ——气相质量分率;

ρ_H ——气-液两相流平均密度, kg/m³;

ρ_G ——气相密度, kg/m³;

ρ_L ——液相密度, kg/m³;

X ——液相体积分率;

μ_H ——气-液两相流平均粘度, Pa·s;

μ_L ——液相粘度, Pa·s;

μ_G ——气相粘度, Pa·s;

u_H ——气-液两相流平均流速, m/s;

d ——管道内直径, m;

Re ——雷诺数。

b. 压力降计算

根据管道材料及管内径, 从第1章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-2 查取 ϵ (管壁绝对粗糙度)和 ϵ/d (管壁相对粗糙度)。

根据 Re (雷诺数)和 ϵ/d , 从图 1.2.4-1 查取 λ (摩擦系数), 即 λ_H 。

(a) 直管段摩擦压力降

$$\Delta P'_f = \frac{\lambda_H \times \rho_H \times u_H^2}{2} \times \frac{L}{d} \times 10^{-6} \quad (3.2.2-14)$$

根据经验应乘以安全系数 3

$$\Delta P_f = 3 \times \Delta P'_f \quad (3.2.2-15)$$

(b) 局部压力降

按当量长度法进行计算, 常用管件和阀门的当量长度见第1章“单相流(不可压缩流体)”中表 1.2.4-2。

$$\Delta P'_k = \frac{\lambda_H \times \rho_H \times u_H^2}{2} \times \frac{L_e}{d} \times 10^{-6} \quad (3.2.2-16)$$

根据经验应乘以安全系数 3

$$\Delta P_k = 3 \times \Delta P'_k \quad (3.2.2-17)$$

上升管静压降

$$\Delta P_s = (Z_2 - Z_1) \times \rho_H \times 9.81 \times 10^{-6} \quad (3.2.2-18)$$

总压力降(忽略管两端的速度压力降)

$$\Delta P = 1.15(\Delta P_f + \Delta P_k + \Delta P_s) \quad (3.2.2-19)$$

式中

1.15 为安全系数。

ΔP_f ——直管段摩擦压力降, MPa;

λ_H ——管壁的摩擦系数;

L ——直管段长度, m;

g ——重力加速度, 9.81 m/s^2 ;

ΔP_k ——局部压力降, MPa;

L_e ——管件的当量长度, m;

Z_2 ——管道终端标高, m;

Z_1 ——管道始端标高, m;

ΔP_s ——上升管静压降, MPa;

ΔP ——总压力降, MPa。

其余符号意义同前。

(2) 杜克勒法^①

此法考虑了气-液两相在管内并非以同等速度流动的影响, 计算分两步进行。

a. 试差法求液相实际体积分率 K_L

$$K_L = 1 - K(1 - X) \quad (3.2.2-20)$$

$$X_L = u_L / u_H \quad (3.2.2-21)$$

$$Z = (Re)^{1/6} (Fr)^{1/8} / X^{1/4} \quad (3.2.2-22)$$

$$Re = d \times u_H \times \rho'_H / \mu_{TP} \quad (3.2.2-23)$$

$$\mu_{TP} = K_L \times \mu_L + (1 - K_L) \mu_G \quad (3.2.2-24)$$

$$Fr = u_H^2 / (g \times d) \quad (3.2.2-25)$$

$$u_L = W_L / (\rho_L \times 3600 \times 0.785 \times d^2) \quad (3.2.2-26)$$

$$u_H = W_T / (\rho_H \times 3600 \times 0.785 \times d^2) \quad (3.2.2-27)$$

当 $Z \leq 10$ 时

$$K = -0.16367 + 0.31037Z - 0.03525Z^2 + 0.001366Z^3 \quad (3.2.2-28)$$

当 $Z > 10$ 时

$$K = 0.75545 + 0.003585Z - 0.00001436Z^2 \quad (3.2.2-29)$$

以上各式中

K_L ——液相实际体积分率(试差初值可取 $K_L = 0.5$);

K ——班可夫(Barkoff)流动参数;

X ——液相体积分率;

u_L ——液相流速, m/s;

u_H ——气-液两相流平均流速, m/s;

μ_{TP} ——气-液两相流混合粘度, Pa · s;

Fr ——均相弗鲁特(Froude)数;

Re ——雷诺数;

Z ——计算用中间参数。

① 杜克勒法即 Dukler 法。

其余符号意义同前。

试差法求 K_L 的计算过程是先假定 K_L 值,由式(3.2.2-21)至式(3.2.2-27)计算 Re 、 Fr 、 X 、 Z 和 K 值等,然后再由式(3.2.2-20)核算 K_L 值,若核算值与假定值不符,则用核算值作为假定值重新计算,直至两者接近为止。

b. 压力降计算

(a) 直管段及局部摩擦压力降

$$\Delta P_f + \Delta P_k = \frac{\lambda_{TP} \rho_{cs} u_H^2}{2} \left(\frac{L + L_e}{d} \right) \times 10^{-6} \quad (3.2.2-30)$$

$$\lambda_{TP} = \alpha_x \lambda_0 \quad (3.2.2-31)$$

$$Re_{TP} = \frac{\rho_{cs} u_H d}{\mu_H} \quad (3.2.2-32)$$

$$\alpha_x = 1 - \ln X / \xi \quad (3.2.2-33)$$

$$\xi = 1.28 + 0.478 \ln X + 0.444 (\ln X)^2 + 0.094 (\ln X)^3 + 0.00843 (\ln X)^4 \quad (3.2.2-34)$$

$$\rho_{cs} = \rho_L X^2 / K_L + \rho_G (1 - X)^2 / (1 - K_L) \quad (3.2.2-35)$$

$$\mu_H = X \mu_L + (1 - X) \mu_G \quad (3.2.2-36)$$

(b) 速度-压力降

管两端气-液两相流速度压力降

$$\Delta P_a = 10^{-6} \times \left\{ \left[\frac{G_L^2}{\rho_L K_L} + \frac{G_G^2}{\rho_G (1 - K_L)} \right]_{出} - \left[\frac{G_L^2}{\rho_L K_L} + \frac{G_G^2}{\rho_G (1 - K_L)} \right]_{入} \right\} \quad (3.2.2-37)$$

$$G_G = \frac{W_G}{(3600 \times 0.785 d^2)} \quad (3.2.2-38)$$

$$G_L = \frac{W_L}{(3600 \times 0.785 d^2)} \quad (3.2.2-39)$$

式中

$[]_{出}$ 、 $[]_{入}$ ——分别为管道始端和终端处的数据。

对非闪蒸的气-液两相流,若气体和液体体积分率及气体密度沿管道流向的变化不大,则速度压力降可以忽略不计。

(c) 上升管静压力降

$$\Delta P_s = (Z_2 - Z_1) \rho_{TP} \times 9.81 \times 10^{-6} \quad (3.2.2-40)$$

$$\rho_{TP} = K_L \rho_L + (1 - K_L) \rho_G \quad (3.2.2-41)$$

(d) 总压力降

$$\Delta P = 1.15 (\Delta P_f + \Delta P_k + \Delta P_N + \Delta P_s) \quad (3.2.2-42)$$

1.15 为安全系数。

以上各式中

ΔP_f ——气-液两相流直管段摩擦压力降,MPa;

ΔP_k ——气-液两相流局部摩擦压力降,MPa;

λ_{TP} ——气-液两相流摩擦系数;

λ_0 ——单相流摩擦系数;可由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-1 和图 1.2.4-2 查得;

ΔP_N ——气-液两相流速度压力降,MPa;

ΔP_S ——气-液两相流静压力降,MPa;

Re_{TP} ——两相流雷诺数;

ρ_{cs} ——气-液两相流平均密度的校正密度,kg/m³;

ρ_{TP} ——气-液两相流密度,kg/m³;

α_x ——摩擦系数率;

ξ ——中间参数;

μ_H ——气-液两相流粘度,Pa·s;

Z_1 、 Z_2 ——管道始端和终端标高,m;

ΔP ——总压力降,MPa;

G_L ——液相质量流速,kg/m²·s;

G_G ——气相质量流速,kg/m²·s。

其余符号意义同前。

3.2.3 计算举例

求再沸器出口返回再生塔的上升管段总压力降。已知条件见下表:

参数或物性	单 位	气 相	液 相
质量流量	kg/h	$W_G=55441$	$W_L=317659$
密 度	kg/m ³	$\rho_G=0.9259$	$\rho_L=1217.41$
粘 度	Pa·s	$\mu_G=1 \times 10^{-5}$	$\mu_L=0.5 \times 10^{-3}$
表面张力	N/m		$\sigma_L=0.07$
管道内直径	m	$d=1.024$	
管道材质		碳钢	
管 长	m	$L=16.0\text{m}$,其中垂直管长 6m	
管 件	个	90°弯头 1 个	
压 力	MPa	$P=0.168$ (管始端)	

解:计算过程如下:

水平管内流型判断

计算

$$B_y = \frac{7.1W_G}{A(\rho_L\rho_G)^{0.5}} = \frac{7.1 \times 55441}{0.785 \times 1.024^2 \times (1217.41 \times 0.9259)^{0.5}} = 14244$$

由于 $B_y < 80000$, 因此必须计算 B_x 。

$$\begin{aligned} B_x &= \frac{2.1W_L}{W_G} \times \frac{(\rho_L\rho_G)^{0.5}}{\rho_L^{0.67}} \times \frac{\mu_L^{0.33}}{\sigma_L} \\ &= \frac{2.1 \times 317659}{55441} \times \frac{(1217.41 \times 0.9259)^{0.5}}{1217.41^{0.67}} \times \frac{(0.5 \times 10^{-3})^{0.33}}{0.07} = 4.02 \end{aligned}$$

由图 3.2.2-1 查得水平管内为环状流。

垂直管内流型判断

计算

$$V_G = \frac{W_G}{3600\rho_G} = \frac{55441}{3600 \times 0.9259} = 16.63 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_L = \frac{W_L}{3600\rho_L} = \frac{317659}{3600 \times 1217.41} = 0.0725 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Fr = \frac{[(V_G + V_L)/A]^2}{gd} = \frac{(16.63 + 0.0725)^2 / (0.785 \times 1.024^2)}{(9.81 \times 1.024)} = 41.00$$

$$F_v = \frac{V_G}{(V_G + V_L)} = \frac{16.63}{(16.63 + 0.0725)} = 0.996$$

由图 3.2.2-2 查得垂直管内为环状流。

在已知流型情况下,下面分别用均相法和杜克勒法计算两相流体的压力降。

(1) 均相法

先进行均相物性计算

$$W_T = W_G + W_L = 55441 + 317659 = 373100 \text{ kg/h}$$

$$Y = \frac{W_G}{(W_G + W_L)} = \frac{55441}{(55441 + 317659)} = 0.149$$

$$\rho_H = 1 / \left[\frac{Y}{\rho_G} + \frac{(1-Y)}{\rho_L} \right] = 1 / \left[\frac{0.149}{0.9259} + \frac{(1-0.149)}{1217.14} \right] = 6.204 \text{ kg/m}^3$$

$$X = \frac{W_L\rho_H}{W_T\rho_L} = \frac{317659 \times 6.204}{373100 \times 1217.41} = 0.00434$$

$$\mu_H = X\mu_L + (1-X)\mu_G$$

$$= 0.00434 \times 0.5 \times 10^{-3} + (1-0.00434) \times 10^{-5} = 1.2 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$u_H = W_T / (3600 \times 0.785d^2\rho_H)$$

$$= 373100 / (3600 \times 0.785 \times 1.024^2 \times 6.204) = 20.30 \text{ m/s}$$

$$Re = \rho_H u_H d / \mu_H = 6.204 \times 20.30 \times 1.024 / 1.2 \times 10^{-5} = 1.075 \times 10^7$$

查图 1.2.4-2, 得 $\epsilon = 0.046, \epsilon/d = 0.000045$

查图 1.2.4-1, 得 $\lambda_H = 0.0105$

计算直管段摩擦压力降

$$\begin{aligned} \Delta P_f &= 3 \times \frac{\lambda_H \rho_H u_H^2}{2} \times \frac{L}{d} \times 10^{-6} \\ &= 3 \times \frac{0.0105 \times 6.204 \times 20.30^2}{2} \times \frac{16}{1.024} \times 10^{-6} = 0.000629 \text{ MPa} \end{aligned}$$

计算局部压力降

$$\begin{aligned} \Delta P_k &= 3 \times \frac{\lambda_H \rho_H u_H^2}{2} \times \frac{L_e}{d} \times 10^{-6} \\ &= 3 \times \frac{0.0105 \times 6.204 \times 20.30^2}{2} \times 30 \times 10^{-6} = 0.00121 \text{ MPa} \end{aligned}$$

计算上升管静压降

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= (Z_2 - Z_1) \rho_H \times 9.81 \times 10^{-6} \\ &= 6 \times 6.204 \times 9.81 \times 10^{-6} = 0.000365 \text{ MPa} \end{aligned}$$

总压力降

$$\begin{aligned} \Delta P &= 1.15 (\Delta P_f + \Delta P_k + \Delta P_s) \\ &= 1.15 \times (0.000629 + 0.00121 + 0.000365) = 0.00253 \text{ MPa} \end{aligned}$$

(2) 杜克勒法

由均相法计算中已知 $\rho_H = 6.204 \text{ kg/m}^3, u_H = 20.30 \text{ m/s}$

$$u_L = \frac{W_L}{\rho_L \times 3600 \times 0.785 d^2} = \frac{317659}{1217.41 \times 3600 \times 0.785 \times 1.024^2} = 0.088 \text{ m/s}$$

$$X = \frac{u_L}{u_H} = \frac{0.088}{20.30} = 0.00434$$

$$Fr = \frac{u_H^2}{gd} = \frac{20.30^2}{9.81 \times 1.024} = 41.023$$

假定 $K_L = 0.07$ (如无参考资料, 可以 $K_L = 0.5$ 开始试差计算)

$$\begin{aligned} \mu_{TP} &= \mu_L K_L + \mu_G (1 - K_L) = 0.5 \times 10^{-3} \times 0.07 + 1 \times 10^{-5} (1 - 0.07) \\ &= 4.43 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{du_H \rho_H}{\mu_{TP}} = \frac{1.024 \times 20.30 \times 6.204}{4.43 \times 10^{-5}} = 2.911 \times 10^6$$

$$\begin{aligned} Z &= (Re)^{\frac{1}{6}} \times (Fr)^{\frac{1}{8}} / (\lambda)^{\frac{1}{4}} \\ &= (2.911 \times 10^6)^{\frac{1}{6}} \times (41.023)^{\frac{1}{8}} / (0.00434)^{\frac{1}{4}} = 74.062 \end{aligned}$$

由于 $Z > 10$

$$K = 0.75545 + 0.003585Z - 0.00001436Z^2$$

$$= 0.75545 + 0.003585 \times 74.062 - 0.00001436 \times 74.062^2 = 0.942$$

$$K_L = 1 - K(1 - X) = 1 - 0.942(1 - 0.00434) = 0.062$$

计算出的 K_L 与原假定值 ($K_L = 0.07$) 不符, 应重新假定, 假定 $K_L = 0.06$

$$\mu_{TP} = 0.06 \times 0.5 \times 10^{-3} + (1 - 0.06) \times 10^{-5} = 3.94 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$Re = \frac{1.024 \times 20.30 \times 6.204}{3.94 \times 10^{-5}} = 3.273 \times 10^6$$

$$Z = (3.273 \times 10^6)^{\frac{1}{6}} \times (41.023)^{\frac{1}{8}} / (0.00434)^{\frac{1}{4}} = 75.523$$

由于 $Z > 10$

$$K = 0.75545 + 0.003585 \times 75.523 - 0.00001436 \times 75.523^2 = 0.944$$

$$K_L = 1 - 0.944(1 - 0.00434) = 0.060$$

计算出的 K_L 值与假定值 ($K_L = 0.060$) 相符, 试算结束。以 $K_L = 0.06$ 计算两相流体压力降。

$$\rho_{cs} = \rho_L \frac{X_L^2}{K_L} + \rho_v \frac{(1 - X)^2}{(1 - K_L)}$$

$$= 1217.41 \times \frac{0.00434^2}{0.06} + 0.9259 \times \frac{(1 - 0.00434)^2}{(1 - 0.06)} = 1.3586 \text{ kg/m}^3$$

$$Re_{TP} = \frac{\rho_{cs} du_H}{\mu_H} = \frac{1.3586 \times 1.024 \times 20.30}{1.2 \times 10^{-5}} = 2.35 \times 10^6$$

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-2, 查得 $\epsilon = 0.046$, $\epsilon/d = 0.000045$ 。

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-1, 查得 $\lambda_H = 0.0116$ 。

$$\begin{aligned} \xi &= 1.281 + 0.478 \ln X + 0.444 (\ln X)^2 + 0.094 (\ln X)^3 + 0.00843 (\ln X)^4 \\ &= 1.281 + 0.478 \ln 0.00434 + 0.444 (\ln 0.00434)^2 + 0.094 (\ln 0.00434)^3 \\ &\quad + 0.00843 (\ln 0.00434)^4 = 4.07 \end{aligned}$$

$$\alpha_x = 1 - \frac{\ln \lambda}{\xi} = 1 - \frac{\ln 0.00434}{4.07} = 2.337$$

$$\lambda_{TP} = \alpha_x \lambda_0 = 2.337 \times 0.0116 = 0.0271$$

90°弯头一个, 由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中查表 1.2.4-3, 得 $L_e/d = 30$

$$\begin{aligned} \Delta P_f + \Delta P_k &= \lambda_{TP} \frac{\rho_{cs} u_H^2}{2} \cdot \frac{(L + L_e)}{d} \times 10^{-6} \\ &= 0.0271 \frac{1.3586 \times 20.30^2}{2} \times \left(\frac{16}{1.024} + 30 \right) \times 10^{-6} = 0.000346 \text{ MPa} \end{aligned}$$

计算上升管静压力降

$$\begin{aligned}\rho_{TP} &= K_L \rho_L + (1 - K_L) \rho_G \\ &= 0.06 \times 1217.41 + (1 - 0.06) \times 0.9259 = 73.92 \quad \text{kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= (Z_2 - Z_1) \times \rho_{TP} \times 9.81 \times 10^{-6} \\ &= 6 \times 73.92 \times 9.81 \times 10^{-6} = 0.00435 \quad \text{MPa}\end{aligned}$$

总压力降(忽略速度压力降)

$$\Delta P = 1.15 \times (0.000346 + 0.00435) = 0.0054 \quad \text{MPa}$$

两种方法的计算结果如下:

均相法: $\Delta P = 0.00253 \text{ MPa}$

杜克勒法: $\Delta P = 0.0054 \text{ MPa}$

最后总压力降取两者中较大值,即 $\Delta P = 0.0054 \text{ MPa}$ 。

3.2.4 管道计算表

“气-液两相流(非闪蒸型)”的压力降计算表见表 3.2.4。编制步骤、用途及专业关系与“单相流”管道计算表相同。

管 道 计 算 表
(两 相 流)

表 3. 2. 4

管道编号和类别									
自									
至									
流量 m^3/h									
温度 $^{\circ}\text{C}$									
压力 kPa									
粘度 $\text{mPa} \cdot \text{s}$									
密度 kg/m^3									
表面张力 N/m									
流速 m/s									
管道公称直径 mm									
外径 \times 壁厚									
直管长度 m									
管 件 当 量 长 度 m	弯 头								
	三 通								
	异径管								
	闸 阀								
	截 止 阀								
	旋 塞 止 回 阀								
总长度 m									
管道压力降 kPa									
孔板压力降 kPa									
控制阀压力降 kPa									
设备压力降 kPa									
始端标高 m									
终端标高 m									
静压力降 kPa									
设备接管口压力降 kPa									
总压力降 kPa									
压力(始端) kPa									
压力(终端) kPa									
版 次 或 修 改	版	次							
	目	期							
	编	制							
	校	核							

3.3 符号说明

- A ——管道截面积, m^2 ;
- B_x, B_y ——伯克(Baker)参数;
- d ——管道内直径, m ;
- Fr ——弗鲁特(Froude)数;
- F_v ——气相体积分率;
- g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ;
- G_G ——气相质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;
- G_L ——液相质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;
- K ——班可夫(Barkoff)流动参数;
- K_L ——液相实际体积分率;
- L ——管道长度, m ;
- L_e ——管件当量长度, m ;
- P ——压力, MPa ;
- Re ——雷诺数;
- Re_{TP} ——气-液两相流雷诺数;
- u_G ——气相流速, m/s ;
- u_L ——液相流速, m/s ;
- u_H ——气-液两相流平均流速, m/s ;
- V_G ——气相体积流量, m^3/s ;
- V_L ——液相体积流量, m^3/s ;
- W_G ——气相质量流量, kg/h ;
- W_L ——液相质量流量, kg/h ;
- W_T ——气-液两相流总质量流量, kg/h ;
- X ——液相体积分率;
- Y ——气相质量分率;
- Z ——计算用中间参数;
- Z_1, Z_2 ——管道始端和终端标高, m ;
- α_x ——摩擦系数率;

ΔP ——总压力降,MPa;

$\Delta P_f, \Delta P'_f$ ——摩擦压力降,MPa;

$P_K, \Delta P'_K$ ——局部压力降,MPa;

ΔP_N ——速度压力降,MPa;

ΔP_s ——静压力降,MPa;

ξ ——中间参数;

λ_0, λ_H ——摩擦系数;

λ_{TP} ——气-液两相流摩擦系数;

μ_G ——气相粘度,Pa·s;

μ_L ——液相粘度,Pa·s;

μ_H ——气-液两相流平均粘度,Pa·s;

μ_{TP} ——气-液两相流体混合粘度,Pa·s;

ρ_G ——气相密度,kg/m³;

ρ_H ——气-液两相流平均密度,kg/m³;

ρ_L ——液相密度,kg/m³;

ρ_{TP} ——气-液两相流密度,kg/m³;

ρ_{cs} ——气-液两相流平均密度的校正密度,kg/m³;

σ ——液相表面张力,N/m;

压力——本规定除注明外,均为绝对压力。

4 气-液两相流(闪蒸型)

4.1 简 述

4.1.1 在化工生产中,流体在管道内流动过程中液相不断转化为气相,液相量不断减少,气相量不断增加,此类流型称为闪蒸型气-液两相流。例如锅炉排污管、裂化炉油气出口管内的流体均为闪蒸型两相流。

4.1.2 闪蒸型流动状态复杂。在某些情况下,如管道短,压降不大,相应的闪蒸气量很小,则可按“非闪蒸型两相流”考虑。“气-液两相流(闪蒸型)”的管道压力降计算推荐采用本规定 4.2.2 计算方法(一)和 4.2.3 计算方法(二)。

4.2 计算方法

4.2.1 使用范围

使用计算方法(一)需要管入口、出口及至少一个中间点的工艺数据,中间点越多,计算也越精确,若无中间点数据,则推荐使用计算方法(二),但精确度较差。

两种计算方法的使用范围推荐如下:

4.2.1.1 裂化炉油气输出管可用计算方法(一)。

4.2.1.2 冷凝液闪蒸管,两法均可使用。取决于计算结果精确度的不同要求。

4.2.1.3 蒸汽锅炉节流阀后的连续排放管可采用计算方法(二)。

4.2.1.4 压降很大,但相对的闪蒸量较小的场合,推荐采用计算方法(二),在计算中通常假设降压前(控制阀或限流孔板前)无闪蒸,降压区域(控制阀或限流孔板后)的闪蒸曲线可按直线考虑。

4.2.1.5 非烃类化合物生产中,硫化氢、二氧化碳吸收塔底的富液管道去再生塔顶入口处的管段中有闪蒸,此段管线的压降计算及管径选择可采用计算方法(二)。

4.2.2 计算方法(一)

4.2.2.1 计算公式的推导

流体质量流量(W_T)、管道截面积(A)与系统压力(P)和物料密度(ρ_e)之间的关系如下:

$$\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2 = 2 \times 10^6 \times \frac{\int_{P_1}^{P_2} (-\rho_a) dP}{\left(2 \ln \frac{\rho_{a1}}{\rho_{a2}} + \frac{\lambda L}{d}\right)} \quad (4.2.2-1)$$

若将管道分成 $n-1$ 段, 上式中的积分项可用下式表示:

$$\int_{P_1}^{P_n} (-\rho_a) dP = \frac{(\rho_{a1} + \rho_{a2})}{2} \times (P_1 - P_2) + \dots + \frac{(\rho_{a(n-1)} + \rho_{an})}{2} \times (P_{n-1} - P_n)$$

式(4.2.2-1)可简化为:

$$\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2 = 2 \times 10^6 \times \frac{\frac{(\rho_{a1} + \rho_{a2})}{2} (P_1 - P_2) + \dots + \frac{(\rho_{a(n-1)} + \rho_{an})}{2} (P_{n-1} - P_n)}{\left(2 \ln \frac{\rho_{a1}}{\rho_{a2}} + \frac{\lambda L}{d}\right)} \quad (4.2.2-2)$$

要注意的是式(4.2.2-1)未计及管道出口与入口端的静压力降(式中 L 指管道计算总长度), 摩擦系数(λ)值为不变的平均值, 由平均粘度及平均雷诺数等求取。

4.2.2.2 计算步骤

(1) 给出入口、出口及一个或多个中间点的工艺数据, 即给出温度(T)、压力(P)、质量流量(W)、分子量(M)和密度(ρ)等, 同时给出管径、长度等管道数据。

(2) 计算两相流体的平均密度

$$\rho_a = \frac{W_T}{(W_L/\rho_L + W_G/\rho_G)} \quad (4.2.2-3)$$

(3) 依据两相流体平均密度(ρ_a)与相应的压力(P)绘制 $\rho_a - P$ 图(见图 4.2.4)。

(4) 计算两相流体的液相平均体积分率

$$X = \frac{W_L/\rho_L}{W_T/\rho_a} \quad (4.2.2-4)$$

(5) 计算两相流体的平均粘度

$$\mu_a = \mu_L \cdot X + \mu_G \cdot (1 - X) \quad (4.2.2-5)$$

(6) 计算雷诺准数

$$Re = \frac{W_T \cdot d}{3600A \cdot \mu_a} \quad (4.2.2-6)$$

并由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-2 和图 1.2.4-1 查得管道的相对粗糙度(ϵ/d)及摩擦系数(λ), 并计算 $\lambda L/d$ 。

(7) 由给定的质量流量及管道截面积计算 $\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2$

式中

W_T ——气-液两相流总质量流量, kg/h;

W_L ——液相质量流量, kg/h;

P_1 ——管道始端压力, MPa;

P_n ——管道 n 点压力 ($n=1, 2, 3, \dots$), MPa;

W_G ——气相质量流量, kg/h;

ρ_a ——气-液两相流平均密度, kg/m³;

ρ_L ——液相密度, kg/m³;

ρ_G ——气相密度, kg/m³;

X ——液相平均体积分率;

λ ——摩擦系数;

μ_L ——液相粘度, Pa·s;

μ_G ——气相粘度, Pa·s;

μ_a ——气-液两相流平均粘度, Pa·s;

A ——管道截面积, m²;

d ——管道内直径, m;

L ——管道计算长度, m。

(8) 确定 $n-2$ 个压力点, 连同始端、终端的压力值共 n 个点, 再由 ρ_a-P 图查取与 P_1, P_2, \dots, P_n 点相对应的 $\rho_{a1}, \rho_{a2}, \dots, \rho_{an}$, 由式(4.2.2-2)计算点 1 与点 2、点 1 与点 3、……点 1 与点 n 的 $n-1$ 个 $(\frac{W_T}{3600A})^2$ 值。若其中某一点已达到本节(7)的 $(\frac{W_T}{3600A})^2$ 值, 则表示管截面积为 A 的管道可以满足要求。不过从经济性或工艺控制要求考虑, 还应进一步作 A 值的调整计算。另外, 为确保操作, 一般应用 1.08 倍的安全系数。

4.2.3 计算方法(二)

4.2.3.1 计算公式的推导

计算方法(二)由八个公式组成, 式(4.2.3-1)至式(4.2.3-8)是在假设密度随压力的变化是一条直线的基础上进行计算的, 因此仅需要入口及出口两个点的工艺数据。设点 1、2、3 分别为管道始端、终端、中间点数据。中间点的工艺数据按下列方法确定:

$$P_3 = P_2 + \frac{(P_1 - P_2)}{3} \quad (4.2.3-1)$$

$$W_{G3} = W_{G2} + \frac{(W_{G1} - W_{G2})}{3} \quad (4.2.3-2)$$

$$W_{L3} = W_{L2} + \frac{(W_{L1} - W_{L2})}{3} \quad (4.2.3-3)$$

$$T_3 = T_2 + \frac{(T_1 - T_2)}{3} \quad (4.2.3-4)$$

$$M_3 = M_2 - \frac{(M_2 - M_1)}{3} \quad (4.2.3-5)$$

$$\rho_{G3} = \rho_{G2} + \frac{(\rho_{G1} - \rho_{G2})}{3} \quad (4.2.3-6)$$

$$\rho_{L3} = \rho_{L2} + \frac{(\rho_{L1} - \rho_{L2})}{2} \quad (4.2.3-7)$$

$$\rho_{a3} = \frac{W_T}{\left(\frac{W_{G3}}{\rho_{G3}} + \frac{W_{L3}}{\rho_{L3}}\right)} \quad (4.2.3-8)$$

式中

P_1, P_2, P_3 ——管道始端、终端、中间点压力, MPa;

W_{G1}, W_{G2}, W_{G3} ——管道始端、终端、中间点气体质量流量, kg/h;

W_{L1}, W_{L2}, W_{L3} ——管道始端、终端、中间点液体质量流量, kg/h;

T_1, T_2, T_3 ——管道始端、终端、中间点温度, °C;

M_1, M_2, M_3 ——管道始端、终端、中间点流体分子量;

$\rho_{G1}, \rho_{G2}, \rho_{G3}$ ——管道始端、终端、中间点气体密度, kg/m³;

$\rho_{L1}, \rho_{L2}, \rho_{L3}$ ——管道始端、终端、中间点液体密度 kg/m³;

ρ_{a3} ——管道中间点的流体密度, kg/m³。

其余符号意义同前。

4.2.3.2 计算步骤

(1) 假设一个管径, 用点 3 的平均密度、平均粘度等数据按“单相流”的方法计算 ΔP , 此压力降包括摩擦压力降、速度压力降及静压压力降三个部分, 具体方法见第 1 章“单相流(不可压缩流体)”。若忽略 1、2 点间混合物的密度差别, 则其中速度压力降可按下式计算:

$$\Delta P_N = \frac{W_T(u_2 - u_1)}{3600A} \times 10^{-6} \quad (4.2.3-9)$$

式中 u_1, u_2 为流体在管始端及终端处的流速, m/s。

其余符号意义同前。

(2) 将计算出压力降与允许的压力降比较, 若计算的压力降小于且接近允许压力降, 则假设管径可用, 否则需重新假设管径计算压力降, 直至计算压力降小于且接近允许压力降, 即为所求管径。

4.2.4 计算举例

4.2.4.1 采用计算方法(一)式(4.2.2-2)的计算举例如下:

已知条件:炼油厂裂化炉油气输出管道

气-液正常总流量: $W_T=W_G+W_L=165333\text{kg/h}$

负荷安全系数:1.08

气-液最大总流量: $W_m=W_T\times 1.08=178560\text{kg/h}$

设定数据点序号: 1 2 3 4

设定数据点位置:炉子出口 中间点 中间点 塔入口

各点的工艺数据列于表 4.2.4-1 中。

各 点 的 工 艺 数 据 表 4.2.4-1

数据点 序 号	温 度 ℃	压 力 MPa	物 料 流 量 kg/h		气 体		液 体	ρ_a kg/m ³
			气 W_G	液 W_L	分子量	ρ_G kg/m ³	ρ_L kg/m ³	
1	460	0.1496	38325	127008	315	7.69	684	31.98
2	457	0.1379	49443	115890	318	7.21	689	23.53
3	449	0.1014	58061	107272	333	5.61	713	15.75
4	440.5	0.0621	76881	88452	352	3.68	737	7.87

表中 ρ_a 用式(4.2.2-3)计算。绘 ρ_a-P 曲线,如图 4.2.4 所示。

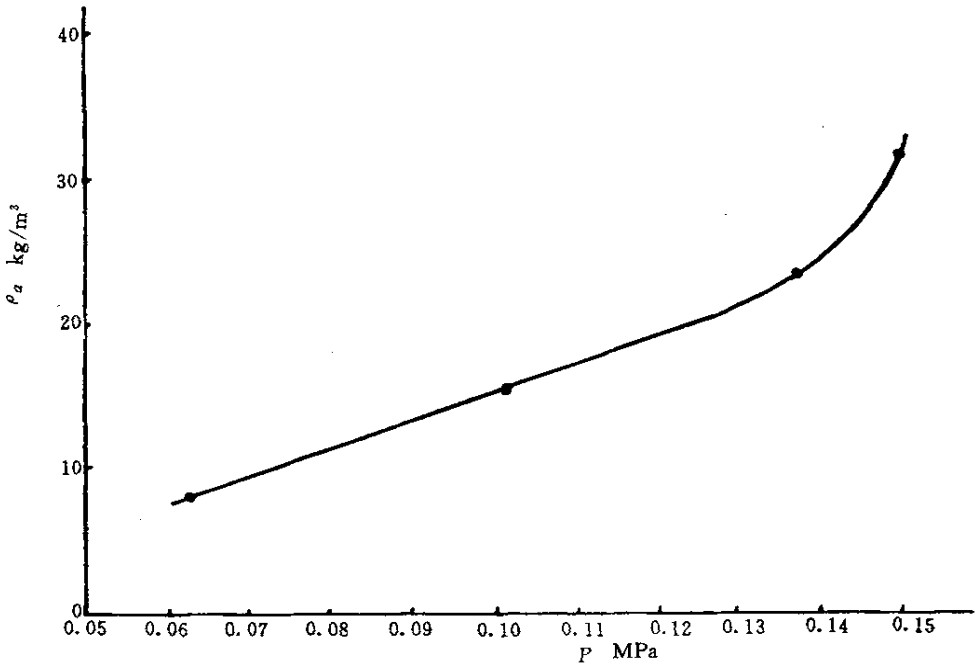


图 4.2.4 ρ_a-P 关系图

在平均压力为 0.106MPa 时,物料平均粘度为 0.0001Pa·s。用式(4.2.2-5)计算,选用合适尺寸的输送管道。

解:试选 DN250 和 DN300 两种规格管道

(1) 选用 DN250 钢管

管道内直径(d):0.2545m,管截面积(A):0.0508m²

管道计算长度(L):47.85m

$$\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2 = \left(\frac{165333}{3600 \times 0.0508}\right)^2 = 817310 \quad \text{kg}^2/(\text{s}^2 \cdot \text{m}^4)$$

$$\left(\frac{W_m}{3600A}\right)^2 = \left(\frac{178560}{3600 \times 0.0508}\right)^2 = 953314 \quad \text{kg}^2/(\text{s}^2 \cdot \text{m}^4)$$

$$Re = \frac{W_T d}{3600 A \mu_a} = \frac{165333 \times 0.2545}{3600 \times 0.0508 \times 0.0001} = 2.3 \times 10^6$$

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-2 查得相对粗糙度 $\epsilon/d = 1.8 \times 10^{-4}$

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-1 查得摩擦系数 $\lambda = 0.014$

$$\lambda \frac{L}{d} = 0.014 \times \frac{47.85}{0.2545} = 2.63$$

(2) 选用 DN300 钢管

管道内直径(d):0.3037m 截面积(A):0.0724m² 长度(L):52.43m

$$\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2 = \left(\frac{165333}{3600 \times 0.0724}\right)^2 = 402380 \quad \text{kg}^2/(\text{s}^2 \cdot \text{m}^4)$$

$$\left(\frac{W_m}{3600A}\right)^2 = \left(\frac{178560}{3600 \times 0.0724}\right)^2 = 469338 \quad \text{kg}^2/(\text{s}^2 \cdot \text{m}^4)$$

$$Re = \frac{W_T d}{3600 A \mu_a} = \frac{165333 \times 0.3037}{3600 \times 0.0724 \times 0.0001} = 1.93 \times 10^6$$

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-2 查得相对粗糙度 $\epsilon/d = 1.4 \times 10^{-4}$

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-1 查得摩擦系数 $\lambda = 0.0136$

$$\lambda \frac{L}{d} = 0.0136 \times \frac{52.43}{0.3037} = 2.35$$

将以上计算结果列入表 4.2.4-2。

计 算 结 果

表 4. 2. 4—2

项 目	单 位	管 道 规 格	
		DN250	DN300
管道内直径 (d)	m	0. 2545	0. 3037
管道截面积 (A)	m ²	0. 0508	0. 0724
相对粗糙度 (ϵ/d)		$1. 8 \times 10^{-4}$	$1. 4 \times 10^{-4}$
平均粘度 (μ_a)	Pa · s	0. 0001	0. 0001
$[W_T/(3600 \cdot A)]^2$	kg ² /(s ² · m ⁴)	817310	402380
Re		$2. 3 \times 10^6$	$1. 93 \times 10^6$
摩擦系数 (λ)		0. 014	0. 0136
计算长度 (L)	m	47. 85	52. 43
$\lambda L/d$		2. 63	2. 35
$[W_m/(3600 \cdot A)]^2$	kg ² /(s ² · m ⁴)	953314	469338

(3) 由图 4. 2. 4 的 ρ_a-P 曲线查取 8 组对应的 ρ_a-P , 将管路分成 7 段, 求取不同管径下允许的最大流速。

以 DN250 管为例:

第 1 点 $P_1=0. 1496\text{MPa}$ $\rho_{a1}=32. 04\text{kg/m}^3$ ^注

第 2 点 $P_2=0. 1379\text{MPa}$ $\rho_{a2}=23. 39\text{kg/m}^3$ ^注

第 3 点 $P_3=0. 1242\text{MPa}$ $\rho_{a3}=18. 42\text{kg/m}^3$

注: 由图 4. 2. 4 曲线查得的 ρ_a 值与表 4. 2. 4—1 中对应压力下的 ρ_a 值有差异。

从第 1 点到第 2 点间

$$\begin{aligned} \left(\frac{W}{3600A}\right)^2 &= \frac{\left(\frac{32. 04+23. 39}{2}\right) \times (0. 1496-0. 1379) \times 2 \times 10^6}{(2\ln \frac{32. 04}{23. 29} + 2. 63)} \\ &= 199018 \text{kg}^2/(\text{s}^2 \cdot \text{m}^4) \end{aligned}$$

从第 1 点到第 3 点间

$$\left(\frac{W}{3600A}\right)^2 = \frac{\left[\frac{(32. 04+23. 39)}{2} \times (0. 1496-0. 1379)\right]}{(2\ln \frac{32. 04}{8. 42} + 2. 63)}$$

$$+ \frac{\frac{(23.39+18.42)}{2} \times (0.1379-0.1342)}{(2\ln \frac{32.04}{8.42} + 2.63)} \times 2 \times 10^5$$

$$= 326840 \text{ kg}^2 / (\text{s}^2 \cdot \text{m}^4)$$

依此类推计算出一组数据,列于表 4.2.4-3。

$\Delta P \sim (\frac{W}{3600A})^2$ 对应表

表 4.2.4-3

序号	压力 (P) MPa	平均密度 (ρ_s) kg/m ³	压力降 MPa	$\int_{P_1}^{P_n} (-\rho_s) dP$		$2\ln \frac{\rho_{s1}}{\rho_{sn}} + \frac{XL}{d}$		$(\frac{W}{3600A})^2$	
				末 项	总 和	DN250	DN300	DN250	DN300
1	0.1496	32.04							
2	0.1379	23.39	0.0117	0.3243	0.3243	3.259	2.979	199018	217724
3	0.1242	18.42	0.0137	0.2864	0.6107	3.737	3.457	326840	353312
4	0.1103	16.02	0.0139	0.2894	0.8501	4.016	3.736	423357	455086
5	0.0965	14.42	0.0138	0.2100	1.0601	4.227	3.947	501585	537167
6	0.0828	12.82	0.0137	0.1866	1.2467	4.462	4.182	558808	596222
7	0.0689	9.61	0.0139	0.1559	1.4026	5.038	4.758	556808	589575
8	0.0621	7.85	0.0068	0.0594	1.4020	5.443	5.163	537204	566337

注:积分 $\int_{P_1}^{P_n} (-\rho_s) dP$ 中“总和”指 $\int_{P_1}^{P_n} (-\rho_s) dP$,“末项”指 $\int_{P_{n-1}}^{P_n} (-\rho_s) dP = \frac{\rho_{s(n-1)} + \rho_{sn}}{2} (P_{(n-1)} - P_n)$ 。

(4) 讨论

由表 4.2.4-3 看出,对于一定的起始压力和压力降,有一个对应的 $(\frac{W_T}{3600A})^2$ 值(最大),二者相互对应。

由表 4.2.4-3 得知,对于 DN250 管,终点压力为 0.0621MPa 时, $(\frac{W_T}{3600A})^2$ 值为 537204, $\Delta P = 0.1496 - 0.0621 = 0.0875 \text{ MPa}$ 。

由表 4.2.4-3 得知, DN250 管最大流通能力约为 537204,而表 4.2.4-2 工艺要求 DN250 管最大流通能力为 953314,满足不了要求,对于 DN300 管的最大流通能力为 566337,表 4.2.4-2 工艺要求 DN300 管的最大流通能力为 469338,因此选用 DN300 管可满足工艺要求。

在求取各终点压力下的 W_T 值时,要计算相应条件下的 $(\frac{W_T}{3600A})^2$ 值,该 $(\frac{W_T}{3600A})^2$ 值相应于流过计算长度为 L 的管道的临界流量,其压力降为起点压力减去

相应的终点压力。

4.2.4.2 采用计算方法(二)[式(4.2.3-1)至式(4.2.3-8)]的计算举例

例题条件同 4.2.4.1。

(1) 选用 DN300 管道, $d=0.3037\text{m}$, $A=0.0724\text{m}^2$, $L=52.43\text{m}$, $\mu_a=0.0001\text{Pa}\cdot\text{s}$, 始、终点的工艺数据列于表 4.2.4-4 中。

始、终点的工艺数据 表 4.2.4-4

数据点 序 号	P MPa	T ℃	u m/s	M	W_G kg/h	W_L kg/h	ρ_G kg/m ³	ρ_L kg/m ³	ρ_a kg/m ³
1	0.1496	460	19.80	315	38325	127008	7.69	684	32.04
2	0.0621	440.5	80.81	352	76881	88452	3.68	737	7.85

注:表中 ρ_a 值由图 4.2.4 查得,与表 4.2.4-1 中对应压力下的 ρ_a 值有差异。

由点 1、点 2 计算第 3 点(中间点)的各数据

由式(4.2.3-1)至式(4.2.3-8)得:

$P_3=0.0913\text{MPa}$

$T_3=447^\circ\text{C}$

$M_3=339.7$

$W_{G3}=64029\text{kg/h}$

$W_{L3}=101304\text{kg/h}$

$W_T=165333\text{kg/h}$

$\rho_{G3}=5.02\text{kg/m}^3$

$\rho_{L3}=719\text{kg/m}^3$

$\rho_{a3}=12.82\text{kg/m}^3$

$u_3=\frac{165333}{12.82\times 3600\times 0.0724}=49.48\text{m/s}$

压力降 ΔP 的计算:

$Re=\frac{W_T d}{3600 A \mu_a}=\frac{165333\times 0.3037}{3600\times 0.0724\times 0.0001}=1.926\times 10^6$

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-2,查得普通碳钢管的相对粗糙度 $\epsilon/d=1.4\times 10^{-4}$

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-1,查得 $\lambda=0.0136$

以第 3 点数据计算管道的摩擦压力降 ΔP_f :

$$\Delta P_f=\frac{\rho_{a3}u_3^2}{2}\times\frac{\lambda L}{d}\times 10^{-6}=\frac{12.82\times 49.48^2}{2}\times\frac{0.0136\times 52.43}{0.3037}\times 10^{-6}$$

$$=0.0368 \text{ MPa}$$

以 1、2 点两个端点数据计算速度压力降 ΔP_N :

$$\Delta P_N = \frac{W_T(u_2 - u_1)}{3600A} \times 10^{-6} = \frac{165333(80.81 - 19.8)}{3600 \times 0.0724} \times 10^{-6}$$

$$=0.0387 \text{ MPa}$$

假设该管道为水平管,故静压力降 $\Delta P_s = 0$;

因此系统总压力降:

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_N + \Delta P_s = 0.0368 + 0.0387 = 0.0755 \text{ MPa}$$

实际上,两端间压力降 $\Delta P = 0.1496 - 0.0621 = 0.0875 \text{ MPa}$

(2) 选用 DN250 管道, $d = 0.2545$, $A = 0.0508 \text{ m}^2$, $L = 47.85 \text{ m}$

由式(4.2.3-1)得:

$$P_3 = 0.0913 \text{ MPa} \quad T_3 = 447^\circ\text{C}$$

$$M_3 = 339.7 \quad W_T = 165333 \text{ kg/h}$$

$$\rho_{a3} = 12.82 \text{ kg/m}^3 \quad u_3 = 70.52 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{165333 \times 0.2545}{3600 \times 0.0508 \times 0.0001} = 2.3 \times 10^6$$

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-2,查得 $\epsilon/d = 1.8 \times 10^{-4}$

由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-1,查得 $\lambda = 0.014$

$$\Delta P_f = \frac{12.82 \times 70.52^2}{2} \times 0.014 \times \frac{47.85}{0.2545} \times 10^{-6} = 0.0839 \text{ MPa}$$

$$u_1 = \frac{165333}{32.04 \times 3600 \times 0.0508} = 28.22 \text{ m/s}$$

$$u_2 = \frac{165333}{7.85 \times 3600 \times 0.0508} = 115.17 \text{ m/s}$$

$$\Delta P_N = \frac{165333 \times (115.17 - 28.22)}{3600 \times 0.0508} \times 10^{-6} = 0.0786 \text{ MPa}$$

水平管 $\Delta P_s = 0$

因此系统总压力降 $\Delta P = 0.0839 + 0.0786 = 0.1625 \text{ MPa}$

实际上,两端间压力降为 0.0875 MPa ,因此选用 DN250 管是不合适的,应选用 DN300 管。

4.2.5 管道计算表

“气-液两相流(闪蒸型)”的管道压力降计算表,见表 4.2.5。

编制步骤、用途及专业关系与“单相流”管道计算表相同。

管 道 计 算 表
(两 相 流)

表 4.2.5

管道编号和类别									
自									
至									
流量			m^3/h						
温度			$^{\circ}\text{C}$						
压力			kPa						
粘度			$\text{mPa} \cdot \text{s}$						
密度			kg/m^3						
表面张力			N/m						
流速			m/s						
管道公称直径			mm						
外径×壁厚									
直管长度			m						
管 件 当 量 长 度 m	弯 头								
	三 通								
	异径管								
	闸 阀								
	截 止 阀								
旋 塞 止 回 阀									
总长度			m						
管道压力降			kPa						
孔板压力降			kPa						
控制阀压力降			kPa						
设备压力降			kPa						
始端标高			m						
终端标高			m						
静压力降			kPa						
设备接管口压力			kPa						
总压力降			kPa						
压力(始端)			kPa						
压力(终端)			kPa						
版 次 或 修 改	版 次								
	日 期								
	编 制								
	校 核								

4.3 符号说明

- A ——管道截面积, m^2 ;
 d ——管道内直径, m ;
 DN ——管道公称直径, mm ;
 L ——管道计算长度, m ;
 M ——分子量;
 P ——压力, MPa ;
 P_1 ——入口始端压力, MPa ;
 P_n ——出口 n 点压力, MPa ;
 Re ——雷诺数;
 T ——温度, $^{\circ}\text{C}$;
 u ——流速, m/s ;
 W ——质量流量, kg/h ;
 W_G ——气相质量流量, kg/h ;
 W_L ——液相质量流量, kg/h ;
 W_m ——气-液两相流最大总流量, kg/h ;
 W_T ——气-液两相流总质量流量, kg/h ;
 X ——液体平均体积分率;
 ΔP ——压力降, MPa ;
 ΔP_f ——摩擦压力降, MPa ;
 ΔP_N ——速度压力降, MPa ;
 ΔP_s ——静压力降, MPa ;
 ϵ/d ——相对粗糙度;
 λ ——摩擦系数;
 μ_a ——气-液两相流平均粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;
 μ_G ——气相粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;
 μ_L ——液相粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;
 ρ ——密度, kg/m^3 ;
 ρ_a ——气-液两相流平均密度, kg/m^3 ;

ρ_G ——气相密度, kg/m^3 ;

ρ_L ——液相密度, kg/m^3 ;

压力——本规定除注明外,均为绝对压力。

各符号下标 1、2、3……表示管道计算时分段号。

5 气-固两相流

5.1 简 述

5.1.1 气体和固体在管道内一起的流动称为气-固两相流动(简称气-固两相流)。气-固两相流出现在气力输送系统中。

气力输送按其被输送物料在管道中的运动状态可分为以下几类,见图 5.1.1-1 和图 5.1.1-2 所示。

5.1.1.1 稀相动压气力输送

在输送物料时,物料悬浮在管中并呈均匀分布,在水平管道中呈飞翔状态,空隙率很大,物料输送主要靠由较高速度在工作气体所形成的动能来实现。气流速度通常在 12m/s 至 40m/s 之间,质量输送比(简称输送比,即被输送物料的质量流量与工作气体质量流量之比,以 m 表示)通常在 1~5 之间,对于粒料,输送比可高达 15。

5.1.1.2 密相动压气力输送

物料在管道内已不再均匀分布,而呈密集状态,物料从气流中分离出来,但管道并未被堵塞,物料呈沙丘状,密相动压输送亦是依靠工作气体的动能来实现的。

通常密相动压输送中,气流速度在 8~15m/s 之间,输送比(m)在 15~20 之间,对于易充气的物料,输送比(m)可高达 200 以上。

5.1.1.3 密相静压气力输送

物料在管道中沉积、密集而堵塞管道,依靠工作气体的静压来推送物料,比起前两种输送方式,密相静压输送的气流速度更低,输送比(m)更高。

5.1.2 设计气力输送系统时,应根据被输送物料的特性、装置的技术经济要求以及生产过程的工艺特性和工艺要求等因素,选择合适的输送方式。要考虑温度对被输送物料的影响,同时系统中应采取消除静电和防爆措施,确保安全操作。

确定正确的输送方式后,可根据系统的允许压力降和工作气体的流量选择送风或引风设备。

5.1.3 气力输送系统的压力降包括输送管道(包括管件)和附属设备,如分离器、喷嘴或吸嘴以及袋滤机等压力降。本章只给出管道(包括管件)压力降的计算公式,附属设备压力降的计算可参考有关制造厂的产品说明和其他的文献资料。

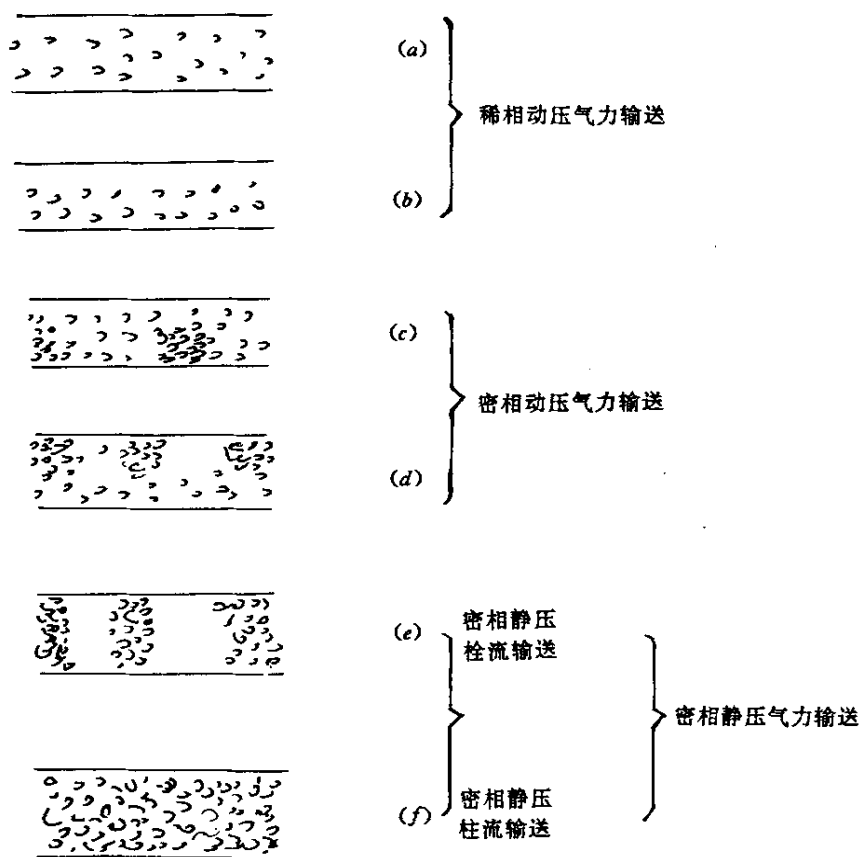


图 5.1.1-1 水平气力输送物料运动状态

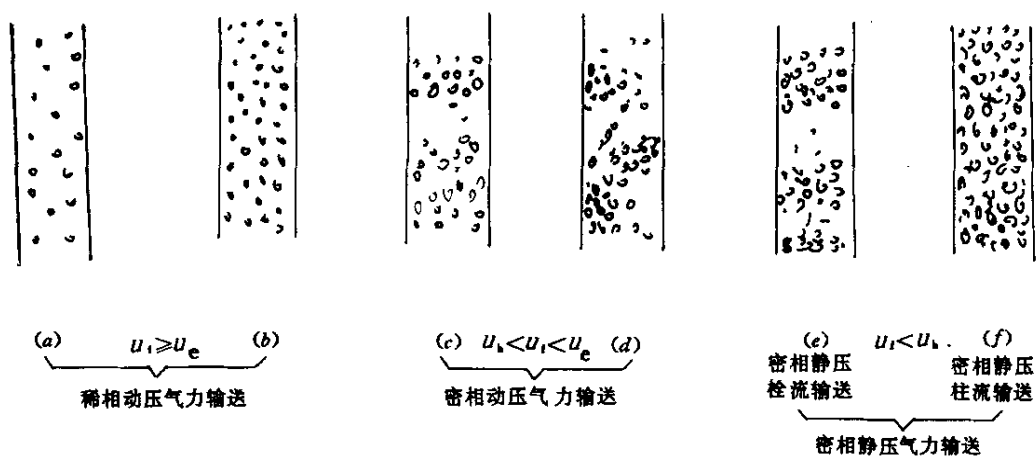


图 5.1.1-2 垂直气力输送物料运动状态

5.2 计算方法

5.2.1 气力输送是一门半经验半理论的学科。化工物料品种繁多,形状各异。设计气力输送装置时,可根据实际应用装置,选取设计参数,若无实际装置参考,可通过实验来确定,也可从与被输送物料性质接近(指形状、密度等物理性质接近)的实际装置中选取有关数据。

5.2.1.1 在某一气体流速下输送物料其压力降最小,该气体流速称为经济流速,以 u_e 表示。

5.2.1.2 当气体流速低到某一值时,输送物料开始沉积而堵塞管道,此时的气体流速称为噎塞流速,用 u_h 表示。

5.2.1.3 稀相动压输送时,气体流速大于经济流速。密相动压输送时,气体流速介于经济流速与噎塞流速间。密相静压输送的气体流速则低于噎塞流速。输送过程中,随着输送距离的加大,有时应逐渐加大输送管径以适应流速的增加。

5.2.1.4 经济流速和噎塞流速由实验测定。输送比则可根据物料特性及输送方式来确定

$$m = \frac{W_s}{W_G} \quad (5.2.1-1)$$

式中

m ——料-气质量输送比,简称输送比;

W_s ——物料质量流量,kg/h;

W_G ——气体质量流量,kg/h;

5.2.1.5 使物料保持悬浮状态的气体最小流速称为悬浮流速,以 V_t 表示,由实验测定,亦可由下式估算:

对于粉料(通常粒径小于 0.001m 称为粉料)

$$V_t = \frac{d_s^2(\rho_s - \rho_t)g}{18\mu_t} \quad (5.2.1-2)$$

对于粒状物料(通常粒径大于 0.001m 称为粒料):

$$V_t = \left[\frac{3g(\rho_s - \rho_t)d_s}{\rho_t} \right]^{0.5} \quad (5.2.1-3)$$

式中

V_t ——悬浮流速,m/s;

d_s ——输送物料的当量球径(同体积圆球的直径),m;

ρ_s ——输送物料的堆积密度, kg/m^3 ;

ρ_f ——工作气体的密度, kg/m^3 ;

g ——重力加速度, m/s^2 ;

μ_f ——工作气体的粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

5.2.2 稀相动压气力输送管压力降计算

稀相动力气力输送的气体流速高于经济流速(u_e), 计算时, 应首先选定气体流速(u_f), u_f 由经验选定, 或由下式估算:

$$u_f = K_L \sqrt{(\rho_s/1000)} + K_d \cdot L_t \quad (5.2.2-1)$$

式中

u_f ——气体流速, m/s ;

K_L ——输送物料的粒度系数, 见表 5.2.2-1;

K_d ——输送物料的特性系数, 取 $2 \times 10^{-5} \sim 5 \times 10^{-5}$, 对于干燥粉料取较小值;

L_t ——输送距离, m

$$L_t = L_1 + n_1 L_h + n_2 L_2 + n_b L_b \quad (5.2.2-2)$$

L_1 ——水平管长度, m ;

L_2 ——倾斜管长度, m ;

L_h ——垂直管长度, m ;

L_b ——弯管当量长度, m ; 90° 弯管当量长度见表 5.2.2-2;

n_1 ——垂直管校正系数, $n_1 = 1.3 \sim 2.0$;

n_2 ——倾斜管校正系数

$$n_2 = 1 + 2\alpha(n_1 - 1)/\pi \text{ 或 } n_2 = 1.1 \sim 1.5;$$

α ——倾斜直管与水平面的夹角, rad ;

n_b ——弯管数量。

其余符号意义同前。

除上述可由式(5.2.2-1)估算 u_f 外, 亦可以 $u_f = 2V_t$ 作为初选气体流速。

气力输送中, 满足工况要求可以选用的气体流速和输送比的范围是较宽的, 但如何确定最优方案却是比较困难的。本章提到的经济流速, 是指输送管中物料颗粒在气流中由均匀分布到不再均匀分布的临界点, 即稀相动压输送与密相动压输送间的临界点, 并非输送中气流的最优流速。一般气力输送计算中应选择几组气体流速及料-气输送比, 进行压力降、管径和风机选择等计算, 然后根据装置的具体情况, 从经济角度来选取较优的方案。

此外,气力输送中,工作气体的密度、流速以及与此有关的其他参数(如后面提到的料-气容积比等)值是有变化的。通常在稀相和输送距离不远的密相动压输送中,这种变化可以忽略。在本章有关的计算公式中,上述参数是指输送管入口端(对压送式装置)或输送管出口端(对吸送式装置)的值。对于密相静压输送或距离较远的密相动压输送中,由于压力变化较大,在进行有关计算时,应采用平均值。

物料的粒度系数 K_L 表 表 5.2.2—1

物 料 种 类	颗 粒 大 小 m	K_L 值
粉 料	<0.001	10~16
均质粒状物料	0.001~0.01	16~20
细块状物料	0.01~0.02	20~22
中块状物料	0.02~0.08	22~25

90°弯管当量长度 $L_b(m)$ 表 5.2.2—2

R_0/D 物料种类	4	5	8	10
粉状料	4~8	5~10	6~10	8~10
大小均匀的颗粒	—	8~10	12~16	16~20
大小不均匀的小块粒	—	—	28~35	35~45
大小均匀的大块粒	—	—	60~80	70~90

注: R_0 ——弯管的曲率半径,m; D ——输送管内直径,m。

选定气体流速(u_f)及输送比(m)后,根据下式计算输送管起始段的内直径(D):

$$D=\frac{1}{30}\sqrt{\left(\frac{W_s}{\pi \cdot m \cdot \rho_f \cdot u_f}\right)} \tag{5.2.2-3}$$

式中

D ——输送管内直径,m。

其余符号意义同前。

稀相动压气力输送管道压力降由直管段压力降(ΔP_{mt})、弯管段压力降(ΔP_{mb})和管件局部压力降(ΔP_{fp})三部分组成,分述如下。

5.2.2.1 直管段压力降(ΔP_{mt})计算

直管段压力降是由两部分组成:加速段压力降(ΔP_{sa})和恒速段压力降(ΔP_{sc}),即

$$\Delta P_{mt} = \Delta P_{sa} + \Delta P_{sc} \quad (5.2.2-4)$$

(1) 加速段压力降(ΔP_{sa})计算

在长距离输送中,由于管道总压力降较大,加速段压力降相对较小,可以忽略不计,但在短距离输送中,必须计算。

对垂直输料管,物料达到稳定运动时的速度(V_m)常取

$$V_m = u_f - V_i \quad (5.2.2-5)$$

处于垂直加速段的物料速度(V_s)可按图 5.2.1-1 根据参数(m_1)及(u_f/V_i)值查得 V_s/u_f 而求得,其中参数

$$m_1 = 2gL_{ho}/V_i^2 \quad (5.2.2-6)$$

式中

L_{ho} ——垂直直管加速段长度,m。

其余符号意义同前。

设计计算时,先计算垂直加速段长度(L_{ho}),令 $V_s = V_m$,根据 u_f/V_i 及 V_s/u_f (也即 V_m/u_f)数值,查图 5.2.2-1 得到 m_1 ,则有

$$L_{ho} = \frac{m_1 \cdot V_i^2}{2g} \quad (5.2.2-6a)$$

式中符号意义同前。

若 $L_{ho} > L_h$,则说明整个垂直段,物料一直处于加速状态,此时 $L_{ho} = L_h$,用式 (5.2.2-6)及图 5.2.2-1 计算 V_s 。

若 $L_{ho} \leq L_h$,则在垂直段中,物料已达到稳定运动状态,且加速段末期,物料速度 $V_s = V_m$ 。

对水平输料管,物料达到稳定运动时的速度(V_m)常近似取

$$V_m = u_f - V_{起} \quad (5.2.2-7)$$

$$\text{或} \quad V_m \approx (0.70 \sim 0.85)u_f \quad (5.2.2-7a)$$

式中

$V_{起}$ ——物料在水平输料管中的起始流速,m/s。

处于水平加速段的物粒速度(V_s),可按图 5.2.2-2 根据参数(m_2)及(V_m/u_f)值查得 V_s/u_f 而求得,其中参数

$$m_2 = 2gL_0/V_i^2 \quad (5.2.2-8)$$

式中

L_0 ——水平加速段长度, m。

其余符号意义同前。

设计计算时, 先计算水平加速段长度(L_0), 令 $V_s = V_m$, 根据 V_m/u_t 及 V_s/u_t (即 V_m/u_t) 数值, 查图 5.2.2-2 得到 m_2 , 则有

$$L_0 = \frac{m_2 \cdot V_t^2}{2g} \quad (5.2.2-8a)$$

式中符号意义同前。

若 $L_0 > L_1$, 则说明整个水平直管段物料一直处于加速状态, 此时 $L_0 = L_1$, 用式 (5.2.2-8) 及图 5.2.2-2 计算 V_s 。

若 $L_0 \leq L_1$, 则在水平直管段中, 物料已达到稳定运动状态, 且加速段末段, 物料速度 $V_s = V_m$ 。

对于倾斜直管加速段, 可先求得垂直加速段的速度比(V_s/u_t), 再乘以 $\sin \alpha$ 而求得倾斜直管加速比(V_s/u_t), α 为倾斜角(与水平方向的夹角)。

设物料由初始速度(V_0)加速到 V_s , 加速度阻力系数(λ_{sa})为:

$$\lambda_{sa} = 2 \times (V_s - V_0) / u_t \quad (5.2.2-9)$$

$$\Delta P_{sa} = \lambda_{sa} \cdot m \cdot \rho_t \cdot (u_t^2) / 2 \quad (5.2.2-10)$$

式中

λ_{sa} ——加速段阻力系数;

V_0 ——物料初始速度, m/s;

其余符号意义同前。

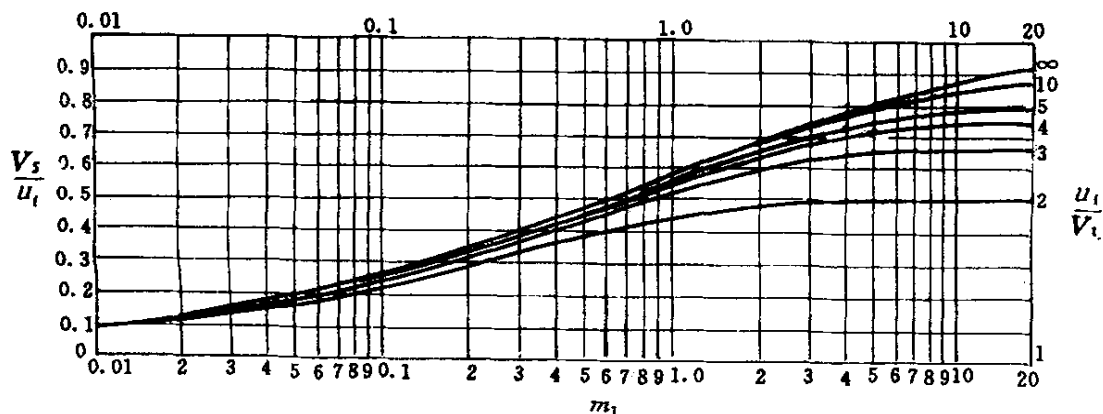


图 5.2.2-1 垂直管加速段 V_s/u_t 与 m_1 的关系

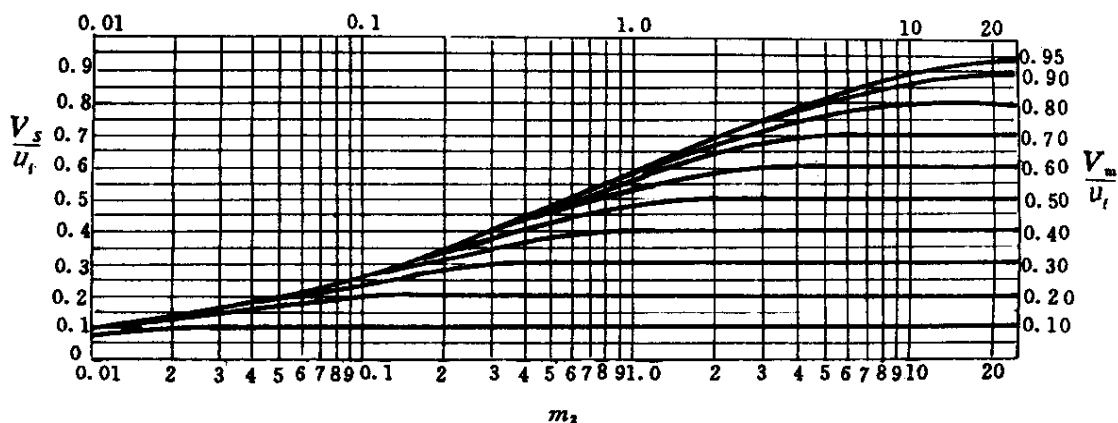


图 5.2.2-2 水平管加速段 V_s/u_f 与 m_2 的关系

(2) 恒速段压力降(ΔP_{sc})计算

稀相动压输送时直管恒速段压力降计算公式如下:

垂直直管

$$\Delta P_{sc} = \Delta P_f \left\{ 1 + m \frac{2\eta}{\lambda_f} \left[\frac{gD}{u_f(u_f - V_t)} \right] \right\} \quad (5.2.2-11)$$

其中 $\eta = 1 + 0.0156 \left[\frac{(u_f - V_t)^2}{gD} \right]^{0.85} \quad (5.2.2-12)$

水平直管

$$\Delta P_{sc} = \Delta P_f \left(1 + m \frac{0.0312}{\lambda_f} Fr c^{0.85} \frac{gD}{V_c \cdot V_t} \right) \quad (5.2.2-13)$$

其中

$$V_c = u_f - C \cdot V_t \quad (5.2.2-14)$$

$$C = 0.55 + 0.0032 Fr^{0.85} \quad (5.2.2-15)$$

$$Fr = u_f / (gD)^{0.5} \quad (5.2.2-16)$$

$$Frc = V_c / (gD)^{0.5} \quad (5.2.2-17)$$

式中

ΔP_f ——纯工作气体单相流动时的压力降, Pa;

λ_f ——工作气体的摩擦阻力系数。

其余符号意义同前。

倾角为 α 的倾斜直管, 可用垂直直管的计算公式, 但其中

$$\eta = \sin \alpha + 0.0156 Fr^{0.85} \quad (5.2.2-18)$$

以上各式中, ΔP_f 、 λ_f 分别为纯工作气体(空气)单相流动时的压力降及摩擦阻力系数, λ_f 值根据雷诺数按有关公式计算。表 5.2.2-3 给出了 λ_f 的实验值。

直管摩擦阻力系数(λ_f)(实验值)

表 5. 2. 2—3

管道内径 mm	λ_f		
	新 钢 管	旧 钢 管	特别旧的积垢钢管
0. 025	0. 049	0. 065	0. 078 以上
0. 050	0. 038	0. 049	0. 057 以上
0. 075	0. 033	0. 042	0. 049 以上
0. 100	0. 030	0. 038	0. 049 以上
0. 150	0. 027	0. 033	0. 038 以上
0. 200	0. 025	0. 030	0. 035 以上
0. 250	0. 023	0. 028	0. 032 以上
0. 300	0. 022	0. 027	0. 030 以上
0. 350	0. 022	0. 026	0. 029 以上
0. 400	0. 021	0. 025	0. 028 以上
0. 450	0. 020	0. 024	0. 027 以上
0. 500	0. 020	0. 023	0. 026 以上

要注意的是式(5. 2. 2—11)和式(5. 2. 2—13)只适用于表 5. 2. 2—5 所列的有关范围,若超出适用范围则应按下式计算 ΔP_{sc} :

$$\Delta P_{sc} = [\lambda_f + (\lambda_h + \lambda_s + \lambda_{ss}) \varphi_m \cdot m] \frac{L_3}{D} \cdot \frac{\rho_i u_i^2}{2g} \quad (5. 2. 2-19)$$

式中

L_3 ——水平直管或垂直直管或倾斜直管恒速段长度, m;

λ_h ——与物料自重及悬浮有关的阻力系数, λ_h 的计算公式见下表:

	水平直管	垂直直管	倾斜直管
λ_h	$\frac{2Frt}{\varphi_m^2 \cdot Fr^3}$ (5. 2. 2—20)	$\frac{2}{\varphi_m^2 \cdot Fr^2}$ (5. 2. 2—21)	$\frac{2(Frt/Fr + \varphi_m) \sin \alpha}{\varphi_m^2 \cdot Fr^2}$ (5. 2. 2—22)

φ_m ——料-气最大速度比,其值等于 V_m/u_i ,当物料流速达到最大值 V_m 时,物料就处于恒速运动状态。 φ_m 值的计算公式见下表。

φ_m	粉 状 物 料	粒 状 物 料
水平直管	$\frac{(1+2\lambda_s Fr Frt)^{0.5}-1}{\lambda_s Fr Frt}$ (5.2.2-23)	$\frac{1-\{1-(1-\frac{\lambda_s}{2} Frt^2)[1-(\frac{Frt}{Fr})^3]\}^{0.5}}{(1-\frac{\lambda_s}{2} Frt^2)}$ (5.2.2-24)
垂直直管	$\frac{[(\frac{Fr}{Frt})^2-2\lambda_s Fr^2(1-\frac{Fr}{Frt})]^{0.5}-\frac{Fr}{Frt}}{\lambda_s Fr^2}$ (5.2.2-25)	$\frac{1-\frac{Frt}{Fr}[1+\frac{\lambda_s}{2}(Fr^2-Frt^2)]^{0.5}}{1-\frac{\lambda_s}{2} Frt^2}$ (5.2.2-26)
倾斜直管	垂直直管的 φ_m 与 $\sin\alpha$ 的乘积	$\frac{1-[1-(1-\frac{\lambda_s}{2} Frt^2)(1-\frac{Frt^2}{Fr^2}\sin\alpha)]^{0.5}}{(1-\frac{\lambda_s}{2} \cdot Frt^2)}$ (5.2.2-27)

式中

λ_s ——物料运动时与管壁的摩擦阻力系数,一般需实测,也可参照表 5.2.2-4 选取;

Fr ——以气体流速(u_f)为基准的弗鲁特数,见式(5.2.2-16);

Frt ——以悬浮流速(V_t)为基准的弗鲁特数, $Frt = \frac{V_t}{(gD)^{0.5}}$; (5.2.2-28)

λ_{ss} ——与物料颗粒间碰撞有关的阻力系数,需实测,当输送比较小或物料粒度较均匀及气体流速较低时,可以忽略不计。

其余符号意义同前。

物料冲击回转圆盘时测得的 λ_s 值 表 5.2.2-4

λ_s	λ			
	淬火钢板	普通钢板	硬质铝板	软质铜板
玻璃球 $d_s=0.004$	0.0025	0.0032	0.0051	0.0053
小麦	0.0032	0.0024	0.0032	0.0032
煤 $d_s=0.003\sim0.005$	0.0023	0.0019	0.0017	0.0012
焦炭 $d_s \times l=0.0045 \times 5$	0.0014	0.0034	0.0040	0.0019
石英 $d_s=0.003\sim0.005$	0.0060	0.0072	0.0185	0.0310
碳化硅 $d_s=0.003$	—	—	0.0360	—
玻璃球碎片($d_s=0.008$)的球碎片约占 1/3	—	0.0123	—	—

式(5.2.2-11)与式(5.2.2-13)适用范围 表 5.2.2-5

物性或参数	适用范围
气体密度 kg/m^3	0.58~2.19
物料密度 kg/m^3	1000~3378
物料粒径 m	0.0000376~0.0073
管道内径 m	0.00678~0.65
气流速度 m/s	1.66~35
输送比	0.088~70.5
$(Frc = \frac{V_c}{\sqrt{gD}})$	0.338~3260

5.2.2.2 弯管压力降(ΔP_{mb})计算

假定弯管进口处物料流速(V_1)等于弯管出口处物料流速(V_2)(实际上进、出口速度有差异,但工程计算中,这样假定不会引起多大误差)。

弯管压力降可折成当量长度后计算,由弯管曲率半径(R_0)计算 R_0/D ,然后按表 5.2.2-2 得当量长度(L_b), ΔP_{mb} 为计算长度等于 L_b 的水平直管的压力降。

5.2.2.3 管件压力降(ΔP_{tp})的计算

在设计气力输送管道时,应尽可能少设置管件,以减少局部压力降。阀门、三通及异径管等管件的压力降(ΔP_{tp})的计算,是通过将其折算成当量长度的水平直管后,计算水平直管压力降的办法来实现的。对气-固两相流的阀门和管件的当量长度见表 5.2.2-6。

管件当量长度折算表 表 5.2.2-6

管件名称	输送管道管径							
	m							
	0.1	0.125	0.15	0.2	0.25	0.3	0.35	0.4
当量长度								
m								
阀门	1.5	2.0	2.5	3.5	5.0	6.0	7.0	8.5
三通	10	14	17	24	32	40	50	60
异径管	2.5	3.5	4	6	8	10	12	15
弯管	1	1.4	1.7	2.4	3.2	4.0	5.0	6.0
长度为 l 的软管	$2l$							
内径为 d 的移动吸嘴	$150d$							
蝶阀	8							

5.2.3 密相动压气力输送管压力降计算

密相动压气力输送时,气体流速高于噎塞流速(u_h),而低于经济流速(u_e),可表示为: $u_h < u_t < u_e$ 。(5.2.3-1)

同稀相动压气力输送压力降的计算一样,先选定气体流速(u_t),并根据实验或参考已有装置确定输送比(m)。由于 u_t 应小于 u_e ,因此应先估算经济流速。经济流速(u_e)的估算公式如下:

$$u_e = 2.87 \sqrt{f_w} \cdot V_t \quad (5.2.3-2)$$

$$\text{或} \quad u_e = 2V_t \quad (5.2.3-3)$$

式中

f_w ——颗粒对管壁的滑动摩擦系数,由实验测定。

其余符号意义同前。

密相动压气力输送管道压力降由直管段压力降(ΔP_{mt})、弯管段压力降(ΔP_{mb})和管件压力降(ΔP_{tp})三部分组成,分述如下。

5.2.3.1 直管段压力降(ΔP_{mt})计算

直管段压力降(ΔP_{mt})由加速段压力降(ΔP_{sa})和恒速段压力降(ΔP_{sc})两部分组成。一般情况下,加速段的长度较短,加速段的压力降可以忽略不计。直管内恒速段的压力降为:

$$\Delta P_{mt} = \frac{\lambda_t L_s}{D} \cdot \frac{\rho_t u_t^2}{2} + \frac{f_k L_s \rho_t g m}{\varphi_m} \quad (5.2.3-4)$$

式中

L_s ——水平管道长度或垂直管道提升高度,m;对于倾斜直管, L_s 为倾斜直管长度与 $\sin \alpha$ 的乘积;

$$\varphi_m \text{——料-气最大速度比,此处 } \varphi_m = V_m / u_t = 1 - \frac{V_{te}}{u_t} \sqrt{f_k}; \quad (5.2.3-5)$$

f_k ——比例常数;对垂直管 $f_k = 1$,对水平管 $f_k = V_{te} / u_t$;

以上 f_k 、 φ_m 中的 V_{te} 为实效悬浮流速,实效悬浮流速的计算公式如下:

$$V_{te} = V_t (1.1 + 5.71\delta) \quad (5.2.3-6)$$

式中

V_{te} ——实效悬浮流速,m/s;

$$\delta \text{——料-气容积输送比, } \delta = \frac{W_s \cdot \rho_t}{W_G \cdot \rho_s} \quad (5.2.3-7)$$

δ 值的实测范围为:粒料 $\delta = 0.03 \sim 0.10$,粉料 $\delta = 0.07 \sim 0.4$ 。

其余符号意义同前。

5.2.3.2 弯管及管件压力降(ΔP_{mb} 、 ΔP_{tp})

对于弯管及其它管件的压力降,是将其折算成当量长度来计算的,折算值见表 5.2.2-6。

5.2.4 密相静压气力输送管压力降计算

密相静压气力输送是低速高浓度输送装置,而且是较好的中等距离输送方式,密相静压输送的气流速度低于噎塞速度。

输送比关联式为:

$$m = 227(\rho_s/G)^{0.38} L_t^{-0.75} \quad (5.2.4-1)$$

式中

G ——气体质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

其余符号意义同前。

密相静压气力输送压力降计算公式如下:

水平直管压力降

$$\Delta P_{mt} = 5mL_1\rho_t u_t^{0.45} g / \left(\frac{D}{d_s}\right)^{0.25} \quad (5.2.4-2)$$

垂直直管压力降

$$\Delta P_{mt} = 2m\rho_t g L_h \quad (5.2.4-3)$$

倾斜直管压力降

$$\Delta P_{mt} = 2m\rho_t \cdot g \cdot L_2 \cdot \sin\alpha \quad (5.2.4-3a)$$

弯管压力降

$$\Delta P_{mb} = (\lambda_t + \lambda_{tb} \cdot m) \frac{L_b}{D} \cdot \frac{u_t^2 \rho_t}{2} (1 + K_b) \quad (5.2.4-4)$$

式中

K_b ——与曲率半径(R_0)有关的系数:

当弯管由水平转向垂直时, $K_b = 13.8 - 0.3(R_0/D)$;

当弯管由垂直转向水平时, $K_b = 2.1 - 0.03(R_0/D)$;

λ_{tb} ——物料运动阻力系数, $\lambda_{tb} = 3.75Fr^{-1.6}$ 。

其余符号意义同前。

密相静压输送时,加速段压力降可以忽略。管件压力降可通过折算成当量长度水平直管来计算,管件折算见表 5.2.2-6。

5.2.5 分流通压力降的计算

等截面 Y 形分流圆管在水平面内的压力降为:

$$\Delta P_d = \varepsilon \cdot \rho_t u_t^2 / 2 \tag{5.2.5-1}$$

式中

$$\varepsilon = \left(\frac{W_2}{W_1}\right)^2 - C_1 \left(\frac{W_2}{W_1}\right) + C_2 + m_3 [C_3 \left(\frac{W_2}{W_1}\right)^2 + \varphi] \tag{5.2.5-2}$$

系数 C_1 、 C_2 、 C_3 和 φ 见表 5.2.5-1。

W_1 ——分流前物料的体积流量, m^3/h ;

W_2 ——分流后物料的体积流量, m^3/h ;

m_3 ——分流后的料-气质量输送比。

其余符号意义同前。

C_1 、 C_2 、 C_3 和 φ 值

表 5.2.5-1

分叉角	30°	45°	60°	90°	120°
C_1	1.60	1.59	1.50	1.21	0.85
C_2	0.88	0.97	0.91	0.93	0.78
C_3	0.51	0.48	0.55	0.74	0.85
φ	0.09	0.09	0.07	0.06	0.10

5.2.6 肘形管压力降计算

设计中应避免或尽量少用肘形管。

肘形管压力降(ΔP_e)为:

$$\Delta P_e = (\phi + m\beta) \rho_t \cdot u_t^2 / 2 \tag{5.2.6-1}$$

式中

ϕ ——纯工作气体在肘形管中单相流动的阻力系数;

β ——形状系数, 对 90°肘形管 $\beta=0.66$ 。

其余符号意义同前。

5.2.7 排料压力降

在压送式气力输送中, 物料将从输送管末端直接向大气或向分离室排出, 排料的压力降计算公式如下:

$$\Delta P_{ef} = \frac{\rho_{ef} \times u_{ef}^2}{2} (1 + 0.64m) \tag{5.2.7-1}$$

式中

ΔP_{ef} ——排料压力降, Pa;

ρ_{ef} ——输送管末端出口处气体密度, kg/m^3 ;

u_{ef} ——输送管末端出口处气体流速, m/s 。

其余符号意义同前。

5.2.8 功率计算

压气机所需功率(N)等于克服气力输送系统压力降所需的功率。

$$N = \frac{V_G \cdot \Delta P_t}{102 \cdot \eta_e \cdot g} \quad (5.2.8-1)$$

式中

N ——风机功率, kW ;

V_G ——工作气体体积流量, m^3/s

$$V_G = K_e \cdot A \cdot u_t \quad (5.2.8-2)$$

K_e ——系统漏气增加的系数, 一般取 1.1~1.2;

η_e ——风机效率, 一般取 0.65;

ΔP_t ——系统总压力降, 即输送管道压力降及管道附件压力降及其他部件压降之和, Pa ;

A ——管道截面积, m^2

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 \quad (5.2.8-3)$$

其余符号意义同前。

5.2.9 计算例题

5.2.9.1 例 1: 某装置吸送产品, 已知输送物料为粒料, 平均粒径 $d_s = 0.0035\text{m}$, 最大输送量 $W_s = 4000\text{kg}/\text{h}$, 物料堆积密度 $\rho_s = 1320\text{kg}/\text{m}^3$, 测得悬浮流速 $V_t = 8\text{m}/\text{s}$, 物料与管壁的摩擦系数 $\lambda_s = 0.0024$, 装置的系统布置见图 5.2.9-1 所示。

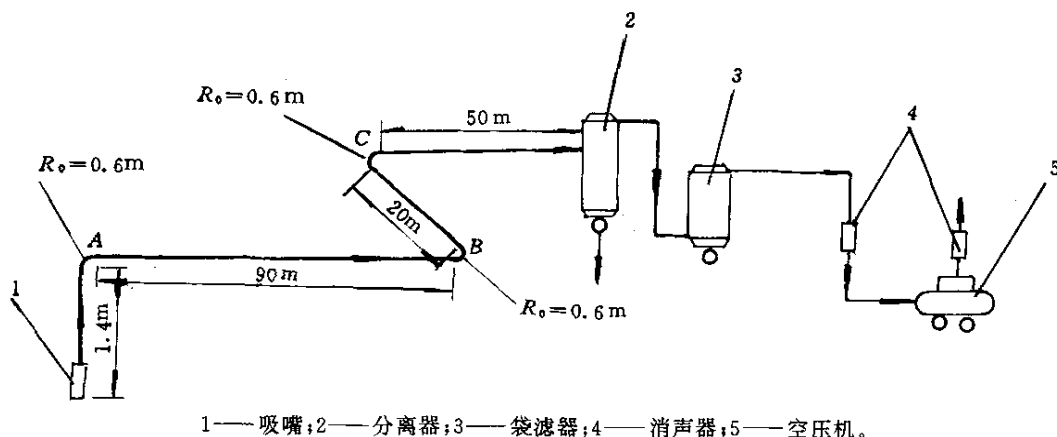


图 5.2.9-1 产品吸送系统示意图

试决定系统主要参数,并计算压力降。

解:(1) 根据物料性质,采用稀相动压输送比较合适,用空气为工作气体。选择输送比 $m=5.7$ 。

(2) 估算气体流速(u_t),由式(5.2.2-1)得:

$$u_t = K_L \sqrt{(\rho_s/1000)} + K_d \cdot L_t$$

$$\rho_s = 1320 \text{ kg/m}^3, K_L \text{ 取 } 18, K_d \text{ 取 } 4 \times 10^{-5}$$

$$\text{由公式(5.2.2-2)} \quad L_t = L_1 + n_1 L_h + n_2 L_2 + n_b L_b$$

$L_1 = 90 + 20 + 50 = 160 \text{ m}, L_2 = 0, L_h = 1.4 \text{ m}, n_1$ 取 1.6, 90° 弯头 1 个, 45° 弯头 2 个, 近似取 90° 弯头 2 个, $n_b = 2, L_b$ 取 10 m 。

$$\text{得: } L_t = 160 + 1.6 \times 1.4 + 0 + 2 \times 10 = 182.24 \text{ m}$$

$$u_t = 18 \sqrt{(1320/1000)} + 4 \times 10^{-5} \times 182.24 = 20.69 \text{ m/s}$$

取 $u_t = 20 \text{ m/s}$

(3) 空气密度取 $\rho_t = 1.29 \text{ kg/m}^3$, 由式(5.2.2-3), 求输送管道内径(D)

$$D = \frac{1}{30} \sqrt{\frac{W_s}{\pi \times m \times \rho_t \times u_t}} = \frac{1}{30} \sqrt{\frac{4000}{\pi \times 5.7 \times 1.29 \times 20}} = 0.098 \text{ m}$$

取 $D = 0.1 \text{ m}$

(4) 计算系统管道压力降时,分为垂直直管及水平直管两大部分。

由空气物性表查得 20°C 、相对湿度 50% 时空气的运动粘度为

$$\gamma_t = 1.512 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

由式(5.2.2-16)和式(5.2.2-28),求弗鲁特数

$$Fr = \frac{u_t}{\sqrt{g \cdot D}} = \frac{20}{\sqrt{9.81 \times 0.1}} = 20 \quad Fr_t = \frac{V_t}{\sqrt{g \cdot D}} = \frac{8}{\sqrt{9.81 \times 0.1}} = 8$$

雷诺数

$$Re = \frac{u_t \times D}{\gamma_t} = \frac{20 \times 0.1}{1.512 \times 10^{-5}} = 1.32 \times 10^5$$

纯空气在管内流动时,处于湍流状态,因此对于光滑管有

$$\lambda_t = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} = \frac{0.3164}{(1.32 \times 10^5)^{0.25}} = 0.0166$$

α . 为求垂直管上吸嘴末端的物料流速(V_s),由式(5.2.2-6)先计算参数(取 $L_{ho} = L_h = 1.4$)

$$m_1 = 2g L_{ho} / V_t^2 = 2 \times 9.81 \times 1.4 / 8^2 = 0.429$$

查图 5.2.2-1,当 $m_1 = 0.429, u_t/V_t = 20/8 = 2.5$ 时

$$V_s/u_i = 0.38 \quad V_s = 0.38 \times 20 = 7.6 \text{ m/s}$$

对垂直直管,根据式(5.2.2-26)计算物料达到稳定运动时的流速 V_m

$$\varphi_m = \frac{1 - \frac{Frt}{Fr} \sqrt{1 + \frac{\lambda}{2}(Fr^2 - Frt^2)}}{1 - \frac{\lambda}{2} Frt^2} = \frac{1 - \frac{8}{20} \sqrt{1 + \frac{0.0024}{2}(20^2 - 8^2)}}{1 - \frac{0.0024}{2} \times 8^2} = 0.57$$

$$V_m = \varphi_m \cdot u_i = 0.57 \times 20 = 11.4 \text{ m/s}$$

若按式(5.2.2-5), $V_m = u_i - V_i$, 算得 $V_m = 20 - 8 = 12 \text{ m/s}$

可见两种方法算出的 V_m 值很接近。

由于 $V_s = 7.6 \text{ m/s}$ 小于 V_m , 因此可以得知物料颗粒尚未达到应有的稳定(最大)流速, 前面取 $L_{ho} = L_b = 1.4$ 正确。

进出 A 点弯管物料流速 $V_1 = V_4 = 7.6 \text{ m/s}$ 。

b. 对水平直管, 求物料达到稳定运动, 即达到最大流速 V_m 可按式(5.2.2-24)计算:

$$\begin{aligned} \varphi_m &= \frac{1 - \sqrt{1 - (1 - \frac{\lambda}{2} Frt^2)(1 - \frac{Frt^3}{Fr^3})}}{(1 - \frac{\lambda}{2} Frt^2)} \\ &= \frac{1 - \sqrt{1 - (1 - \frac{0.0024}{2} \times 8^2)(1 - \frac{8^3}{20^3})}}{(1 - \frac{0.0024}{2} \times 8^2)} = 0.684 \end{aligned}$$

$$V_m = \varphi_m \cdot u_i = 0.684 \times 20 = 13.7 \text{ m/s}$$

根据式(5.2.2-7a)计算 $V_m = (0.70 \sim 0.85) \cdot u_i = 0.75 \times 20 = 15 \text{ m/s}$, 两者结果相差无几, 取 $V_m = 13.7 \text{ m/s}$

c. 计算水平加速段长度 L_0 , 由式(5.2.2-8)得:

$$L_0 = m_2 \cdot V_i^2 / 2g$$

由于加速段末期, 物料颗粒速度 $V_s = V_m = 13.7 \text{ m/s}$, 因此当 $V_m/u_i = 0.684$, $V_s/u_i = 0.684$ 时, 查图 5.2.2-2 得 $m_2 = 4.5$

计算得 $L_0 = 4.5 \times 8^2 / (2 \times 9.81) = 14.7 \text{ m}$, 即由 A 点开始, 经 14.7 m 的加速段后, 物料由初始流速 $V_0 = 7.6 \text{ m/s}$ 达到最大流速 $V_m = 13.7 \text{ m/s}$

d. 计算水平管加速段压降 ΔP_{sa} , 根据式(5.2.2-10)和式(5.2.2-9):

$$\Delta P_{sa} = \lambda_{sa} \cdot m \cdot \rho_i \cdot u_i^2 / 2$$

$$\lambda_{sa} = 2 \times \frac{V_s - V_0}{u} = 2 \times (13.7 - 7.6) / 20 = 0.61$$

$$\text{得 } \Delta P_{sa} = 0.61 \times 5.7 \times 1.29 \times 20^2 / 2 = 897.06 \text{ Pa}$$

e. 计算水平管恒速段压降 ΔP_{sc} 按式(5.2.2-13)

$$\Delta P_{sc} = \Delta P_f (1 + m \frac{0.0312}{\lambda_f} \times Frc^{0.85} \frac{gD}{V_c V_t})$$

根据式(5.2.2-14)及式(5.2.2-17)

$$V_c = u_t - CV_t, \quad Frc = \frac{V_c}{\sqrt{gD}}$$

由式(5.2.2-15)得:

$$C = 0.55 + 0.0032 Frc^{0.85} = 0.55 + 0.0032 \times (20)^{0.85} = 0.591$$

$$V_c = 20 - 0.591 \times 8 = 15.3 \text{ m/s}$$

$$Frc = \frac{15.3}{\sqrt{9.81 \times 0.1}} = 15.3$$

系统中共有三个弯管(90°一个,45°两个),相当于 90°弯管两个, $R_0/D=6$,查表 5.2.2-2 得当量长度 $L_b=10\text{m}$,两个弯管总长度为 20m,恒速段总长度 $L_t=90+20+50+20-14.7=165.3\text{m}$,按第 1 章“单相流(不可压缩流体)”的“单相流”压力降公式来计算恒速段水平直管摩擦压力降 ΔP_f :

$$\text{即: } \Delta P_f = \lambda_f \cdot \frac{L_t}{D} \cdot \frac{u_t^2 \rho_t}{2} = 0.0166 \times \frac{165.3}{0.1} \times \frac{20^2 \times 1.29}{2} = 7079.5 \text{ Pa}$$

$$\text{得: } \Delta P_{sc} = 7079.5 (1 + 5.7 \times \frac{0.0312}{0.0166} \times 15.3^{0.85} \times \frac{9.81 \times 0.1}{15.3 \times 8}) = 13256.8 \text{ Pa}$$

(5) 已知吸嘴、分离器、袋滤器以及连接管等压力降之和为 6164Pa,忽略了垂直直管(1.4m)的压力降,则系统总压降为:

$$\Delta P_t = 6164 + 897.06 + 13256.8 = 20317.9 \text{ Pa}$$

将已知的参数和计算结果,对照表 5.2.2-5 校核,得知是符合适用范围的,因此本例所采用的有关公式是合适的。

(6) 计算压气机功率

由式(5.2.8-3)计算管道内截面积(A):

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{3.14}{4} \times 0.1^2 = 0.00785 \text{ m}^2$$

取 $K_e=1.1$,由式(5.2.8-2)得:

$$\begin{aligned} V_G &= K_e \cdot A \cdot u_t \\ &= 1.1 \times 0.00785 \times 20 \end{aligned}$$

$$=0.1727\text{m}^3/\text{s}$$

根据式(5.2.8-1)计算压气机功率 N :

$$N = \frac{V_G \cdot \Delta P_i}{102 \cdot \eta_e \cdot g}$$

取 $\eta_e = 0.65$, 得:

$$N = \frac{0.1727 \times 20317.9}{102 \times 0.65 \times 9.31} = 5.39\text{kW}$$

本例中给出一组 u_i 和 m 值, 设计计算时应再选择几组, 进行经济比较后, 确定最优方案。

5.2.9.2 例 2: 某厂拟设计一套密相动压输送物料的压送式装置, 物料量 $W_s = 20000\text{kg/h}$, 物料粒径 $d_s = 0.0041\text{m}$, 物料堆积密度 $\rho_s = 1351\text{kg/m}^3$, 悬浮流速(V_t)测定为 8.2m/s , 颗粒对管壁的滑动摩擦系数 $f_w = 0.45$, 容积输送比 $\delta = 0.035$, 工作气体为空气, 温度 300K , 试决定输送系统的主要参数并计算管道压力降。物料输送系统示意图如下。

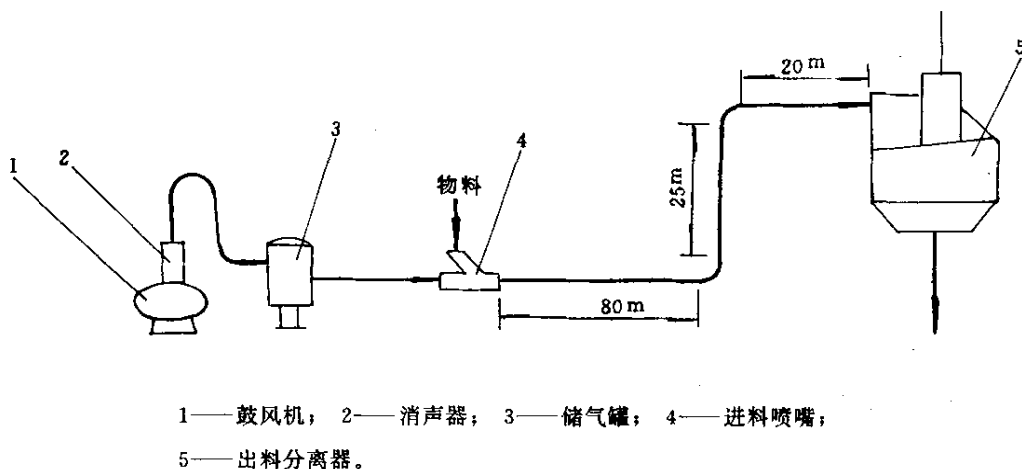


图 5.2.9-2 物料压送系统示意图

解: (1) 实效悬浮流速(V_{te})按式(5.2.3-6)计算:

$$V_{te} = (1.1 + 5.71\delta)V_t = (1.1 + 5.71 \times 0.035) \times 8.2 = 10.66\text{m/s}$$

(2) 计算经济流速 u_e , 按式(5.2.3-2)和式(5.2.3-3)

$$u_e = 2.87 \sqrt{f_w} \cdot V_t = 2.87 \times \sqrt{0.45} \times 8.2 = 15.79\text{m/s}$$

$$\text{或 } u_e = 2V_t = 2 \times 8.2 = 16.4\text{m/s}$$

(3) 取气体流速 $u_i = 13\text{m/s} (< 15.79\text{m/s})$

(4) 计算输送比(m)

由质量输送比(m)及料气容积输送比(δ)的定义,即采用式(5.2.1-1)及式(5.2.3-7)来计算:

$$m = \frac{W_s}{W_G}, \quad \delta = \frac{W_s \cdot \rho_t}{W_G \cdot \rho_s}$$

$$\text{得到: } m = \frac{\delta \cdot \rho_s}{\rho_t} = \frac{1351 \times 0.035}{\rho_t} = \frac{47.3}{\rho_t}$$

以上 u_t 和 ρ_t 分别为工作气体在输送管内的平均流速和平均密度。

(5) 输送管的内直径计算

由式(5.2.2-3)得:

$$\begin{aligned} D &= \frac{1}{30} \sqrt{\frac{W_s}{\pi \cdot m \cdot \rho_t \cdot u_t}} \\ &= \frac{1}{30} \sqrt{\frac{2000}{3.14 \times \frac{47.3}{\rho_t} \times \rho_t \times 13}} \\ &= 0.1073\text{m} \end{aligned}$$

若取 $D=0.1\text{m}$, 则有

$$\begin{aligned} u_t &= \frac{W_s}{\pi \cdot m \cdot \rho_t \cdot (30D)^2} \\ &= \frac{2000}{3.14 \times \frac{47.3}{\rho_t} \times \rho_t \times (30 \times 0.1)^2} \\ &= 14.96\text{m/s} \approx 15\text{m/s} \quad (<15.79\text{m/s}) \end{aligned}$$

故可取 $D=0.10\text{m}$, $u_t=15\text{m/s}$

(6) 按式(5.2.3-4)计算水平直管的压力降(ΔP_{mt1}):

$$\Delta P_{mt1} = \frac{\lambda_t \cdot L_s}{D} \cdot \frac{\rho_t \cdot u_t^2}{2} + \frac{f_k \cdot L_s \cdot \rho_t \cdot g \cdot m}{\varphi_m}, \quad f_k = \frac{V_{te}}{u_t} = \frac{10.66}{15} = 0.71$$

$$\varphi_m = 1 - \frac{V_{te}}{u_t} \sqrt{f_k} = 1 - 0.71 \sqrt{0.71} = 0.402$$

由表 5.2.2-3 得 $\lambda_t=0.030$ $L_s=120\text{m}$ (其中包括两个弯头的当量长度)得:

$$\Delta P_{mt1} = \frac{0.03 \times 120 \times 15^2 \times \rho_t}{0.1 \times 2} + \frac{0.71 \times 120 \times 47.3 \times 9.81}{0.402} = 4050\rho_t + 98343.1\text{Pa}$$

(7) 按式(5.2.3-4)计算垂直直管的压力降(ΔP_{mt2}):

$$f_k = 1 \quad \varphi_m = 1 - \frac{10.66}{15} \sqrt{1} = 0.289$$

$$\Delta P_{mt2} = \frac{0.03 \times 25 \times 15^2 \times \rho_t}{0.1 \times 2} + \frac{1 \times 25 \times 47.3 \times 9.81}{0.289} = 843.75\rho_t + 40139.75\text{Pa}$$

(8) 已知喷嘴、消声器、储气罐和风管等压力降为 20000Pa, 则系统总压力降

(不包括排料压力损失)为:

$$\begin{aligned}\Delta P_{\text{mt}} &= (4050 + 843.75)\rho_t + 98343.1 + 40139.5 + 20000 \\ &= 4893.75\rho_t + 158482.6 \text{ Pa}\end{aligned}$$

(9) 按式(5.2.7-1)计算排料压力降:

$$\Delta P_{\text{ef}} = \frac{\rho_{\text{ef}} \cdot u_{\text{ef}}^2}{2} (1 + 0.64m)$$

(10) 由于工作气体在输送管的入口和出口端的压力、密度和流速均为未知数(工作气体在输送管中的平均流速已经计算得到),因此以下计算将用试差法。

令输送管入口端的压力为 P_1 , 密度为 ρ_1 , 流速为 u_1 , 输送管出口端(在管内一侧)分别为 P_2 , ρ_2 和 u_2 , 而平均值为 P_t , ρ_t 和 $u_t = 15 \text{ m/s}$ 。同时假定输送过程在等温条件下进行, 空气按理想气体考虑, 因此有以下关系:

$$P_1 u_1 = P_2 u_2 = P_t u_t \quad \rho_1 u_1 = \rho_2 u_2 = \rho_t u_t$$

$$P_1 / \rho_1 = P_2 / \rho_2 = P_t / \rho_t = RT / M$$

若排料罐直接连通大气, 大气压取为 101300 Pa , 则有

$$\begin{aligned}P_2 &= 101300 + \Delta P_{\text{ef}} \\ &= 101300 + \frac{\rho_2 \cdot u_2^2}{2} \times (1 + 0.64 \times \frac{47.3}{\rho_t})\end{aligned}$$

第一次假定 $P_t = 0.2 \times 10^6 \text{ Pa}$, 则

$$P_2 u_2 = P_t \cdot u_t = 0.2 \times 10^6 \times 15 = 3 \times 10^6$$

$$\rho_t = \frac{P_t \cdot M}{RT} = \frac{0.2 \times 10^6 \times 29}{8.314 \times 300 \times 1000} = 2.325 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{由 } \rho_2 u_2 = \rho_t u_t = 2.325 \times 15 = 34.88$$

$$P_2 = 101300 + \frac{34.88 \times 3 \times 10^6}{2 \times P_2} (1 + 0.64 \times \frac{47.3}{2.325})$$

得 $P_2 = 108086.67 \text{ Pa}$, 若按简单算术平均值计算 P_t , 即 $P_t = (P_1 + P_2) / 2$

$$P_1 = 2 \times 0.2 \times 10^6 - 108086.67 = 291913.33 \text{ Pa}$$

$$P_1 - P_2 = 183826.66 \text{ Pa}$$

由于系统总压力降(不包括排料压力降)

$$\Delta P_{\text{mt}} = 4893.75 \times 2.325 + 158482.6 = 169860.57 \text{ Pa}$$

与假设不符, 作第二次假定 $P_t = 0.192 \times 10^6 \text{ Pa}$

同理

$$P_2 u_2 = P_t u_t = 0.192 \times 10^6 \times 15 = 2.88 \times 10^6$$

$$u_2 = 2.88 \times 10^6 / P$$

$$\rho_t = \frac{0.192 \times 10^6 \times 29}{8.314 \times 300 \times 1000} = 2.232 \text{ kg/m}^3$$

由

$$\rho_2 u_2 = \rho_1 u_1 = 2.232 \times 15 = 33.49$$

$$P_2 = 101300 + \frac{33.49 \times 2.88 \times 10^6}{2 \times P_2} (1 + 0.64 \times \frac{47.3}{2.232})$$

得:

$$P_2 = 107813.96 \text{ Pa}$$

$$P_1 = 2 \times 0.192 \times 10^6 - 107813.96 = 276186.03 \text{ Pa}$$

$$P_1 - P_2 = 168372.1 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{\text{mt}} = 4893.75 \times 2.232 + 158482.6 = 169405.5 \text{ Pa}$$

与假设基本符合,即不包括排料压力降的总压力降为 $0.169 \times 10^6 \text{ Pa}$,排料部分压力降为 $6.7 \times 10^3 \text{ Pa}$,输送管入口端的压力需要 $0.276 \times 10^6 \text{ Pa}$,质量输送比 $m = 22.2$ 。

5.2.9.3 例3:试计算每小时输送 $W_s = 3000 \text{ kg}$ 聚氯乙烯树脂粉的密相静压气力输送管的管径及压力降。已知管线总长 50 m (其中垂直直管 15 m) ,树脂粉堆积密度 $\rho_s = 560 \text{ kg/m}^3$,平均粒度 $d_s = 0.000184 \text{ mm}$,用空气为工作气体,温度为 27°C (300 K) 。

解:根据经验,取入口端 $u_1 = 5 \text{ m/s}$,设入口端气体密度为 3 kg/m^3 ,则气体质量流速 $G = 5 \times 3 = 15 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)}$

(1) 按式(5.2.4-1)估算料-气输送比 m

$$m = 227(\rho_s/G)^{0.38} L_t^{-0.75} = 227 \times (560/15)^{0.38} \times 50^{-0.75} = 47.8$$

(2) 管径计算

管道截面积

根据式(5.2.2-3)及式(5.2.8-3)得:

$$D = \frac{1}{30} \sqrt{\left(\frac{W_s}{\pi \cdot m \cdot \rho_1 \cdot u_1} \right)}$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= \frac{W_s}{3600 \cdot m \cdot G}$$

$$A = 3000 / (47.8 \times 3600 \times 15) = 0.00116 \text{ m}^2$$

管道内直径

$$D = \sqrt{\frac{0.00116}{0.785}} = 0.0385 \text{ m}$$

可选用管道内直径为 0.041 m 的 $1 \frac{1}{2}''$ 管, $G = \frac{3000}{47.8 \times 3600 \times 0.785 \times 0.041^2} = 13.2 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)}$ 。

(3) 压力降计算时应使用气体平均密度及平均流速。采用试差法,首先设管内气体平均压力为 150000Pa,则平均密度为:

$$\rho = \frac{29 \times 150000}{8.314 \times (273 + 27)} = 1744 \text{g/m}^3 \text{ 或 } 1.744 \text{kg/m}^3$$

$$\text{气体平均流速 } u_f = G/\rho_f = 13.2/1.744 = 7.6 \text{m/s}$$

(4) 水平直管压力降按式(5.2.4-2)计算:

$$\begin{aligned} \Delta P_{mt1} &= 5mL_1 \rho_f u_f^{0.45} g / \left(\frac{D}{d_s}\right)^{0.25} \\ &= 5 \times 47.8 \times (50 - 15) \times 1.744 \times 7.6^{0.45} \times 9.81 / \left(\frac{0.041}{0.000184}\right)^{0.25} \\ &= 92269 \text{Pa} \end{aligned}$$

(5) 垂直直管压力降按式(5.2.4-3)计算:

$$\Delta P_{mt2} = 2m\rho_f g L_h = 2 \times 47.8 \times 1.744 \times 9.81 \times 15 = 24534 \text{Pa}$$

(6) 总压降

$$\Delta P_{mt} = \Delta P_{mt1} + \Delta P_{mt2} = 92269 + 24534 = 116803 \text{Pa}$$

(7) 由于已知入口端气体密度为 3kg/m^3 , 温度为 300K, 因此入口端气体压力为 $8.341 \times 300 \times 3000/29 = 258021 \text{Pa}$ 。

管内平均压力为 $258021 - 116803/2 = 199620 \text{Pa}$ 与假定值(150000Pa)不符, 必须重新试差。第二次设管内气体平均压力为 190000Pa, 则平均密度 $\rho_f = 2.21 \text{kg/m}^3$, 平均流速 $u_f = 13.2/2.21 = 5.97 \text{m/s}$

$$\Delta P_{mt1} = 5 \times 47.8 \times (50 - 15) \times 5.97^{0.45} \times 9.81 / (41/0.184)^{0.25} = 104888 \text{Pa}$$

$$\Delta P_{mt2} = 2 \times 47.8 \times 2.21 \times 9.81 \times 15 = 31089 \text{Pa}$$

$$\text{总压降 } \Delta P_{mt} = \Delta P_{mt1} + \Delta P_{mt2}$$

$$\text{得: } \Delta P_{mt} = 135977 \text{Pa}$$

管内平均压力为 $258021 - 135977/2 = 190032 \text{Pa}$, 与假定值(190000Pa)相近。于是得压力降为 $135977 \text{Pa} \approx 135.98 \text{kPa}$ 。

5.2.10 管道计算表

“气-固两相流”管道压力降计算表见表 5.2.10。编制步骤、用途及专业关系与“单相流”管道计算表相同。

管 道 计 算 表
(两 相 流)

表 5. 2. 10

管道编号和类别									
自									
至									
输送物料量			kg/h						
粒径			mm						
温度			℃						
压力			kPa						
粘度			mPa · s						
密度			kg/m ³						
表面张力			N/m						
流速			m/s						
管道公称直径			mm						
外径×壁厚									
直管长度			m						
管 件 当 量 长 度 m	弯 头								
	三 通								
	异径管								
	闸 阀								
	截止阀								
	旋 塞 止回阀								
总长度			m						
管道压力降			kPa						
孔板压力降			kPa						
控制阀压力降			kPa						
设备压力降			kPa						
始端标高			m						
终端标高			m						
静压力降			kPa						
设备接管口压力降			kPa						
总压力降			kPa						
压力(始端)			kPa						
压力(终端)			kPa						
版 次 或 修 改	版 次								
	日 期								
	编 制								
	校 核								
版 次 或 修 改	校 核								
	审 核								

5.3 符号说明

A ——管道截面积, m^2 ;

C, C_1, C_2, C_3 ——系数;

D ——输送管内直径, m ;

d ——移动吸嘴的内直径, m ;

d_s ——输送物料当量球径(同体积圆球直径), m ;

f_k ——比例常数;

Fr ——以气体流速(u_f)输送为基准的弗鲁特数;

Fr_c ——以 V_c 为基准的弗鲁特数;

Fr_t ——以悬浮流速(V_t)为基准的弗鲁特数;

f_w ——颗粒对管壁的滑动摩擦系数;

G ——气体质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ;

K_b ——与曲率半径(R_0)有关的系数;

K_d ——输送物料的特性系数;

K_e ——系统漏气增加的系数;

K_l ——输送物料的粒度系数;

l ——软管长度, m ;

L_0 ——水平加速段长度, m ;

L_1 ——水平管长度, m ;

L_2 ——倾斜管长度, m ;

L_3 ——水平直管或垂直直管或倾斜直管恒速段长度, m ;

L_b ——弯管当量长度, m ;

L_h ——垂直直管长度, m ;

L_{ho} ——垂直直管加速段长度, m ;

L_s ——水平管道长度或垂直管道提升高度, m ;

M ——工作气体分子量;

m ——料-气质量输送比, 简称输送比;

m, m_1 ——参数;

N ——风机功率, kW;
 n_1, n_2 ——校正系数;
 n_b ——弯管数量;
 P_f ——例题中引入的管道内平均压力, Pa;
 P_1, P_2 ——例题中引入的输送管入口和出口端的压力, Pa;
 R ——气体常数, 8.3143 kJ/(kmol · K);
 Re ——雷诺数;
 R_0 ——弯管曲率半径, m;
 u_1, u_2 ——例题中引入的输送管入口和出口端的气体流速, m/s;
 u_e ——经济流速, m/s;
 u_{ef} ——输送管末端出口处气体流速, m/s;
 u_f ——气体流速, m/s;
 u_h ——噎塞流速, m/s;
 V_0 ——物料初始速度, m/s;
 V_1 ——弯管进口处物料流速, m/s;
 V_4 ——弯管出口处物料流速, m/s;
 $V_{起}$ ——物料在水平输送管中的起始流速, m/s;
 V_c ——参数, $V_c = u_f - C \cdot V_1$, m/s;
 V_G ——工作气体体积流量, m³/s;
 V_m ——恒速段物料流速, m/s;
 V_s ——加速段物料流速, m/s;
 V_t ——悬浮流速, m/s;
 V_{te} ——实效悬浮流速, m/s;
 W_1 ——分流前物料的体积流量, m³/h;
 W_2 ——分流后物料的体积流量, m³/h;
 W_G ——气体质量流量, kg/h;
 W_s ——物料质量流量, kg/h;
 α ——倾斜直管与水平面的夹角, rad;
 β ——形状系数;
 γ ——工作气体的运动粘度, m²/s;
 ΔP_d ——Y形分流圆管压力降, Pa;

ΔP_e ——肘形管压力降, Pa;
 ΔP_{ef} ——排料压力降, Pa;
 ΔP_t ——纯工作气体单相流动时的压力降, Pa;
 ΔP_{tp} ——管件局部压力降, Pa;
 ΔP_{mb} ——弯管段压力降, Pa;
 ΔP_{mt1} ——例题中引入的水平直管压力降, Pa;
 ΔP_{mt2} ——例题中引入的垂直直管压力降, Pa;
 ΔP_{mt} ——直管段压力降, Pa;
 ΔP_{sa} ——加速段压力降, Pa;
 ΔP_{sc} ——恒速段压力降, Pa;
 ΔP_t ——系统总压力降, Pa;
 δ ——料-气容积输送比;
 ϵ ——系数;
 η ——系数;
 η_e ——风机效率;
 λ_h ——与物料自重及悬浮有关的阻力系数;
 λ_t ——工作气体的摩擦阻力系数;
 λ_s ——物料运动时与管壁的摩擦阻力系数;
 λ_{sa} ——加速段阻力系数;
 λ_{ss} ——与物料颗粒间碰撞有关的阻力系数;
 λ_z ——物料运动阻力系数;
 μ_t ——工作气体的粘度, Pa·s;
 ρ_1, ρ_2 ——例题中引入的输送管入口和出口端的气体密度, kg/m³;
 ρ_{ef} ——输送管末端出口处的气体密度, kg/m³;
 ρ_f ——工作气体的密度, kg/m³;
 ρ_s ——输送物料的堆积密度, kg/m³;
 ϕ ——纯工作气体在肘形管中单相流动的阻力系数;
 φ ——系数;
 φ_m ——料-气最大速度比;
 压力——本规定除注明外, 均为绝对压力。

6 真空系统

6.1 简 述

6.1.1 本规定适用于工程设计中的低真空管道压力降的一般计算,对高真空的一般概念和计算方法也作了简单介绍。

6.1.2 压力低于大气压力的系统,称为真空系统。

6.2 计算方法

6.2.1 注意事项

6.2.1.1 本规定主要用于真空系统管道压力降计算,不包括系统中的设备设计及泵的选型等。

6.2.1.2 对一般低真空系统直接用式(6.2.3—3)计算管道压力降。对要求较高的中真空和高真空系统,可按照例1的计算方法,使管径适应流导要求,并用允许压力降校核,直至压力降和流导相适应为止。

6.2.2 一般计算

6.2.2.1 概述

(1) 真空区域的划分

根据 GB3163—82《真空技术名词术语》的分类,真空区域的大致划分见表 6.2.2—1。

真空区域的划分 表 6.2.2—1

低真空	$10^5 \sim 10^2 \text{Pa}$
中真空	$10^2 \sim 10^{-1} \text{Pa}$
高真空	$10^{-1} \sim 10^{-5} \text{Pa}$
超高真空	$< 10^{-5} \text{Pa}$

(2) 流型划分及判别

通常流型划分及判别标准如下:

粘性流动 $P_m \cdot d > 66.66 (\text{Pa} \cdot \text{cm})$ (6.2.2—1)

$$\text{分子流动} \quad P_m \cdot d < 1.998(\text{Pa} \cdot \text{cm}) \quad (6.2.2-2)$$

$$\text{过渡流动} \quad 1.998(\text{Pa} \cdot \text{cm}) < P_m \cdot d < 66.66(\text{Pa} \cdot \text{cm}) \quad (6.2.2-3)$$

式中

P_m ——管道中气体的平均压力, Pa

$$P_m = (P_1 + P_2) / 2 \quad (6.2.2-4)$$

P_1, P_2 ——分别为管道两端的压力, Pa;

d ——管道内直径, cm。

6.2.2.2 流导及流导的计算

(1) 流导

气体沿管道流动的能力, 称为流导, 其计算式如下:

$$C = \frac{Q}{P_1 - P_2} \quad (6.2.2-5)$$

(2) 流导的划分

a. 串联管道流导

总流导的倒数等于各管段流导倒数之和, 即

$$\frac{1}{C} = \frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} + \frac{1}{C_3} + \dots \quad (6.2.2-6)$$

b. 并联管道流导

总流导等于各管段流导之和, 即

$$C = C_1 + C_2 + C_3 + \dots \quad (6.2.2-7)$$

式中

C, C_1, C_2, C_3 ——分别为管道的总流导和各分管段流导, cm^3/s ;

Q ——单位时间内通过给定截面的气体量, $\text{Pa} \cdot \text{cm}^3/\text{s}$;

P_1, P_2 ——管道两端的压力, Pa。

(3) 流导的计算

a. 粘性流动流导

(a) 圆直长管 ($L > 20d$)

$$C_{vi} = \frac{10^3 \pi d^4 P_m}{128 \mu L} \quad (6.2.2-8)$$

式中

C_{vi} ——粘性流动长管流导, cm^3/s ;

d ——管道内直径, cm;

μ ——气体粘度, $\text{mPa} \cdot \text{s}$;

L ——管道长度, cm;

P_m ——管道中气体的平均压力, Pa。

(b) 圆孔流导

$$C_{vo} = 3.16 \times 10^3 \sqrt{\frac{2k}{(k-1)}} \cdot \frac{RT}{M} \cdot X^{\frac{1}{k}} \cdot \sqrt{1-X^{\frac{k-1}{k}}} \cdot \frac{A_0}{(1-X)} \quad (6.2.2-9)$$

20℃空气的圆孔流导 ($k=1.4, M=29$)

当 $1 \geq X \geq 0.525$ 时

$$C_{vo} = 7.66 \times 10^4 \cdot X^{0.712} \sqrt{1-X^{0.288}} \cdot \frac{A_0}{(1-X)} \quad (6.2.2-10)$$

当 $X \leq 0.525$ 时

$$C_{vo} \approx \frac{2 \times 10^4 A_0}{(1-X)} \quad (6.2.2-11)$$

当 $X \leq 0.1$ 时

$$C_{vo} \approx 2 \times 10^4 A_0 \quad (6.2.2-12)$$

式中

C_{vo} ——粘性流动圆孔的流导, cm^3/s ;

k ——气体的绝热指数, $k=C_p/C_v$;

C_p, C_v ——分别为气体的定压比热和定容比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$;

R ——气体常数, $8.3143 \text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$;

T ——气体的绝对温度, K;

M ——气体分子量;

X ——气体压力比, $X=P_2/P_1$;

P_1, P_2 ——分别为孔前和孔后的气体压力, Pa;

A_0 ——圆孔截面积, cm^2 。

(c) 短管流导 ($L \leq 20d$)

$$C_{vs} = \frac{C_{vl} \cdot C_{vo}}{C_{vl} + C_{vo}} \quad (6.2.2-13)$$

式中

C_{vs} ——粘性流动短管流导, cm^3/s ;

C_{vl} ——粘性流动长管流导, cm^3/s , 按式(6.2.2-8)计算;

C_{vo} ——粘性流动圆孔流导, cm^3/s , 按式(6.2.2-9)计算, A_0 按管截面积计算。

b. 分子流动流导

(a) 圆直长管 ($L > 20d$)

$$C_{ml} = \frac{3.16 \times 10^3}{6} \sqrt{\frac{2\pi RT}{M}} \cdot \frac{d^3}{L} \quad (6.2.2-14)$$

(b) 圆孔流导

$$C_{mo} = 3.16 \times 10^3 \sqrt{\frac{RT}{2\pi M}} \cdot A_0 \quad (6.2.2-15)$$

(c) 短管流导 ($L \leq 20d$)

$$C_{ms} = 3.16 \times 10^3 \sqrt{\frac{RT}{2\pi M}} \cdot A \cdot a \quad (6.2.2-16)$$

式中

C_{ml} ——分子流动长管流导, cm^3/s ;

C_{mo} ——分子流动圆孔流导, cm^3/s ;

C_{ms} ——分子流动短管流导, cm^3/s ;

A, A_0 ——分别为短管、圆孔截面积, cm^2 ;

a ——修正系数, 其值见表 6.2.2-2。

短管流导修正系数

表 6.2.2-2

L/d	0	0.05	0.1	0.2	0.4	0.6	0.8
a	1	0.965	0.931	0.870	0.769	0.690	0.625
L/d	1	2	4	6	8	10	20
a	0.572	0.40	0.25	0.182	0.143	0.117	0.0625

其余符号意义同前。

c. 过渡流动流导

(a) 圆直长管

$$C_T = \frac{10^3 \pi d^4}{128 \mu L} P_m + \frac{3.16 \times 10^3}{6} \cdot \sqrt{\frac{2\pi RT}{M}} \cdot \frac{d^3}{L} \cdot \frac{(1 + 3.162 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{M}{RT}} \cdot \frac{10^3 d P_m}{\mu})}{(1 + 3.921 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{M}{RT}} \cdot \frac{10^3 d P_m}{\mu})} \quad (6.2.2-17)$$

式中

C_T ——过渡流动流导, cm^3/s ;

P_m ——管道中气体平均压力, Pa;

μ ——气体粘度, $\text{mPa} \cdot \text{s}$;

R ——气体常数, $8.3143 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$;

d ——管道内直径, cm;

L ——管道长度, cm;

M ——气体分子量。

6.2.2.3 抽气速度和抽气时间

(1) 抽气速度

a. 名义抽气速度

真空泵性能表中所列泵的抽气速度,称为名义抽气速度,简称抽速。

b. 有效抽气速度

真空泵对真空容器抽气口的抽气速度(真空容器出口)称为有效抽气速度。当管道的流导很大时,有效抽气速度接近于名义抽气速度;反之,有效抽速小于名义抽速。设计中为使有效抽速增大,必须使真空管道长度尽量短而直径适当增大。

c. 名义抽速和有效抽速的关系

在一般情况下,两种抽速之比为 $u/u_p=0.6\sim 0.8$ 。真空容器、泵及管道的流导关系(因是串联)如下:

$$\frac{1}{u} = \frac{1}{u_p} + \frac{1}{C} \quad (6.2.2-18)$$

式中

C ——管道的流导, cm^3/s ;

u, u_p ——有效抽速和名义抽速, cm^3/s 。

(2) 抽气时间

真空系统中从某一压力抽到另一指定压力所需的时间,称为抽气时间。

在低真空和中真空中,不考虑设备和管道本身出气的影响,对机械泵从某一压力开始抽气时,抽速随真空度升高而下降,其抽气时间用下式计算:

$$t = 2.3K \frac{V}{u_p} \log \frac{P_1}{P_2} \quad (6.2.2-19)$$

式中

t ——抽气时间, s ;

V ——真空设备容积, l ;

u_p ——泵的名义抽速, l/s ;

P_1 ——设备开始抽气时的压力, Pa ;

P_2 ——经 t 时间抽气后的压力, Pa ;

K ——修正系数,与设备抽气终止时的压力有关,其值见表 6.2.2-3。

抽气时间修正系数

表 6.2.2-3

$P_2(\text{kPa})$	133.32~13.33	13.33~1.33	1.33~0.133	0.133~0.0133	0.0133~0.00133
K	1	1.25	1.5	2	4

在粗略计算中,用图 6.2.2 计算机械泵的抽气时间。

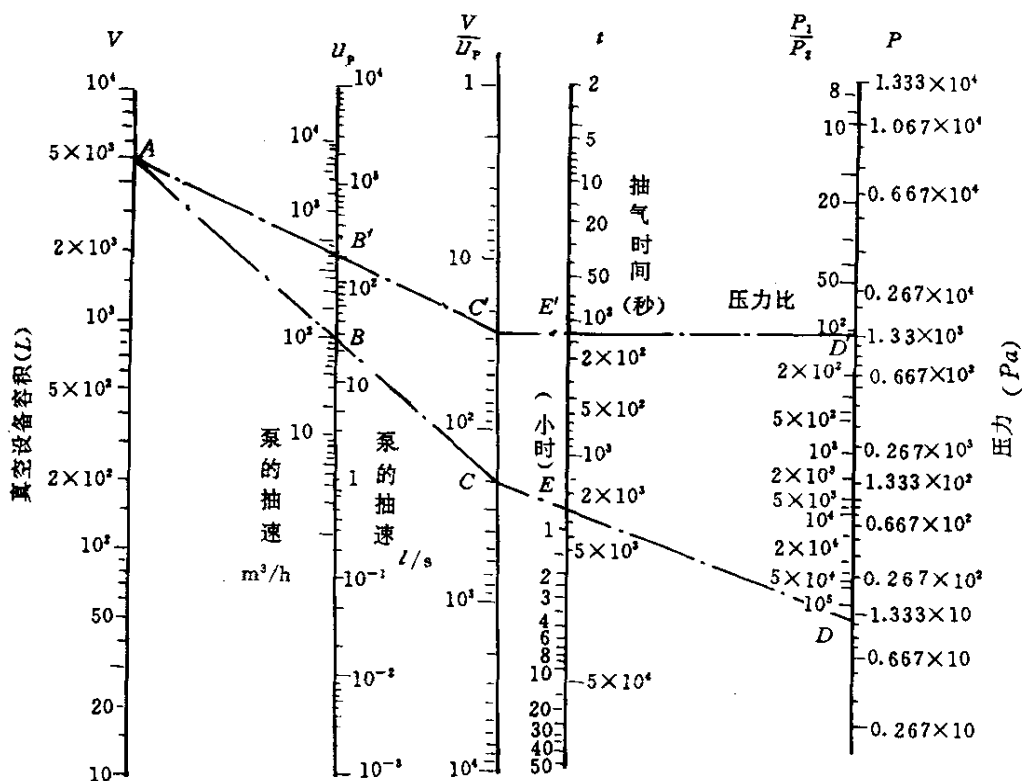


图 6.2.2 抽气时间计算图

使用说明:

(1) 从大气压抽到所需的压力 P ; 从 V 线上找到容积点 A , u_p 线上找到抽速点 B , A 、 B 两点连线交 V/u_p 线于点 C , C 点与 P 线上所需压力点 D 连线交 t 线于 E 点, E 点所示即抽气时间。

(2) 如从 P_1 开始抽到 P_2 , 则应求出 P_1/P_2 的值点 D' , A 和 u_p 线上 B 连线延长交 V/u_p 线上 C' 点, 连接 $C'D'$ 交 t 线于 E' 点, E' 点所示即抽气时间。

6.2.3 压力降计算

6.2.3.1 湍流

空气或蒸汽在圆截面管中流动, 当压力降小于最终压力的 10%, 且符合以下限制时, 用式(6.2.3-2)计算。当压力降大于最终压力的 10% 时用分段法计算。

$$\text{限制条件为: } \frac{W_G}{D} \geq 360 \quad (6.2.3-1)$$

压力降计算为:

$$\Delta P = 2.759 \times 10^4 \frac{(F_1 \times C_{D1} \times C_{T1}) + (F_2 \times C_{D2} \times C_{T2})}{P_1} \quad (6.2.3-2)$$

式中

W_G ——气体质量流量, kg/h;

D ——管道内直径, m;

ΔP ——真空管每米管道长度压力降, Pa;

F_1, F_2 ——基准摩擦系数, 见图 6.2.3-2 所示;

C_{D1}, C_{D2} ——管径校正系数, 见图 6.2.3-2 所示;

C_{T1}, C_{T2} ——温度校正系数, 见图 6.2.3-1 所示;

P_1 ——气体管道始端压力, Pa。

6.2.3.2 层流($W_G/D < 360$) 对空气, 当压力范围在 6.666Pa~133.32Pa 之间, 且压力降不超过最终压力的 10% 时, 用式(6.2.3-3)计算:

$$\Delta P = \frac{\lambda L \rho u_1^2}{2D} \quad (6.2.3-3)$$

式中

ΔP ——真空管每米压力降, Pa;

L ——管道长度, m;

u_1 ——流体流速, m/s;

D ——管道内直径, m;

ρ ——气体平均密度, kg/m³;

λ ——摩擦系数, $\lambda = 4f$, f 由图 6.2.3-3 查得。

对一般低真空系统, 也可用此式计算, 但应由第 1 章“单相流(不可压缩流体)”中图 1.2.4-1 查得摩擦系数。

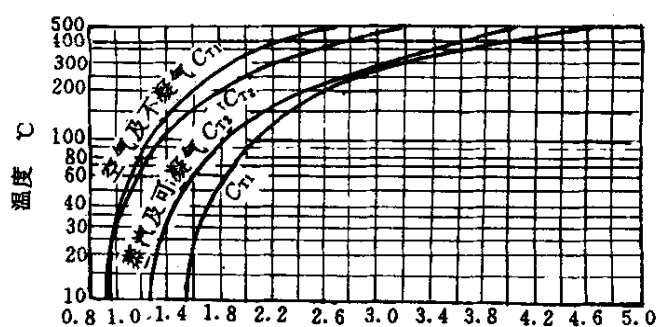


图 6.2.3-1 温度修正系数(C_{T1})、(C_{T2})

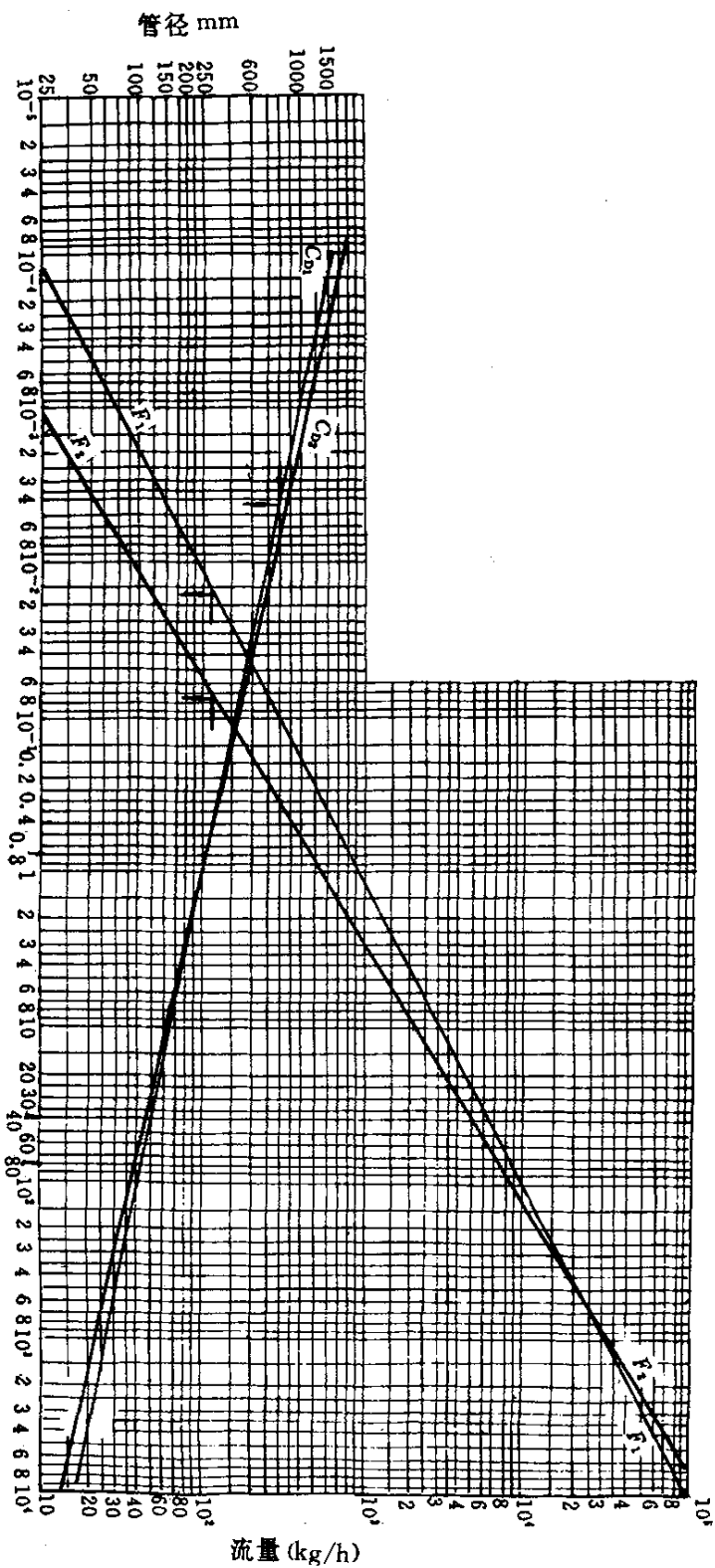


图 6.2.3-2 摩擦系数(F_1)、(F_2)和管径修正系数(C_{D1})、(C_{D2})

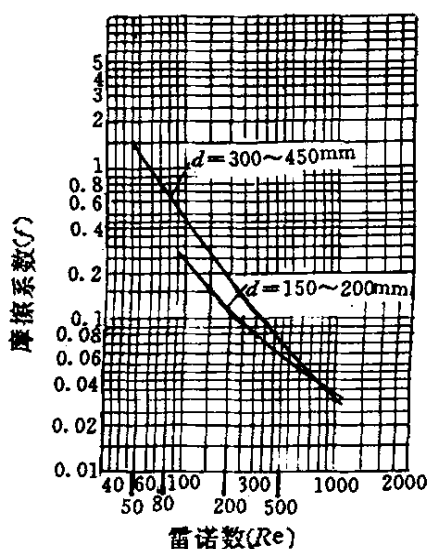


图 6.2.3-3 空气在 6.666Pa 至 133.32Pa 压力下层流流动的摩擦系数

6.2.4 计算步骤及例题

6.2.4.1 计算步骤

(1) 已知泵的抽气速度及初始压力,求管径。

a. 假设管道直径以判断流型。

b. 求在泵抽气速度下的管道流导。用假设的管径求管道的流导,此值如小于泵抽速下的流导,则应重新假设管径进行计算,直至流导大于泵抽速下的流导为止。

c. 核算压力降

(a) $W_G/D \geq 360$ (湍流),按式(6.2.3-2)计算。

(b) $W_G/D < 360$ (层流),按式(6.2.3-3)计算。

(c) 计算的压力降和最终压力之比 $\Delta P/P_2 \leq 10\%$,所假设的管径即为所求的结果。否则需重新假设管径或分段计算。

(2) 已知流量及初始压力,求管径。

a. 假设管径求雷诺数。

b. 查出摩擦系数(F)及修正系数(C_D)、(C_T)值。

c. 核算压力降。在按式(6.2.3-2)或式(6.2.3-3)计算所得压力降与最终压力之比小于 10%时,所假设的管径即为所求的结果,否则需重新假设管径计算或分段计算。

(3) 已知流量、管径及初始压力,求压力降。

a. 查基准摩擦系数(F)及校正系数(C_D)、(C_T)值。

b. 计算压力降

c. 如前所述,在按式(6.2.3-2)和式(6.2.3-3)计算的压力降与终点压力之比小于10%时,则计算结束;大于10%时,对管段分段计算压力降,各管段压力降之和即为所求压力降。应当指出,当计算结果大于10%,并非此管径在设计中不能采用,而是强调使用分段计算法的计算结果将比较精确。管径的尺寸应取决于工艺对总压降或终点压力的要求,见例3所示。

(4) 层流流动可参考“单相流”计算方法及以上步骤进行计算。

6.2.4.2 例题

例1:一真空系统,抽出20℃空气,真空容器出口有效抽速为25l/s,如泵的抽速损失为20%,压力为6.666Pa,泵和真空容器间管道长度为3m,求管径。

解:

泵的抽速

$$u_p = \frac{u}{0.8} = \frac{25}{0.8} = 31.25 \text{ l/s} = 112.5 \text{ m}^3/\text{h} = 0.03125 \text{ m}^3/\text{s}$$

流导

$$\text{由 } \frac{1}{u} = \frac{1}{u_p} + \frac{1}{C} \text{ 得:}$$

$$C = \frac{u \cdot u_p}{u_p - u} = \frac{25 \times 31.25}{31.25 - 25} = 125 \text{ l/s}$$

设压降甚微,则平均压力 $P_m \approx P_1 = 6.666 \text{ Pa}$

管径计算

设管道内直径 $d = 7 \text{ cm}$, 则

$$\text{流型 } P_m \cdot d = 6.666 \times 7 = 46.662 \text{ Pa} \cdot \text{cm}$$

$$1.998 (\text{Pa} \cdot \text{cm}) < 46.662 (\text{Pa} \cdot \text{cm}) < 66.6 (\text{Pa} \cdot \text{cm})$$

属于过渡流动

核算管径

$$20^\circ\text{C 空气粘度 } \mu = 1.81 \times 10^{-2} \text{ mPa} \cdot \text{s}$$

$$d^3 = 7^3 = 343, d^4 = 2401, \text{代入式(6.2.2-17)得:}$$

$$\begin{aligned} C_T &= \frac{10^3 \pi \times 2401 \times 6.67}{128 \times 1.81 \times 10^{-2} \times 300} + \frac{3.16 \times 10^3}{6} \sqrt{\frac{2\pi \times 8.3143 \times 293}{29}} \times \frac{343}{300} \times \\ &\quad \frac{1 + 3.162 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{29}{8.3143 \times 293}} \times \frac{7 \times 6.67 \times 10^3}{1.81 \times 10^{-2}}}{1 + 3.921 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{29}{8.3143 \times 293}} \times \frac{7 \times 6.67 \times 10^3}{1.81 \times 10^{-2}}} \\ &= 7238.6 + 1186.6 = 83573.2 \text{ cm}^3/\text{s} \\ &= 83.6 \text{ l/s} < 125 \text{ l/s} \end{aligned}$$

流导过小,不能满足要求,应重新假设管径进行计算。

又假设管道内直径 $d=8\text{cm}$, 得:

$P_m \cdot d = 6.666 \times 8 = 53.328 \text{Pa} \cdot \text{cm}$ 仍属于过渡流动, 且 $d^3=512, d^4=4096$, 代入式(6.2.2-17)得:

$C_T = 140173.1 \text{cm}^3/\text{s} = 140.2 \text{l/s} > 125 \text{l/s}$, 故第二次假设 $d=8.0\text{cm}$ 是正确的。

核算压力降:

空气密度 $\rho = 7.94 \times 10^{-8} \text{g/cm}^3 = 7.94 \times 10^{-5} \text{kg/m}^3$

质量流量 $W_G = 7.94 \times 10^{-5} \times 112.5 = 8.93 \times 10^{-3} \text{kg/h}$

$W_G/d = 8.93 \times 10^{-3}/0.08 = 0.1116 < 360$ (层流)

雷诺数 $Re = 354 \frac{W_G}{d\mu} = \frac{354 \times 8.93 \times 10^{-3}}{80 \times 1.81 \times 10^{-2}} = 2.18$

查图 6.2.3-3, 取 $f=1$, 则 $\lambda=4f=4$

管道截面积 $A = 5.026 \times 10^{-3} \text{m}^2$

气体流速 $u_1 = \frac{0.03125}{5.026 \times 10^{-3}} = 6.22 \text{m/s}$, 代入式(6.2.3-3)。

$$\begin{aligned} \text{管道压力降 } \Delta P &= \frac{\lambda L \rho u_1^2}{2d} \\ &= \frac{4 \times 3 \times 7.94 \times 10^{-5} \times 6.22^2}{2 \times 0.08} \\ &= 0.23 \text{Pa (此值甚微, 与假设符合)} \end{aligned}$$

$P_2 = 6.666 - 0.23 = 6.436 \text{Pa}$

$\Delta P/P_2 = \frac{0.23}{6.436} \times 100\% = 3.57\% < 10\%$

由以上计算, 管道内直径为 8.0cm 是正确的, 可选用 $\phi 89 \times 4.5$ 钢管。

例 2: 一真空管道, 抽吸 175°C 空气, 流量 115kg/h , 管道始端压力为 2133Pa , 总长度 100m , 求管径。

解: 设管道内直径 $d=20.7\text{cm}=0.207\text{m}$

$\frac{W_G}{d} = \frac{115}{0.207} = 555 > 360$ 属湍流流动, 采用式(6.2.3-2)计算。

由图 6.2.3-1 和图 6.2.3-2 查得:

$F_1 = 1.55 \times 10^{-2}$ $C_{D1} = 3.5$ $C_{T1} = 1.5$

$F_2 = 7.1 \times 10^{-2}$ $C_{D2} = 3.2$ $C_{T2} = 1.67$

代入式(6.2.3-2)得:

$$\begin{aligned} \Delta P &= 2.764 \times 10^4 \times \frac{(1.55 \times 10^{-2} \times 3.5 \times 1.5) + (7.1 \times 10^{-2} \times 3.2 \times 1.67)}{2133} \\ &= 5.963 \text{Pa} \end{aligned}$$

$$\Delta P_{\Sigma} = 100 \times 5.963 = 596.3 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 2133 - 596.3 = 1536.7 \text{ Pa}$$

$$\frac{\Delta P_{\Sigma}}{P_2} \times 100\% = 38.8\% > 10\%$$

说明不符合工艺对终点压力的要求。

又设 $d = 25.7 \text{ cm}$, 则 $W_G/D = 115/0.257 = 447 > 360$, 仍属湍流, 查图 6.3.2-1 得 $C_{D1} = 0.96, C_{D2} = 0.96$, 其余系数值不变, 计算得 $\Delta P_{\Sigma} = 176.388 \text{ Pa}, P_2 = 2133 - 176.388 = 1956.6 \text{ Pa}$

$$\frac{\Delta P_{\Sigma}}{P_2} \times 100\% = 9.01\% < 10\%$$

因此管道内直径 $d = 25.7 \text{ cm}$ 是正确的, 可选 $\phi 273 \times 8$ 钢管。

例 3: 有气体管道(不凝气体), 管道内直径 $150 \text{ mm} (\phi 159 \times 4.5)$, 长度 30 m , 质量流量 80 kg/h , 温度 38°C , 始端压力为 1733 Pa , 求压力降。

解: $\frac{W_G}{d} = \frac{80}{0.150} = 533 > 360$, 湍流流动, 查图 6.2.3-1 和图 6.2.3-2 得:

$$F_1 = 7.7 \times 10^{-3} \quad C_{D1} = 15 \quad C_{T1} = 1.02$$

$$F_2 = 4.1 \times 10^{-2} \quad C_{D2} = 11.5 \quad C_{T2} = 1.08$$

每米管道压力降

$$\begin{aligned} \Delta P &= 2.764 \times 10^4 \times \frac{(7.7 \times 10^{-3} \times 15 \times 1.02) + (4.1 \times 10^{-2} \times 11.5 \times 1.08)}{1733} \\ &= 10.00 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\Delta P_{\Sigma} = 30 \times 10 = 300 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 1733 - 300 = 1433 \text{ Pa}$$

$$\frac{\Delta P_{\Sigma}}{P_2} \times 100\% = 20.94\% > 10\%$$

由于 $\frac{\Delta P_{\Sigma}}{P_2} \times 100\% = 20.94\% > 10\%$, 不符合要求, 现改用分段法计算, 将管段分为四段, 每段增量为 7.5 m , 图 6.2.3-1 和图 6.2.3-2 的各系数数值不变。

$$\Delta P_1 = 10 \times 7.5 = 75 \text{ Pa}$$

$$P_2 = P_1 - \Delta P_1 = 1733 - 75 = 1658 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_2 = 2.764 \times 10^4 \times \frac{0.627 \times 7.5}{1658} = 78.39 \text{ Pa}$$

$$P_3 = P_2 - \Delta P_2 = 1658 - 78.39 = 1579.6 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_3 = 2.764 \times 10^4 \times \frac{0.627 \times 7.5}{1579.6} = 82.28 \text{ Pa}$$

$$P_4 = P_3 - \Delta P_3 = 1579.6 - 82.28 = 1497.3 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_4=2.764\times 10^4\times \frac{0.627\times 7.5}{1497.3}=86.81\text{Pa}$$

$$P_5=P_4-\Delta P_4=1497.3-86.81=1410.49\text{Pa}$$

$$\begin{aligned}\text{总压力降 } \Delta P &= \Delta P_1+\Delta P_2+\Delta P_3+\Delta P_4=75+78.39+82.28+86.81 \\ &=322.48\text{Pa}\end{aligned}$$

$$\text{终点压力 } P_5=1733-322.48=1410.52\text{Pa}$$

6.2.5 管道计算表

本表的编制步骤、用途及专业关系,以及计算表格式、内容与“单相流”管道计算表相同,见表 6.2.5。

管 道 计 算 表
(单相流)

表 6.2.5

管道编号和类别			
自			
至			
物料名称			
流量 m³/h			
分子量			
温度 ℃			
压力 kPa			
粘度 mPa·s			
压缩系数			
密度 kg/m³			
真空度			
管道公称直径 mm			
表号或外径×壁厚			
流速 m/s			
雷诺数			
流导 cm³/s			
压力降 kPa(100m)			

续表 6.2.5

直管长度		m			
管 件 当 量 长 度 m	弯头 90°				
	三通				
	大小头				
	闸阀				
	截止阀				
	旋塞				
	止逆阀				
	其它				
总长度		m			
管道压力降		kPa			
孔板压力降		kPa			
控制阀压力降		kPa			
设备压力降		kPa			
始端标高		m			
终端标高		m			
静压力降		kPa			
设备接管口压力降		kPa			
总压力降		kPa			
压力(始端)		kPa			
压力(终端)		kPa			
版 次 或 修 改	版 次				
	日 期				
	编 制				
	校 核				
	审 核				

6.3 符号说明

- A ——管道截面积, cm^2 ;
- A_0 ——圆孔截面积, cm^2 ;
- a ——修正系数, 其值见表 6.2.2-2;
- C, C_1, C_2, C_3 ——分别为管道的总流导和各分管段流导 $\text{cm}^3/\text{s}, \text{l/s}$;
- C_{D1}, C_{D2} ——管径修正系数, 见图 6.2.3-2 所示;
- C_{mf}, C_{mo}, C_{ma} ——分别为分子流动长管、圆孔、短管流导, $\text{cm}^3/\text{s}, \text{l/s}$;
- C_p, C_v ——分别为气体的定压比热和定容比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$;
- C_T ——过渡流动流导, $\text{cm}^3/\text{s}, \text{l/s}$;
- C_{T1}, C_{T2} ——温度校正系数, 见图 6.2.3-1 所示;
- C_{vf}, C_{vo}, C_{vs} ——分别为粘性流动长管、圆孔、短管流导 $\text{cm}^3/\text{s}, \text{l/s}$;
- D ——管道内直径, m ;
- d ——管道内直径, cm ;
- d_0 ——孔的直径, cm ;
- F_1, F_2 ——基准摩擦系数, 无因次;
- f ——摩擦系数, 无因次;
- K ——修正系数, 与设备抽气终止时的压力有关, 其值见表 6.2.2-3;
- k ——气体绝热指数, $k = C_p/C_v$;
- L ——管道长度, m, cm ;
- M ——气体分子量;
- P ——压力, kPa, Pa ;
- P_1 ——一段压力, kPa, Pa ;
- P_2 ——二段压力, kPa, Pa ;
- P_3 ——三段压力, kPa, Pa ;
- P_4 ——四段压力, kPa, Pa ;
- P_5 ——终点压力, kPa, Pa ;
- P_m ——管道中气体的平均压力, Pa ;
- Q ——气体流量, $\text{Pa} \cdot \text{cm}^3/\text{s}$;
- R ——气体常数, $8.3143 \text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$;

Re ——雷诺数,无因次;
 t ——抽气时间,s;
 u ——有效抽气速度, $l/s, m^3/h, cm^3/s$;
 u_1 ——管中气体平均流速, $cm/s, m/s$;
 u_p ——名义抽气速度, $cm^3/s, l/s$;
 V ——设备容积, l ;
 W_G ——气体质量流量, kg/h ;
 X ——气体压力比, $X=P_2/P_1$;
 ΔP ——压力降, kPa, Pa ;
 ΔP_1 ——一段压力降, kPa, Pa ;
 ΔP_2 ——二段压力降, kPa, Pa ;
 ΔP_3 ——三段压力降, kPa, Pa ;
 ΔP_4 ——四段压力降, kPa, Pa ;
 λ ——摩擦系数,无因次;
 μ ——气体粘度, $mPa \cdot s$;
 ρ ——气体密度, kg/m^3 ;
 压力——本规定除注明外,均为绝对压力。

7 浆 液 流

7.1 简 述

7.1.1 浆液流型的分类

浆液由液、固两相组成,属两相流范畴,其流型属非牛顿型流体;按固体颗粒在连续相中的分布情况,又可分为均匀相浆液、混合型浆液和非均匀相浆液三种流型。

7.1.2 浆液输送管道尺寸的确定

确定浆液输送管道的尺寸,必须注意下列几点:

7.1.2.1 均匀相流动的浆液,要求固体颗粒均匀地分布在液相介质之中,只要计算出浆液中固体颗粒的最大粒径(d_{mh}),将它与已知筛分数据进行比较,若全部固体颗粒小于 d_{mh} ,则为均匀相浆液,否则为混合型浆液或非均匀相浆液。

7.1.2.2 为避免固体粒子在管道中沉降,要使浆液浓度、粘度和沉降速度间处于合理的关系中。对于均匀相浆液的输送,必须确定浆液呈均匀相流动时的最低流速,且要获得高浓度、低粘度、低沉降速度。浆液流动要求有一个适宜的流速,它不宜太快,否则管道摩擦压力降大;它亦不宜太慢,否则易堵塞管道。该适宜的最低流速数据由试验确定。为获得高浓度、低粘度、低沉降速度,可采用合适的添加剂。

7.1.2.3 混合型浆液或非均匀相浆液的输送,应保证浆液流动充分呈湍流工况。

7.1.3 本规定提出了计算浆液流体的管道压力降的数据收集、关联式回归和计算步骤的一般内容和要求,适用于均匀相浆液、混合型浆液或非均匀相浆液三种流型的压力降计算。

7.2 计算方法

7.2.1 计算依据

提供下列数据:

7.2.1.1 实测数据

- (1) 最低的浆液流体流速(U_{min});
- (2) 固体筛分的质量百分数(X_{pi});
- (3) 固体筛分的密度(ρ_{pi});

(4) 浆液流的表现粘度(μ_a)与剪切速率(τ)的相关数据或流变常数(η)和流变指数(n)。

7.2.1.2 可计算数据

- (1) 连续相(水)的物性数据:粘度(μ_L)、密度(ρ_L);
- (2) 固体的质量流量(W_S)或浆液的质量流量(W_{SL})及浆液的浓度(C_{SL});
- (3) 连续相(水)的质量流量(W_L);
- (4) 浆液的平均密度(ρ_{SL});
- (5) 固体的平均密度(ρ_S)。

7.2.2 计算方法的应用

7.2.2.1 计算浆液流体物性数据

- (1) 已知 ρ_S 、 ρ_L 、 W_S 、 W_L 计算 ρ_{SL}

$$\rho_{SL} = (W_S + W_L) / [(W_S / \rho_S) + (W_L / \rho_L)] \quad (7.2.2-1)$$

- (2) 已知 ρ_{SL} 、 ρ_L 、 W_{SL} 、 C_{SL} , 计算 ρ_S

$$W_S = W_{SL} \cdot C_{SL} \quad (7.2.2-2)$$

$$W_L = W_{SL} - W_S \quad (7.2.2-3)$$

$$\rho_S = \rho_{SL} \cdot \rho_L \cdot W_S / (W_{SL} \cdot \rho_L - W_L \cdot \rho_{SL}) \quad (7.2.2-4)$$

- (3) 计算均匀相浆液的物性数据

$$\rho_{1S} = 100 / (\sum X_{pi} / \rho_S) \quad (7.2.2-5)$$

$$\rho_a = \rho_{hsL} = \rho_{SL} \quad (7.2.2-6)$$

- (4) 计算混合型浆液物性数据

$$\rho_{1S} = \sum [W_S \cdot (X_{p1} / 100)] / \sum [W_S \cdot (X_{p1} / 100) / \rho_{pi}] \quad (7.2.2-7)$$

$$\rho_{2S} = \sum [W_S \cdot (X_{p2} / 100)] / \sum [W_S \cdot (X_{p2} / 100) / \rho_{pi}] \quad (7.2.2-8)$$

$$\rho_{hsL} = \rho_a = \frac{\sum [W_S \cdot (X_{p1} / 100)] + W_L}{\sum [W_S \cdot (X_{p1} / 100) / \rho_{pi}] + (W_L / \rho_L)} \quad (7.2.2-9)$$

$$X_{vs} = (W_S / \rho_s) / [(W_S / \rho_s) + (W_L / \rho_L)] \quad (7.2.2-10)$$

$$X_{vhs} = \sum [W_S \cdot (X_{p2} / 100) / \rho_{pi}] / [(W_S / \rho_S) + (W_L / \rho_L)] \quad (7.2.2-11)$$

7.2.2.2 浆液流体流型的确定和计算均匀相浆液的最大粒径(d_{mh})

根据流变常数(η)、流变指数(n)〔由试验测得浆液流的表现粘度(U_a)与剪切速率(r)的相关数据求得〕计算 μ_a ; 由浆液流的有关参数(Y)、阻滞系数(C_h)(Y 与 C_h 的关联式由实验数据回归获得)计算 d_{mh} 。

均匀相浆液的表现粘度(μ_a)由下式计算:

$$\gamma = 8U_a / D \quad (7.2.2-12)$$

$$\mu_a = 1000\eta \times \gamma^{n-1} \quad (7.2.2-13)$$

$$Y = 12.6 [\mu_a (\rho_{1s} - \rho_a) / \rho_a^2]^{\frac{1}{3}} \quad (7.2.2-14)$$

当 $Y > 8.4$ 时

$$C_h = 18.9Y^{1.41} \quad (7.2.2-15)$$

当 $8.4 \geq Y > 0.5$ 时

$$C_h = 21.11Y^{1.46} \quad (7.2.2-16)$$

当 $0.5 \geq Y > 0.05$ 时

$$C_h = 18.12Y^{0.963} \quad (7.2.2-17)$$

当 $0.05 \geq Y > 0.016$ 时

$$C_h = 12.06Y^{0.824} \quad (7.2.2-18)$$

当 $0.016 \geq Y > 0.00146$ 时

$$C_h = 0.4 \quad (7.2.2-19)$$

当 $Y \leq 0.00146$ 时

$$C_h = 0.1 \quad (7.2.2-20)$$

$$d_{mh} = 1.65C_h \times \rho_a / (\rho_{1s} - \rho_a) \quad (7.2.2-21)$$

若固体颗粒粒度全小于 d_{mh} , 为均匀相浆液, 否则为混合型浆液或非均匀相浆液。

7.2.2.3 管径的确定

(1) 输送均匀相浆液

由试验获得浆液最低流速(U_{\min}), 计算管径(D)

$$U_a = U_{\min} \quad (7.2.2-22)$$

$$D = \sqrt{[(W_s/\rho_s) + (W_L/\rho_L)] / (3600 \times 0.785U_a)} \quad (7.2.2-23)$$

$$Re = 1000D \times \rho_a \times U_a / \mu_a \quad (7.2.2-24)$$

浆液流型应控制在滞流的范围之内, 故 Re 在 2300 以下。调整 D 到满足要求为止。

(2) 输送混合型浆液或非均匀相浆液

由试验获得浆液最低流速(U_{\min}), 可计算允许流速(U_a); 由浆液流的有关参数(x)、非均匀相中固体颗粒的平均粒径(d_{wa}), 可计算管径(D)。 x 与 $U_{\min}/(gD)^{0.5}$ 的关联式由回归获得。

$$U_a = U_{\min} + 0.8 \quad (7.2.2-25)$$

$$U = [(W_s/\rho_s) + (W_L/\rho_L)] / (3600 \times 0.785D^2) \quad (7.2.2-26)$$

$$x=100X_{\text{vhes}} \cdot F_d(\rho_{2s}-\rho_a)/\rho_a \quad (7.2.2-27)$$

$$d_{\text{wa}}=\Sigma(X_{\text{P}2}\sqrt{d_1 \times d_2})/\Sigma X_{\text{P}2} \quad (7.2.2-28)$$

当 $d_{\text{wa}} \geq 368$ 时

$$F_d=1 \quad (7.2.2-29)$$

当 $d_{\text{wa}} < 368$ 时

$$F_d=d_{\text{wa}}/368 \quad (7.2.2-30)$$

当 $0.006 < x \leq 2$ 时

$$U_{\text{min}}/(gD)^{0.5}=\exp[1.053X^{0.149}] \quad (7.2.2-31)$$

当 $2 < x \leq 70$ 时

$$U_{\text{min}}/(gD)^{0.5}=\exp\{[(4.2718 \times 10^{-3} \ln x + 5.0264 \times 10^{-2}) \ln x + 4.7849 \times 10^{-2}] \ln x + 8.8996 \times 10^{-2}\} \quad (7.2.2-32)$$

浆液流应控制在湍流的范围之内,目标函数 $|U_a - U| \leq \delta$ 。调整 D 到满足要求为止。

7.2.2.4 泵压差(ΔP)的计算

管道中包括直管段、阀门、管件、控制阀、流量计孔板等。管道系统的压力降是各个部分的摩擦压力降、速度压力降和静压力降的总和。

(1) 通用数据的计算

由浆液流的有关参数(Z)、非均匀相阻滞系数(C_{he})(Z 与 C_{he} 的关联式由回归获得),可计算非均匀相尺寸系数(C_{ra})、沉降流速(V_t)。

$$Z=0.000118d_{\text{wa}}[\rho_a(\rho_{2s}-\rho_a)/\mu_a^2]^{\frac{1}{3}} \quad (7.2.2-33)$$

当 $Z > 5847$ 时

$$C_{\text{he}}=0.1 \quad (7.2.2-34)$$

当 $20 < Z \leq 5847$ 时

$$C_{\text{he}}=0.4 \quad (7.2.2-35)$$

当 $1.5 < Z \leq 20$ 时

$$C_{\text{he}}=10.979Z^{-1.106} \quad (7.2.2-36)$$

当 $0.15 < Z \leq 1.5$ 时

$$C_{\text{he}}=13.5Z^{-1.61} \quad (7.2.2-37)$$

$$V_t=0.00361 \sqrt{d_{\text{wa}}(\rho_{2s}-\rho_a)/(\rho_a \times C_{\text{he}})} \quad (7.2.2-38)$$

$$C_{\text{ra}}=\Sigma(X_{\text{p}2}\sqrt{C_{\text{he}}})/\Sigma X_{\text{p}2} \quad (7.2.2-39)$$

(2) 摩擦压力降(ΔP_K)的计算

它由直管段、阀门、管件的摩擦压力降组成。其值为正,表示压力下降。流体流经阀门、管件的局部阻力有两种计算方法:阻力系数法和当量长度法。现推荐当量长度法。

a. 均匀相浆液摩擦压力降(ΔP_K)的计算

$$\Delta P_K = 0.03262 \times 10^{-6} \times \mu_a \times U_a (L + \Sigma L_e) / D^2 \quad (7.2.2-40)$$

b. 混合型浆液或非均匀相浆液摩擦压力降(ΔP_K)的计算

浆液中非均匀相固体的有效体积分率(ϕ)为

$$\phi = 0.5 [1 - U / (V_t / \sin \alpha)] \pm \sqrt{0.25 [(1 - U / (V_t / \sin \alpha))^2 + X_{vhes} \cdot U / (V_t / \sin \alpha)]} \quad (7.2.2-41)$$

$$U_{hsL} = U + \phi \cdot V_t \cdot \sin \alpha \quad (7.2.2-42)$$

$$\text{若 } X_{vhes} \cdot V_t \cdot \sin \alpha \ll U \quad \text{则 } \phi = X_{vhes} \quad U_{hsL} = U \quad (7.2.2-43)$$

(a) 非垂直管道

$$\Delta P_{K1} = (4F_n / D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \Sigma L_e) / (20000 g_c) \quad (7.2.2-44)$$

$$dd = \{U_{hsL}^2 \cdot \rho_a \cdot C_{ra} / [\cos \alpha \cdot 9.81 D (\rho_{2s} - \rho_a)]\}^{1.5} \quad (7.2.2-45)$$

$$\Delta P_K = \frac{0.11 \Delta P_{K1} [1 + (85 \phi / dd)]}{(1 + 0.1 \cos \alpha)} \quad (7.2.2-46)$$

(b) 垂直管道

$$\Delta P_K = 0.11 [(4F_n / D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \Sigma L_e) / (20000 g_c)] \quad (7.2.2-47)$$

(3) 速度压力降(ΔP_v)的计算

由温度和截面积变化引起密度和速度的变化,它导致压力降的变化。

a. 均匀相浆液速度压力降(ΔP_v)的计算

$$\Delta P_v = 0.1 \rho_a \cdot U_a^2 / (20000 g_c) \quad (7.2.2-48)$$

b. 非均匀相浆液速度压力降(ΔP_v)的计算

$$\Delta P_v = \frac{0.1 [(1 - X_{vhes}) U_{hsL}^2 + (\rho_{2s} / \rho_a) (U_{hsL} - V_t \cdot \sin \alpha)^2 \cdot X_{vhes}] \rho_a}{(20000 g_c)} \quad (7.2.2-49)$$

若 $V_t \cdot \sin \alpha \ll U_{hsL}$, 则可用简化模型

$$\Delta P_v = 0.1 \rho_a \cdot U_{hsL}^2 / (20000 g_c) \quad (7.2.2-50)$$

(4) 静压力降(ΔP_s)的计算

由于管道系统进(出)口标高变化而产生的压力降称静压力降。其值可为正值或负值。正值表示压力降低,负值表示压力升高。

a. 均匀相浆液静压力降(ΔP_s)的计算

$$\Delta P_s = 0.1[(Z_{s,d} \cdot \sin \alpha \cdot \rho_a / 10000) \pm (H_{s,d} \cdot \rho_{SL} / 10000)] \quad (7.2.2-51)$$

b. 非均匀相浆液静压力降(ΔP_s)的计算

$$\Delta P_s = 0.1\{Z_{s,d} \cdot \sin \alpha [1.1\phi[(\rho_{2s} - \rho_a) / \rho_a] + 1](\rho_a / 10000) \pm (H_{s,d} \cdot \rho_{SL} / 10000)\} \quad (7.2.2-52)$$

(5) 泵压差(ΔP)的计算

$$\Sigma \Delta P_s = (\Delta P_K)_s + (\Delta P_V)_s + (\Delta P_s)_s \quad (7.2.2-53)$$

$$\Sigma \Delta P_d = (\Delta P_K)_d + (\Delta P_V)_d + (\Delta P_s)_d \quad (7.2.2-54)$$

$$\Delta P = P_{rd} - P_{rs} + \Sigma \Delta P_s + \Sigma \Delta P_d \quad (7.2.2-55)$$

(6) 摩擦系数(F_n)的计算

推荐采用牛顿型流体摩擦系数的计算方法。

a. 在层流范围之内($Re < 2300$)

$$F_n = 16 / Re \quad (7.2.2-56)$$

b. 在过渡流范围之内($2300 < Re \leq 10000$)

$$F_n = 0.0027[(10^6 / Re) + 16000\epsilon / D]^{0.22} \quad (7.2.2-57)$$

c. 在湍流范围之内($Re > 10000$)

$$F_n = 0.0027(16000\epsilon / D)^{0.22} \quad (7.2.2-58)$$

(7) 当量长度(ΣL_e)的计算

若只知阀门管件的局部阻力系数(K_n)的计算方法,可采用(L_e)与(K_n)的关系式求得 L_e 。

$$L_e = K_n \cdot D / (4F_n) \quad (7.2.2-59)$$

局部阻力系数、当量长度的计算方法见第1章“单相流(不可压缩流体)”。

7.2.3 计算步骤

7.2.3.1 确定流型和管径

(1) 计算浆液流体物性数据。

(2) 计算均匀相浆液的最大粒径(d_{mh})及管径(D)。

a. 设浆液全为均匀相浆液,校核其最大粒径。

(a) 计算均匀相固体的平均密度(ρ_{1s})、均匀相固体的体积分率(X_{vs})。

(b) 计算管径(D)。

(c) 计算均匀相浆液的表观粘度(μ_a)。

(d) 计算均匀相浆液的允许流速(U_a)。

(e) 计算均匀相浆液的最大粒径(d_{mh})。

b. 设浆液为混合型浆液或非均匀相浆液,校核其最大粒径。

(a) 计算浆液均匀相部分固体的平均密度(ρ_{1s})及非均匀相部分固体的平均密度(ρ_{2s})。

(b) 计算均匀相浆液密度(ρ_s)及非均匀相浆液中固体的体积分率(X_{vhes})。

(c) 计算非均匀相浆液中固体颗粒的平均粒径(d_{wa})。

(d) 计算非均匀相浆液中允许最低流速(U_a)及实际流速(U)。

7.2.3.2 计算吸入端、排出端总压力降(ΔP_K)、(ΣP_s)、(ΣP_d)及泵压差(ΔP)。

7.2.4 计算例题

7.2.4.1 已知如图 7.2.4 所示的泥浆系统和下列数据:固体流量 $W_s=122500\text{kg/h}$,液体流量 $W_L=40820\text{kg/h}$,固体平均密度 $\rho_s=2499\text{kg/m}^3$,液体密度 $\rho_L=865\text{kg/m}^3$,液体粘度 $\mu_L=0.2\text{mPa}\cdot\text{s}$,泥浆粘度 $\mu_{SL}=3\text{mPa}\cdot\text{s}$,温度 $t=26.7^\circ\text{C}$,最大流速 $U=3.66\text{m/s}$,流变常数 $\eta=0.0773$,流变指数 $n=0.35$,泵排出端容器液面的压力为 0.17MPa ,泵吸入端容器液面的压力为 0.1MPa 。

固 体 筛 分 数 据

网 目	粒 度 (μm)	重量百分数 %	密度 kg/m^3
—20~48	840~300	5	4806
—48~65	300~210	10	4005
—65~100	210~150	20	3204
—100~200	150~74	30	2403
—200~325	74~44	20	2403
—325	44	15	1602

压力降计算有关数据

	α	弯头数	三通数	闸阀数	钝 边 进口数	钝 边 出口数	管道长度 m
泵吸入端:							
水平管	0	1	1	1	1	0	6.5
下降管	—90	1	0	0	0	0	5
泵排出端:							
水平管	0	1	2	1	0	1	19
上升管	90	1	0	0	0	0	30

试求系统管径和泵压差

7.2.4.2 解 题

(1) 确定流型和管径

按 7.2.3 中计算步骤进行。先假设全为均匀相泥浆并校核其最大粒径,获结果:固体颗粒粒径非全小于最大粒径(d_{mh}),可见假设不妥(具体计算步骤省略)。然后假设最后三个筛分级在均匀相泥浆中,重复上述计算,获结果:该三个筛分级固体颗粒仍非全小于最大粒径(d_{mh}),可见假设仍不妥(具体计算步骤省略)。继续假设最后两个筛分级在均匀相泥浆中并校核其最大粒径。

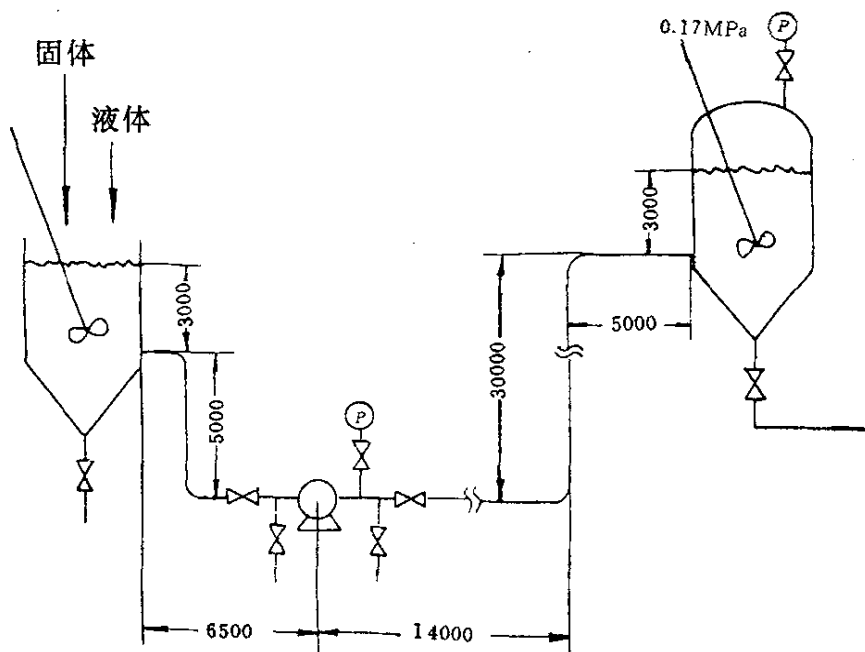


图 7.2.4 计算示意图

按式(7.2.2-1):

$$\rho_{SL} = (W_s + W_L) / [(W_s / \rho_s) + (W_L / \rho_L)]$$

$$= (122500 + 40820) / [(122500 / 2499) + (40820 / 865)] = 1698 \text{ kg/m}^3$$

按式(7.2.2-7):

$$\rho_{1S} = \frac{\sum [W_s \cdot (X_{p1} / 100)]}{\sum [W_s \cdot (X_{p1} / 100) / \rho_{p1}]} = \frac{122500(0.2 + 0.15)}{122500[(0.2 / 2403) + (0.15 / 1602)]}$$

$$= 1979 \text{ kg/m}^3$$

按式(7.2.2-8):

$$\rho_{2S} = \frac{\sum [W_s \cdot (X_{p2} / 100)]}{\sum [W_s \cdot (X_{p2} / 100) / \rho_{p1}]}$$

$$= \frac{122500(0.05 + 0.1 + 0.2 + 0.3)}{122500[(0.05 / 4806) + (0.1 / 4005) + (0.2 / 3204) + (0.3 / 2403)]}$$

$$= 2920 \text{ kg/m}^3$$

按式(7.2.2-9):

$$\begin{aligned}\rho_a &= \frac{\Sigma[W_s \cdot (X_{p1}/100)] + W_L}{\Sigma[W_s \cdot (X_{p1}/100)/\rho_{Pi}] + (W_L/\rho_L)} \\ &= \frac{122500(0.2+0.15)+40820}{122500[(0.2/2403)+(0.15/1602)]+(40820/865)} \\ &= 1216 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

按式(7.2.2-11):

$$\begin{aligned}X_{\text{vhes}} &= \frac{\Sigma[W_s \cdot (X_{p2}/100)/\rho_{Pi}]}{[(W_s/\rho_s) + (W_L/\rho_L)]} \\ &= \frac{122500[(0.05/4806)+(0.1/4005)+(0.2/3204)+(0.3/2403)]}{[(122500/2499)+(40820/865)]} \\ &= 0.283\end{aligned}$$

按式(7.2.2-28):

$$\begin{aligned}d_{wa} &= \frac{\Sigma(X_{p2}\sqrt{d_1 \times d_2})}{\Sigma X_{P2}} \\ &= \frac{5\sqrt{840 \times 300} + 10\sqrt{300 \times 210} + 20\sqrt{210 \times 150} + 30\sqrt{150 \times 74}}{(5+10+20+30)} \\ &= 180 \mu\text{m}\end{aligned}$$

按式(7.2.2-30):

$$F_d = d_{wa}/368 = 180/368 = 0.489$$

按式(7.2.2-27):

$$\begin{aligned}x &= 100X_{\text{vhes}} \times F_d(\rho_{2s} - \rho_a)/\rho_a \\ &= 100 \times 0.283 \times 0.489(2920 - 1216)/1216 = 19.4\end{aligned}$$

按式(7.2.2-32):

$$\begin{aligned}U_{\min}/(gD)^{0.5} &= \exp\{[(4.2718 \times 10^{-3} \ln x + 5.0264 \times 10^{-2}) \ln x \\ &\quad + 4.7849 \times 10^{-2}] \ln x + 8.8996 \times 10^{-2}\} = 2.19\end{aligned}$$

按式(7.2.2-25):

$$U_{\min} = 2.19(gD)^{0.5} = 2.19 \times 9.81^{0.5} \sqrt{D} = 6.86 \sqrt{D}$$

$$U_a = U_{\min} + 0.8 = 6.86 \sqrt{D} + 0.8$$

按式(7.2.2-26):

$$U = \frac{[(W_s/\rho_s) + (W_L/\rho_L)]}{3600 \times 0.785 D^2} = \frac{[(122500/2499) + (40820/865)]}{3600 \times 0.785 \times D^2} = 0.034/(D^2)$$

目标函数 $|U_a - U| \leq \delta$, 调整 D , 满足要求为止, 见下表:

$D \quad \text{m}$	$U_a \quad \text{m/s}$	$U \quad \text{m/s}$
0.075	2.68	6.04
0.100	2.97	3.40
0.125	3.23	2.18

根据目标函数要求,选用 $D=0.100\text{m}$

又按式(7.2.2-12)~式(7.2.2-21)得:

$$\mu_a = 1000\eta \times \gamma^{n-1} = 77.3(8 \times 3.4/0.1)^{0.35-1} = 2.02\text{mPa} \cdot \text{s}$$

$$Y = 12.6[\mu_a(\rho_{1s} - \rho_a)/\rho_a^2]^{1/3}$$

$$= 12.6[2.02(1979 - 1216)/1216^2]^{1/3} = 1.28$$

$$C_h = 21.11Y^{1.46} = 30.3$$

$$d_{mh} = 1.65C_h \times \rho_a / (\rho_{1s} - \rho_a)$$

$$= 1.65 \times 30.3 \times 1216 / (1979 - 1216) = 79.7\mu\text{m}$$

经比较,确定最后两个筛分级在均匀相泥浆中,其余筛分级在非均匀相泥浆中。

允许最低流速 $U_a = 2.97\text{m/s}$; 实际流速 $U = 3.4\text{m/s}$ 。

(2) 计算压力降及泵压差

a. 计算通用数据

(a) 计算颗粒沉降速度(V_i)

按式(7.2.2-33)~式(7.2.2-38):

$$Z = 0.000118d_{wa}[\rho_a(\rho_{2s} - \rho_a)/\mu_a^2]^{1/3}$$

$$= 0.000118 \times 180[1216 \times (2920 - 1216)/2.02^2]^{1/3} = 1.69$$

$$C_{he} = 10.979Z^{-1.106} = 6.15$$

$$V_i = 0.00361 \sqrt{\frac{d_{wa}(\rho_{2s} - \rho_a)}{\rho_a \times C_{he}}} = 0.00361 \sqrt{\frac{180 \times (2920 - 1216)}{1216 \times 6.15}} = 0.023\text{m/s}$$

(b) 计算非均匀相尺寸系数(C_{ra})

按式(7.2.2-33)~式(7.2.2-39)得:

$$Z = 0.000118 \sqrt{840 \times 300} [1216 \times (4806 - 1216) 2.02^2]^{1/3} = 6.06$$

$$C_{he} = 10.979Z^{-1.106} = 1.5$$

$$Z = 0.000118 \sqrt{300 \times 210} [1216 \times (4005 - 1216)/2.02^2]^{1/3} = 2.78$$

$$C_{he} = 10.979Z^{-1.106} = 3.5$$

$$Z=0.000118 \sqrt{210 \times 150} [1216 \times (3204 - 1216) / 2.02^2]^{1/2} = 1.76$$

$$C_{he} = 10.979Z^{-1.106} = 5.88$$

$$Z=0.000118 \sqrt{150 \times 74} [1216 \times (2403 - 1216) / 2.02^2]^{1/2} = 0.88$$

$$C_{he} = 13.5Z^{-1.61} = 16.6$$

由式(7.2.2-39)得:

$$C_{ra} = \frac{\sum (X_{p2} \sqrt{C_{he}})}{\sum X_{p2}} = \frac{(5 \times \sqrt{1.5}) + (10 \times \sqrt{3.5}) + (20 \times \sqrt{5.88}) + (30 \times \sqrt{16.6})}{(5 + 10 + 20 + 30)} = 3.01$$

b. 计算压力降及泵压差

按式(7.2.2-42)~式(7.2.2-43)得:

$$X_{vhes} \cdot V_t \cdot \sin 90^\circ = 0.283 \times 0.023 = 0.00651$$

由于 $X_{vhes} \cdot V_t \cdot \sin 90^\circ \ll U$, 则 $\phi = 0.283, U_{hsL} = 3.4 \text{ m/s}$

按式(7.2.2-24)和式(7.2.2-58)得:

$$Re = 1000D \cdot U_{hsL} \cdot \rho_a / \mu_a = 1000 \times 0.1 \times 3.4 \times 1216 / 2.02 = 204673$$

$$F_n = 0.0027(16000\varepsilon/D)^{0.22} = 0.0027(16000 \times 0.0000457 / 0.1)^{0.22} = 0.00418$$

泵吸入端

(a) 水平管道

① 当量长度(L_e)的计算

泵吸入端水平管道连接管件	件数	L_e m	K_s
闸板阀	1	$8D = 0.8$	1.0
90°短径弯头	1	$30D = 3$	
三通直流	1	$20D = 2$	
进口(即容器出口)	1	$K_s \times D / (4F_n) = 5.98$	
Σ	4	11.78	

② 压力降的计算

按式(7.2.2-44, 45, 46, 47, 50, 52, 53, 54, 55)得:

$$\begin{aligned} \Delta P_{K1} &= (4F_n/D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \Sigma L_e) / (20000g_c) \\ &= 4 \times 0.00418 / 0.100 \times 1216 \times 3.4^2 \times (6.5 + 11.78) / (20000 \times 9.81) \\ &= 0.219 \end{aligned}$$

$$dd = \{U_{hsL}^2 \times \rho_a \times C_{ra} / [\cos \alpha \times 9.81D(\rho_{2s} - \rho_a)]\}^{1.5}$$

$$= \{3.4^2 \times 1216 \times 3.01 / [\cos 0 \times 9.81 \times 0.1(2920 - 1216)]\}^{1.5} = 127.344$$

$$\Delta P_K = [0.11 \Delta P_{K1} / (1 + 0.1 \cos \alpha)] (1 + 85 \psi / dd)$$

$$= [0.11 \times 0.219 / (1 + 0.1)] (1 + 85 \times 0.283 / 127.344) = 0.026 \text{ MPa}$$

(b) 垂直管道

① 当量长度(L_e)的计算

泵吸入端垂直下降管道连接管件

件数

L_e

90°短径弯头

1

$30D = 3$

Σ

1

3

② 压力降的计算

$$\Delta P_K = 0.11 [(4F_n/D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \Sigma L_e) / (20000 g_c)]$$

$$= 0.11 [(4 \times 0.00418 / 0.1) \times 1216 \times 3.4^2 (5 + 3) / (20000 \times 9.81)]$$

$$= 0.01054 \text{ MPa}$$

$$\Delta P_v = -0.1 \rho_a \times U_{hsL}^2 / (20000 g_c) = -0.1 \times 1216 \times 3.4^2 / (20000 \times 9.81)$$

$$= -0.00716 \text{ MPa}$$

$$\Delta P_s = 0.1 \{ Z_s \cdot \sin \alpha [1.1 \psi [(\rho_{2s} - \rho_a) / \rho_a] + 1] (\rho_a / 10000) - H_s \cdot \rho_{sL} / 10000 \}$$

$$= 0.1 \{ -5 \sin 90^\circ [1.1 \times 0.283 [(2920 - 1216) / 1216 + 1] (1216 / 10000) - 3 \times 1698 / 10000 \}$$

$$= -0.1383 \text{ MPa}$$

泵排出端

(a) 水平管道

① 当量长度(L_e)的计算

泵排出端水平管道连接管件	件数	L_e m	K_n
闸板阀	1	$8D = 0.8$	0.5
90°短径弯头	1	$30D = 3$	
三通直流	2	$2 \times 20D = 4$	
出口(即容器入口)	1	$K_n \times D / (4F_n) = 2.99$	
Σ	5	10.79	

② 压力降的计算

$$\Delta P_{K1} = (4F_n/D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \Sigma L_e) / (20000 g_c)$$

$$= (4 \times 0.00418 / 0.1) \times 1216 \times 3.4^2 (19 + 10.79) / (20000 \times 9.81)$$

$$= 0.357 \text{ MPa}$$

$$\begin{aligned}
 dd &= \{U_{hsL}^2 \cdot \rho_a \cdot C_{ra} / [\cos \alpha \cdot 9.81 D (\rho_{2s} - \rho_a)]\}^{1.5} \\
 &= \{3.4^2 \times 1216 \times 3.01 / [\cos 0 \times 9.81 \times 0.1 (2920 - 1216)]\}^{1.5} \\
 &= 127.344 \\
 \Delta P_K &= [0.11 \Delta P_{K1} / (1 + 0.1 \cos \alpha)] (1 + 85 \phi / dd) \\
 &= [0.11 \times 0.357 / (1 + 0.1)] (1 + 85 \times 0.283 / 127.344) = 0.0424 \text{ MPa}
 \end{aligned}$$

(b) 垂直管道

① 当量长度(L_e)的计算

泵排出端垂直上升管道连接管件	件数	L_e m
90°短径弯头	1	30D=3
Σ	1	3

② 压力降的计算

$$\begin{aligned}
 \Delta P_K &= 0.11 [(4F_n/D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \Sigma L_e) / (20000 g_c)] \\
 &= 0.11 [4 \times 0.00418 / 0.1 \times 1216 \times 3.4^2 (30 + 3) / (20000 \times 9.81)] \\
 &= 0.0435 \text{ MPa} \\
 \Delta P_V &= 0.1 \rho_a \cdot U_{hsL}^2 / (20000 g_c) \\
 &= 0.1 \times 1216 \times 3.4^2 / (20000 \times 9.81) = 0.00716 \text{ MPa} \\
 \Delta P_s &= 0.1 \{Z_d \cdot \sin \alpha \{1.1 \phi [(\rho_{2s} - \rho_a) / \rho_a] + 1\} (\rho_a / 10000) + H_d \cdot \rho_{sL} / 10000\} \\
 &= 0.1 \{30 \sin 90 \{1.1 \times 0.283 [(2920 - 1216) / 1216 + 1]\} (1216 / 10000) \\
 &\quad + 3 \times 1698 / 10000\} \\
 &= 0.5749 \text{ MPa}
 \end{aligned}$$

计算结果汇总表

	ΔP_K MPa	ΔP_V MPa	ΔP_s MPa	$\Sigma \Delta P_{s,d}$ MPa
泵吸入端:				
水平管	0.0260			
下降管	0.01054	-0.00716	-0.1383	
Σ	0.0365	-0.00716	-0.1383	-0.1090
泵排出端:				
水平管	0.0424			
上升管	0.0435	0.00716	0.5749	
Σ	0.0859	0.00716	0.5749	0.6680

(3) 泵压差

$$\Delta P = P_{rd} - P_{rs} + \Sigma \Delta P_s + \Sigma \Delta P_d = 0.17 - 0.1 - 0.1090 + 0.6680 = 0.629 \text{MPa}$$

7.2.5 管道计算表

“浆液流”管道压力降计算表见表 7.2.5。编制步骤、用途及专业关系与“单相流”管道计算表相同。

管 道 计 算 表

(浆液流)

表 7.2.5

管道编号和类别			
自			
至			
浆液流量	m ³ /h		
浆液平均密度	kg/m ³		
温度	℃		
流变常数(η)	kg/(m·s ²⁻ⁿ)		
流变常数(1000η)	kg/(m·s ²⁻ⁿ)		
		泵吸入端	泵排出端
管道公称直径	mm		
表号或外径×壁厚			
流速	m/s		
浆液表观粘度	mPa·s		
雷诺数			
直管长度	m		
管件当量长度 m	弯头 90°		
	三通		
	大小头		
	闸阀		
	截止阀		
	旋塞		
	止逆阀		
	其它		

续表 7.2.5

总长度		m		
摩擦压力降(ΔP_K)		MPa		
速度压力降(ΔP_v)		MPa		
始端液面标高(距管接口)		m		
终端液面标高(距管接口)		m		
静压力降(ΔP_s)		MPa		
容器液面的压力		MPa		
总压力降		MPa		
版 次 或 修 改	版 次			
	日 期			
	编 制			
	校 核			
	审 核			

7.3 符号说明

- C_h ——阻滞系数；
- C_{he} ——非均匀相阻滞系数；
- C_{sl} ——浆液浓度；
- C_{ra} ——非均匀相尺寸系数；
- D ——管道内直径, m；
- d_1 ——非均匀相浆液中固体颗粒的下限, μm ；
- d_2 ——非均匀相浆液中固体颗粒的上限, μm ；
- d_{mh} ——均匀相浆液中最大粒径, μm ；
- d_{wa} ——非均匀相浆液中固体颗粒的平均粒径, μm ；
- dd ——计算 ΔP_K 的中间变量；
- F_d ——直径系数；
- F_n ——非牛顿型流体的摩擦系数；
- g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ；
- g_c ——因次常数, $9.81\text{kgm/kgf} \cdot \text{s}^2$ ；
- H_d ——泵排出端容器液面至管接口之距离, m；
- H_s ——泵吸入端容器液面至管接口之距离, m；
- $H_{s,d}$ ——泵吸入(排出)端容器液面至管接口之距离, m；
- K_n ——阀门、管件的局部阻力系数；
- L ——直管段长度, m；
- L_e ——阀门、管件的当量长度, m；
- n ——流变指数；
- P_{rd} ——泵排出端容器液面的压力, MPa；
- P_{rs} ——泵吸入端容器液面的压力, MPa；
- Re ——雷诺数；
- t ——温度, $^{\circ}\text{C}$ ；
- U ——浆液流的实际流速, m/s；
- U_s ——浆液流的允许流速, m/s；
- U_{hsl} ——非均匀相浆液流体实际流速, m/s；

U_{\min} ——浆液流体最低流速(试验确定),m/s;
 V_t ——沉降流速,m/s;
 W_l ——连续相(水)的质量流量,kg/h;
 W_s ——固体颗粒的质量流量,kg/h;
 W_{SL} ——浆液流的质量流量,kg/h;
 x ——浆液流体有关系数;
 X_{pi} ——浆液固体颗粒粒度的质量百分比;
 X_{p1} ——均匀相部分的浆液固体颗粒的质量百分比;
 X_{p2} ——非均匀相部分的浆液固体颗粒的质量百分比;
 X_{vhes} ——浆液中非均匀相部分固体颗粒的体积分率;
 X_{vs} ——浆液中均匀相部分固体颗粒的体积分率;
 Y ——浆液流有关系数;
 Z ——浆液流有关系数;
 Z_d ——泵排出端垂直管长度。有正负号,上升管为“+”,下降管为“-”,m;
 Z_s ——泵吸入端垂直管长度。有正负号,上升管为“+”,下降管为“-”,m;
 $Z_{s,d}$ ——泵吸入(排出)端垂直管长度。有正负号,上升管为“+”,下降管为“-”,m;
 α ——与水平线所呈之锐角,向上为正,向下为负。“+”:表示向上流动;“-”:表示向下流动;
 γ ——剪切速率, s^{-1} ;
 δ ——计算精度;
 ΔP ——泵压差,MPa;
 ΔP_K ——摩擦压力降,MPa;
 ΔP_{K1} ——计算浆液流摩擦压力降(ΔP_K)的中间变量,MPa;
 $(\Delta P_K)_s$ ——吸入端摩擦压力降,MPa;
 $(\Delta P_K)_d$ ——排出端摩擦压力降,MPa;
 ΔP_s ——静压力降,MPa;
 $(\Delta P_s)_s$ ——吸入端静压力降,MPa;
 $(\Delta P_s)_d$ ——排出端静压力降,MPa;
 ΔP_v ——速度压力降,MPa;
 $(\Delta P_v)_s$ ——吸入端速度压力降,有正负号,吸入端由大口容器进入管道,截面积缩小,

- 导致 (ΔP_v) 增加,则 ΔP_v 应取“—”,MPa;
- $(\Delta P_v)_d$ ——排出端速度压力降,MPa;
- ϵ ——管道内壁绝对粗糙度,m(对新钢管 $\epsilon=0.0000457$);
- η ——流变常数, $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s}^{2-n})$;
- μ_a ——浆液流体的表观粘度, $\text{mPa} \cdot \text{s}$;
- μ_{hsL} ——浆液均匀相流体的粘度, $\text{mPa} \cdot \text{s}$;
- μ_L ——连续相(水)的粘度, $\text{mPa} \cdot \text{s}$;
- ρ_a ——浆液流体的平均密度, kg/m^3 ;
- ρ_L ——连续相水的密度, kg/m^3 ;
- ρ_{pi} ——筛分的固体颗粒的密度, kg/m^3 ;
- ρ_s ——浆液中固体的平均密度, kg/m^3 ;
- ρ_{1s} ——浆液中均匀相部分固体颗粒的平均密度, kg/m^3 ;
- ρ_{2s} ——浆液中非均匀相部分固体颗粒的平均密度, kg/m^3 ;
- ρ_{hsL} ——浆液中均匀相部分的平均密度, kg/m^3 ;
- ρ_{SL} ——浆液的平均密度, kg/m^3 ;
- ΣL_c ——阀门、管件的当量长度之和,m;
- $\Sigma \Delta P_d$ ——泵排出端总压力降,MPa;
- $\Sigma \Delta P_s$ ——泵吸入端总压力降,MPa;
- ψ ——浆液中非均匀相固体的有效体积分率;
- 压力——本规定除注明外,均为绝对压力。