

1 流体的流动与输送

1.1 概 述

常温下物质可以固态、液态和气态 3 种聚集状态(在高温高压情况下,还有等离子态和超固态)存在。它们分别称为固体、液体和气体,其中液体和气体合称为流体。

近代物理研究表明,任何物质都是由大量分子构成的。在常温常压下,气体分子间的平均距离约为 $3.3 \times 10^{-9} \text{ m}$,分子近似做自由与无规则的运动,无固定的形状和体积,各向异性,易于流动和压缩。液体分子间的平均距离约为 10^{-10} m ,分子排列与非晶体相似,具有一定的体积,但无固定的形状,各向同性,易流动,难于压缩。

在分子层面上研究流体,其质量在空间的分布是不连续的,其运动在空间和时间上都是不连续的。对于流体的宏观运动,考虑大量分子的平均运动及其统计特性,研究时需要将物质抽象为一种模型——连续介质。在连续介质中,常把较微观粒子结构尺度大得多而较宏观特征尺度(如容器、管道的最小线性尺度)小得多的流体团称为质点。质点具有的物理量是许许多多微观结构性质的统计平均物理量,是均匀的。连续介质就是由这些连续分布着的质点组成。

化工生产中所处理的原料、半成品及产品大多数是流体。按照生产工艺要求,往往要把原料和半成品输送到各种设备中去进行化学反应或物理变化,制成的半成品或产品又常常要输送到下一工序或储罐内。各种传热和传质过程都是在流体流动的情形下进行的,强化设备的传热和传质过程往往要首先研究流体流动的条件及规律。因此,动力的消耗,过程进行的好坏及设备的投资都与流体的流动状态有关。

气态或液态下的物料称为流体。流体的特性之一是无固定形状,其形状随容器的形状而变化,在外力作用下,其内部发生相对运动。流体的另一特性是易流动性,即其抗剪和扩张能力很小。

气体和液体的主要区别是可压缩性和密度,气体可压缩,液体可看成不可压缩;随着压强或温度的变化,气体的密度随之变化,而液体的密度变化不明显。

从工程实际出发研究流体流动,主要是研究流体的宏观运动规律。因此,我们一般把流体视为无数微团(或质点)组成的、彼此无间隙的、完全充满所占空间的连续介质。

本章主要讨论流体流动过程的基本原理和流体在管内流动的规律以及利用这些原理和规律解决实际问题。本章还结合化工生产的具体特点,分别就液体输送机械和气体输送机械进行讨论,介绍各类流体输送机械的工作原理、基本结构、性能及操作,各类机械的选择、功率消耗的计算、在管路中位置的确定等。

1.2 流体静力学方程

1.2.1 流体的性质

流动中的流体所受的作用力分为体积力和表面力两种。所谓体积力是作用于流体的每个质点上的力,它与流体的质量成正比。表面力则是作用于流体质点表面的力,它的大小是与流体质点表面积成正比。垂直于表面的力称为压力,平行于表面的力称为剪力。

流体静力学是研究流体在静止状况下所受各种力之间的关系,这些力的大小与流体的密度等性质有关。

密度——单位体积流体所具有的质量称为流体的密度,通常用 ρ 来表示:

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (1-1)$$

式中: m ——流体的质量, kg;

V ——流体的体积, m^3 。

密度的法定计量单位为 kg/m^3 ,但在有关资料中查阅到的流体密度的数据往往用 g/cm^3 来表示,使用时要加以换算。

任何一种流体的密度都是随压强和温度的变化而变化的。对于液体,压强的变化对其密度的影响很小,可以忽略不计,故通常可视液体为不可压缩流体。但是,温度的变化对液体的密度则有一定的影响。因此,查阅和使用液体的密度,必须注意附注的温度条件。

气体是可压缩流体。它的密度随温度和压强的不同而出现较大的差别。一般在压强不太高,温度不太低的情况下,可以按理想气体处理,将手册中查得的某一指定条件下的密度数值换算成操作条件下的密度值,亦即:

$$\rho = \frac{pM}{RT} = \rho' \frac{T'p}{Tp'} \quad (1-2)$$

式中: p ——气体的绝对压强, kPa;

T ——气体的热力学温度, K;

M ——气体的摩尔质量, kg/kmol ;

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

上标“'”——手册中已知指定状态下的值。

化工生产中经常遇到各种混合物。在无直接的实测数据时,混合物的密度可以用一些近似公式进行估算。通常按理想溶液各组分混合前后体积不变,即混合物体积等于各组分单独时体积的加和的原则进行计算。

对于液体,混合物组成常用组分的质量分数表示,故液体混合物密度 ρ_m 的计算式为:

$$\frac{1}{\rho_m} = \sum_{i=1}^n \frac{x_{wi}}{\rho_i} \quad (1-3)$$

式中: ρ_i ——液体混合物中 i 组分的密度, kg/m^3 ;

x_{wi} ——液体混合物中 i 组分的质量分数。

对于气体,混合物组成常用体积分数(或摩尔分数)表示,故其密度 ρ_m 的计算式为:

$$\rho_m = \sum_{i=1}^n \rho_i x_{vi} \quad (1-4)$$

式中： x_{vi} ——气体混合物中 i 组分的体积分数。

如果气体混合物可以按照理想气体处理，同样可以使用式(1-2)计算密度，其中 M 值应该代之以混合气体的平均摩尔质量 M_m ：

$$M_m = \sum_{i=1}^n M_i y_i \quad (1-5)$$

式中： M_i ——混合气体中 i 组分的摩尔质量，kg/kmol；

y_i ——混合气体中 i 组分的摩尔分数。

单位质量的体积称为流体的比容：

$$v = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho} \quad (1-6)$$

式中： v ——比容， m^3/kg 。

式(1-6)指出，流体的比容是密度的倒数。

比重——物料的密度(或重度)与 277 K(4℃)时纯水的密度(或重度)之比：

$$d = \frac{\rho}{\rho_{\text{水}}} \quad (1-7)$$

式中： d ——比重。

SI 中并不采用比重这个物理量，但过去在物理、化学以及工程技术工作中却常用到它。纯水在 277 K 时比重为 1，而密度以 SI 表示时为 1000 kg/m^3 ，所以任一流体物料的密度在数值上等于它的比重的 1000 倍，即某流体的密度等于比重乘以 1000 kg/m^3 。

重度——单位体积的流体所具有的重量：

$$\gamma = \frac{G}{V} \quad (1-8)$$

式中： γ ——流体的重度， kgf/m^3 ；

G ——流体的重量， kgf ；

V ——流体的体积， m^3 。

重度曾是工程单位制中一个重要的物理量。由于 $G=mg$ ，因而重度和密度的关系实质上就是重力和质量的关系，即：

$$\gamma = \rho \times g \quad (1-9)$$

式中： g ——重力加速度， 9.807 m/s^2 。

重度和重量在法定计量单位中均已废除。

1.2.2 流体的压强

垂直作用于任意流体微元表面的力称作压力。很明显，作为表面力的压力的大小是和受力面积成正比的。通常，我们把流体单位面积上所受的力称作流体的静压强，或简称压强，但习惯上多称为压力，用 p 表示：

$$p = \frac{F}{A} \quad (1-10)$$

式中: p ——流体的静压强, Pa;

F ——垂直作用于流体表面的压力, N;

A ——作用面的表面积, m^2 。

压力的法定计量单位是 N/m^2 , 即 Pa, 称帕[斯卡]。工程上常使用兆帕($1 \text{ MPa} = 10^6 \text{ Pa}$)作为压力的计量单位。此外, 过去用的压强单位很多, 如物理大气压(atm)、工程大气压(kgf/cm^2)、毫米汞柱(mmHg)、米水柱(mH_2O)、巴(bar)等, 因此, 正确掌握它们之间的换算关系十分重要:

$$\begin{aligned} 1 \text{ atm} &= 1.033 \text{ kgf}/\text{cm}^2 = 760 \text{ mmHg} = 10.33 \text{ mH}_2\text{O} \\ &= 1.0133 \text{ bar} = 1.0133 \times 10^5 \text{ Pa} \\ 1 \text{ kgf}/\text{cm}^2 &= 0.9678 \text{ atm} = 735.6 \text{ mmHg} = 10 \text{ mH}_2\text{O} \\ &= 0.9807 \text{ bar} = 9.807 \times 10^4 \text{ Pa} \end{aligned}$$

化学工程中称流体体系的真实压强为绝对压强。工业中一般采用的测压仪表(压强表)的读数常常是被测流体的绝对压强与当地大气压强的差值, 称为表压强。

$$\text{表压强} = \text{绝对压强} - \text{大气压强}$$

当被测流体体系的压强小于外界大气压强时, 使用真空表进行测量。真空表的读数称为真空度, 它表示被测流体的绝对压强低于当地大气压强的数值:

$$\text{真空度} = \text{大气压强} - \text{绝对压强}$$

不难看出, 真空度实际上是流体表压强的负值。例如, 体系的真空度为 $5.0 \times 10^3 \text{ Pa}$, 则其表压强为 $-5.0 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。

绝对压强、表压强和真空度之间的关系可以从图 1.1 看出。

化工计算中, 一般均应采用绝对压强进行计算, 但在以后的讨论中可以看到, 有时采用表压强计算比较方便。为了避免混淆, 在讨论和计算中对各类表示方法均应加以标注。如 $2.5 \times 10^5 \text{ Pa}$ (表压强)、 $1.5 \times 10^5 \text{ Pa}$ (绝对压强)、 $4 \times 10^3 \text{ Pa}$ (真空度)等。

值得注意的是大气压和各地海拔高度有关, 相同地区的大气压又是和温度、湿度有关, 所以表压强或真空度相同, 其绝对压强未必相等, 必须通过当地、当时的大气压计算出绝对压强。

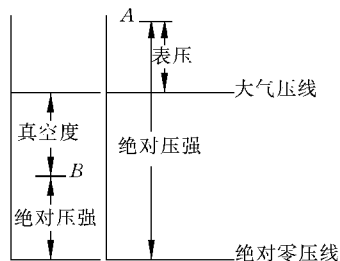


图 1.1 绝对压强、表压强与真空度的关系

1.2.3 流体静力学基本方程

现在来研究处于相对静止状态的流体在重力和压力作用下处于平衡的规律。如图 1.2 所示, 在一种单一连续的静止流体内部, 取一底面积为 A , 高度为 dz 的垂直流体柱微元, 此微元下底和上底的垂直坐标分别为 z 和 $z+dz$ 。作用于下底和上底的压强分别为 p 和 $p+dp$, 流体的密度为 ρ 。由于流体柱处于静止状态, 故在垂直方向上的作用力只有体积力和压力, 且处于平衡状态, 即

$$pA = (p + dp)A + \rho g A dz$$

移项整理可以得到：

$$\frac{dp}{\rho} + g dz = 0 \quad (1-11)$$

对于不可压缩流体, ρ 为常数。式(1-11)分离变量积分得到：

$$\frac{p}{\rho} + gz = \text{常数} \quad (1-12)$$

此即为静力学基本方程。式(1-11)清楚地表示了静止流体内部压强变化的规律。在静止流体中,任意两个点 1 和 2(如图 1.3 所示)存在下列关系：

$$\frac{p_1}{\rho} + gz_1 = \frac{p_2}{\rho} + gz_2 \quad (1-13)$$

或

$$p_2 = p_1 + \rho g(z_1 - z_2) = p_1 + \rho g h \quad (1-14)$$

或

$$\frac{p_2 - p_1}{\rho g} = h \quad (1-15)$$

式中 h 为流体柱的高度。

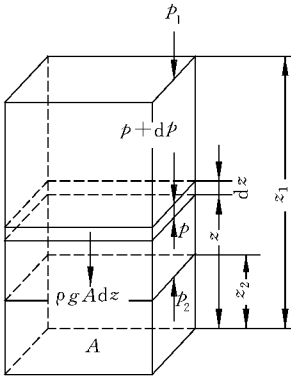


图 1.2 流体静力平衡

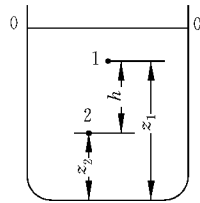


图 1.3 重力场中的静压强分布

如果 1 点是流体的界面 0 处,其上方压强为 p_0 ,则有：

$$p_2 = p_0 + \rho g h \quad (1-16)$$

通过上述推导,得到了静力学基本方程式的不同表示形式,现作如下讨论：

(1) 静力学基本方程式表明,静压强仅与垂直位置有关而与各点的水平位置无关。即在连续均一的流体内,在任一水平面上 $z_1 = z_2$, $p_1 = p_2$ 。在有气泡的 U 形管、油水 U 形管中,即使 $z_1 = z_2$,也未必得到 $p_1 = p_2$,这需要采用逐段传递压强的办法进行计算。

(2) 式(1-16)为帕斯卡定律表示式。在今后的计算中要格外注意液面上方压强 p_0 的存在。

式(1-16)是用重力场中恒密度静止液体推导得出的。液体的密度可视为常数,而气体的密度则随温度和压力的变化而变化,在解决化工工程问题时,需根据具体情况而定。若气体的密度的变化可以忽略不计,则式(1-16)也可以适用于气体。

(3) 式(1-12)表明,在连续均一的流体内,各点的机械能(位能+静压能)相等。

(4) 由式(1-15)可以看出,利用一定高度的液体柱可以表示压强差的大小,这是液柱压强计的原理。但是,在使用液柱高度来表示压强或压强差时,必须注明是何种液体。前述大气压的各种表示方法,如 mmHg, mH₂O 即是基于此原理。

例 1-1 在一个大储槽中(如图 1.4 所示)盛有密度为 917 kg/m³ 的油,槽高 3.66 m,顶端敞口和 1 atm(绝压)的大气相通。槽中充满深为 3.05 m 的油,槽底部盛有 0.61 m 深的水。计算距槽顶 3.05 m 深处和槽底处的压强为多少? 槽底处的表压是多少? 设体系温度为 20℃。

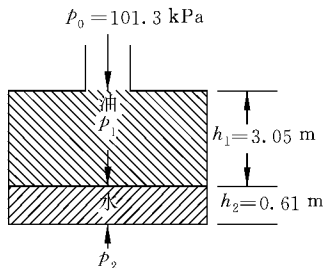


图 1.4 例 1-1 的储槽

解:

$$p_0 = 1 \text{ atm} = 1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$\begin{aligned} p_1 &= p_0 + h_1 \rho_{\text{油}} g \\ &= 1.0133 \times 10^5 + 3.05 \times 917 \times 9.807 \\ &= 1.287 \times 10^5 \text{ (Pa)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} p_2 &= p_1 + h_2 \rho_{\text{水}} g \\ &= 1.287 \times 10^5 + 0.61 \times 1000 \times 9.807 \\ &= 1.347 \times 10^5 \text{ (Pa)} \end{aligned}$$

槽底表压为:

$$\begin{aligned} p_{\text{表}} &= p_{\text{绝}} - p_0 \\ &= 1.3475 \times 10^5 - 1.0133 \times 10^5 \\ &= 0.334 \times 10^5 \text{ (Pa)} \end{aligned}$$

1.2.4 流体静力学方程的应用

(1) U 形管压差计

在化工生产中,压强是一个重要的控制条件。U 形管压差计可以用来测定压强或压强差。它的结构如图 1.5 所示。它是一根 U 形的玻璃管,管内装有与所测流体不互溶的指示液,其密度要大于所测流体的密度。将 U 形管两端与所测流体的 1,2 两点相连,如果所测流体两测点的压强 p_1 和 p_2 不相等(如图 1.5 中 $p_1 > p_2$),则在 U 形管两侧的指示液面便出现高度差 R 。根据 R 的数值,便可计算出流体两点间的压强差。

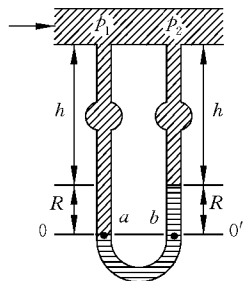


图 1.5 U 形管压差计

取 U 形管的左侧指示液面为基准面 0—0'。设指示液密度为 ρ_0 , 所测流体密度为 ρ , 则按静力学基本方程式, a, b 两点的压强分别为:

$$\begin{aligned} p_a &= p_1 + h\rho g + R\rho g \\ p_b &= p_2 + h\rho g + R\rho_0 g \end{aligned}$$

由于 a, b 两点处于同一水平面上, 故

$$p_a = p_b$$

即:

$$p_1 - p_2 = R(\rho_0 - \rho)g \quad (1-17a)$$

由上式可知, 因为 g 为常数, 压差 $(p_1 - p_2)$ 只与 R 及 $(\rho_0 - \rho)$ 有关。而且密度差 $(\rho_0 - \rho)$ 越小, 测量的灵敏度越高。当指示液选定后, R 的数值就反映压差 $(p_1 - p_2)$ 的大小, 所以, 可以根据式(1-17a)来计算压强差 $p_1 - p_2$ 。

当被测流体为气体时, 由于气体的密度相对于指示液的密度小得多, 式(1-17a)中 ρ 可忽略, 得到:

$$p_1 - p_2 = R\rho_0 g \quad (1-17b)$$

当 U 形管的一端与被测流体相连接, 另一端和大气相通, 则读数 R 所反映的是被测流体的绝对压强与大气压强之差, 即被测流体的表压强。

在实际测量中, 当 $(p_1 - p_2)$ 较小时, 为了放大压差计的读数, 可以将普通 U 形管压差计倾斜放置, 这种压差计称为倾斜 U 形管压差计(如图 1.6 所示)。从图 1.6 可知:

$$p_a - p_b = R_m(\rho_0 - \rho)g = R_1 \sin \alpha (\rho_0 - \rho)g \quad (1-18)$$

由于倾斜角 α 可以调得较小, R_1 就可以大于 R_m 以便于观察。

压强差很小的情况时, 还可以用微差压差计。微差压差计又称双液体 U 形管压差计。分析式(1-17a)可以看出, 读数 R 不仅与所测的压强差有关, 而且还和两种流体的密度差有关。两流体的密度差愈小, 读数 R 愈大, 这就是微差压差计的理论根据。

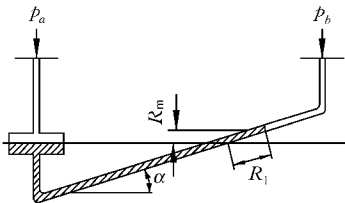


图 1.6 倾斜 U 形管压差计

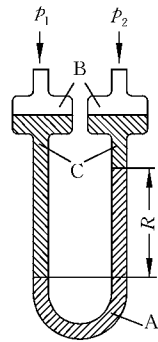


图 1.7 微差压差计

微差压差计(如图 1.7 所示)的主体仍是 U 形玻璃管, 其两侧管的顶端各增设两个扩大室。扩大室内径与 U 形管内径之比一般应大于 10。压差计内装入 A, C 两种密度稍有不同的指示液。由于扩大室的截面积远大于 U 形管的截面积, 所以, 即使 U 形管内指示液 A 的液面差很大, 两扩大室内的指示液 C 的液面变化也甚小, 基本可认为等高。根据静力学基本方程, 压强差可以表示为:

$$p_1 - p_2 = R(\rho_A - \rho_C)g \quad (1-19)$$

由式(1-19)可知, 只要所选用的两种指示液 A, C 的密度较为接近, 便可将读数 R 放大到等于普通 U 形管压差计指示读数的几倍甚至更大。

(2) 液封

液封在化工厂中应用得非常广泛。液封的目的通常有两个,一是为了控制设备内的气体压强不超过给定的值,或者说维持某一给定的压强 p ;二是防止气体的泄漏,如防止气柜的水煤气泄漏。

图 1.8 为洗涤塔的液封示意图。如已知塔底表压为 $p_{\text{表}}$,则按静力学基本方程可知,水封高度 z 应符合:

$$z = \frac{p_{\text{表}}}{\rho g} \quad (1-20)$$

在这一条件下,就能使设备内维持 $p_{\text{表}}$ 的压强,而气体不从设备内排出。若压强超过 $p_{\text{表}}$,气体则从液封装置排出。

为了保证安全,在实际安装时使管子插入液面下的深度 z 应比计算值略大些。

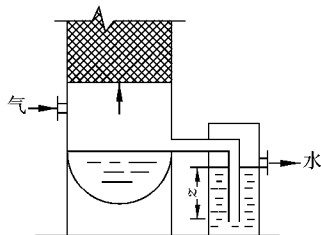


图 1.8 洗涤塔的液封示意图

1.3 流体流动的基本方程

在化工生产中,普遍会遇到流体在管道中流动。生产过程中的物料从一个设备被输送到另一个设备中去,烟囱的排烟等都是流体在管道中流动的情况。有流体的流动就产生阻力损失,为了达到输送目的就需要寻找合适的输送设备。本节主要讨论流体流动过程中流速、压强等参数的变化规律,研究流体流动过程中的能量损失以及为输送流体需对流体提供的能量。反映流体流动规律的主要方程式有连续性方程式和伯努利方程式。

1.3.1 流量与流速

1. 流量

单位时间内流过管道任一截面的流体量称为流量。有体积流量和质量流量之分。

(1) 体积流量

单位时间内流经管道任一截面的流体的体积,称为体积流量,其符号为 q_v ,单位为 m^3/s 。

$$q_v = \frac{V}{t}$$

(2) 质量流量

单位时间内流过管道任一截面的流体的质量,称为质量流量,常以符号 q_m 表示,其单位为 kg/s ,有时也用 kg/h 。

$$q_m = \frac{m}{t}$$

体积流量与质量流量之间的关系为:

$$q_m = \rho q_v \quad (1-21)$$

2. 流速

(1) 平均流速

单位时间内流体在流动方向上流过的距离,称为流速,常以符号 u 表示,其单位为 m/s 。

实验证明,流体在管道内流动时管道任一截面上径向各点的流速各不相同,在管壁处为零,愈接近管中心,速度愈大,在管中心处达到最大值。为了工程计算的方便,一般选用平均流速,即管截面上速度的平均值。平均速度的定义如下:

$$u = \frac{q_v}{A} \tag{1-22}$$

由式(1-21)和式(1-22)可以得到:

$$q_m = q_v \rho = uA\rho \tag{1-23}$$

(2) 质量流速

因为气体的体积流量随温度和压强的变化而变化,所以气体的流速亦将随之变化。工程计算中往往采用质量流速,即单位时间内流体流过管道单位截面积的质量,也称为质量通量,常以符号 G 表示,其表达式为:

$$G = \frac{q_m}{A} = \frac{q_v \rho}{A} = u\rho \tag{1-24}$$

可以看出,质量流速 G 的单位为 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

化工生产中,经常使用圆形管道,若以 d 表示管道内径,则式(1-22)化为:

$$u = \frac{q_v}{\frac{\pi}{4}d^2} \tag{1-25}$$

于是

$$d = \sqrt{\frac{4q_v}{\pi u}} \tag{1-26}$$

这样,对于一定的生产要求,即指定的流量,选择适宜的流速后就可以确定输送的管径。一般地说,液体的流速取 $0.5 \text{ m/s} \sim 3.0 \text{ m/s}$,气体则为 $10 \text{ m/s} \sim 30 \text{ m/s}$,表 1.1 列出了一些流体在一定操作条件下适宜流速的常用值。了解某些流体的一般流速范围,对工程计算与估算都很有好处。

表 1.1 某些流体在管道中常用的流速范围

流体种类及状况	常用流速范围/m/s
自来水($3 \times 10^5 \text{ Pa}$ 左右)	1~1.5
水及低粘度液体	1.5~3
高粘度液体	0.5~1.0
低压气体	8~15
易燃易爆的低压气体(如乙炔等)	<8
压力较高的气体	15~25
饱和水蒸气(0.8 MPa)	40~60
饱和水蒸气(0.3 MPa)	20~40
过热水蒸气	30~50

选取流速大小的一般原则是:①密度小的流体,流速宜取大;②粘度小的流体,流速宜取大;③易沉淀的输送过程,流速不宜取小;④大流量、长距离的输送,得综合考虑操作费用和投资费用之和为最低。

例 1-2 表压为 1962 kPa,温度为 20°C ,流量为 $7200 \text{ m}^3(\text{标准})/\text{h}$ 的空气,经 $\phi 114 \text{ mm} \times$

4.5 mm 的管道进入加热器。加热到 120℃ 后仍由 $\phi 114 \text{ mm} \times 4.5 \text{ mm}$ 的管道送出, 压力不变。试求空气在管道进、出口处的平均流速与质量流速。

解: (1) 平均流速 u

按理想气体考虑, 则气体在管道进口处的体积流量 $q_{v,1}$ 为

$$\begin{aligned} q_{v,1} &= q_{v,0} \times \frac{p_0}{p_1} \times \frac{T_1}{T_0} = 7200 \times \frac{101.3}{1962 + 101.3} \times \frac{273 + 20}{273} \\ &= 379.4 (\text{m}^3/\text{h}) \end{aligned}$$

管规格 $\phi 114 \text{ mm} \times 4.5 \text{ mm}$ 表示管外径为 114 mm, 管壁厚度为 4.5 mm, 所以管道内径 $d = 114 - 2 \times 4.5 = 105 (\text{mm})$ 。于是气体在管道进口处的平均流速 u_1 为:

$$u_1 = \frac{q_{v,1}}{3600 \times \frac{\pi}{4} d^2} = \frac{379.4}{3600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.105^2} = 12.17 (\text{m/s})$$

气体在管道出口处的体积流量 $q_{v,2}$ 为:

$$q_{v,2} = q_{v,1} \times \frac{T_2}{T_1} = 379.4 \times \frac{393}{293} = 508.9 (\text{m}^3/\text{h})$$

气体在管道出口处的平均流速为:

$$u_2 = \frac{q_{v,2}}{3600 \times \frac{\pi}{4} d^2} = \frac{508.9}{3600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.105^2} = 16.33 (\text{m/s})$$

(2) 质量流速 G

取空气的相对分子质量为 29 kg/kmol, 则其质量流量 q_m 为:

$$q_m = \frac{7200}{3600 \times 22.4} \times 29 = 2.5893 (\text{kg/s})$$

设管道进、出口处的截面积分别为 A_1, A_2 , 则由于

$$A_1 = A_2 = \frac{\pi}{4} d^2 = \frac{\pi}{4} \times 0.105^2 = 0.008659 (\text{m}^2)$$

所以, 空气在管道进、出口处的质量流速 G_1, G_2 相等:

$$G_1 = G_2 = G = \frac{q_m}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{2.5893}{0.008659} = 299 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

1.3.2 粘度

流体的重要特点在于它的流动性, 即其内部质点之间易发生相对的位移。但除了理想流体外, 流体流动时都要克服内部摩擦力做功。所谓内摩擦力就是一种平行于流体微元表面的表面力。我们通常把这种力称作剪力。单位面积上所受的剪力称作剪应力。确定流体流动时内摩擦力大小的这种物理性质称为粘性。衡量流体粘性大小的物理量称为粘度。

为了加深对粘度这个概念的理解, 对粘度进行如下的讨论。如图 1.9 所示, 一流体处于面积很大、距离

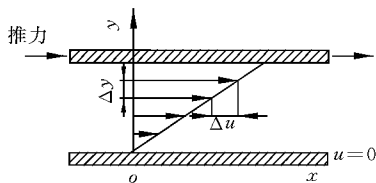


图 1.9 平行板液体速度变化图

很近的两平行平板之间,下板固定,对上板施加一平行于上板的外力 F ,使上板以速度 u 做匀速运动。十分明显,紧贴上板的那层流体将以和上板相同的速度被上板带着运动,而其下方紧挨着的一层流体则要稍慢一些。这样,沿 y 方向各层流体的运动速度要逐渐变慢,直至紧贴在下板上的那层流体的速度为零。这样,各流体层之间存在速度差,亦即存在相对运动。运动较快的流体层拖动运动较慢的流体层,运动较慢的流体层则曳制运动较快的流体层。这种运动着的流体内部相邻两流体层的相互作用力就是流体的内摩擦力或粘滞力。

实验证明,对于大多数流体,剪应力 τ 服从牛顿粘性定律:

$$\tau = \frac{F}{A} = \mu \cdot \frac{du}{dy} \tag{1-27}$$

式中: τ ——剪应力,Pa;

$\frac{du}{dy}$ ——法向速度梯度,1/s;

μ ——比例系数,称为粘性系数或动力粘度,简称粘度,Pa·s。

牛顿粘性定律指出,流体的剪应力与法向速度梯度成正比,和法向压力无关。

粘性系数或粘度是流体的一种物性。流体的粘度大,则相同剪应力之下只能造成较小的法向速度梯度。从式(1-27)可以看出,流体的粘度表示单位接触表面积上法向速度梯度为 1 时,由于流体粘性所引起的内摩擦力或剪力的大小。

由式(1-27)可以导出粘度 μ 的法定计量单位为 Pa·s。目前在手册中查得的粘度数据多为泊(P),即 $\text{dyn} \cdot \text{s}/\text{cm}^2$,为非法定单位,换算如下:

$$1 \text{ cp} = 10^{-2} \text{ P} = 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

cp 为厘泊。

流体的粘性是影响流体流动的重要物性,许多流体的粘度均由实验测定并汇集于有关手册或资料中(参看表 1.2 或附录 3~附录 6)。

表 1.2 某些流体的粘度

液体	$t/^{\circ}\text{C}$	$\mu/(\text{Pa} \cdot \text{s})$	气体	$t/^{\circ}\text{C}$	$\mu/(\text{Pa} \cdot \text{s})$
水	0	1.8×10^{-3}	氢	-1	8.3×10^{-6}
	100	0.3×10^{-3}		250	13×10^{-6}
汞	0	1.7×10^{-3}	二氧化碳	0	14×10^{-6}
	100	1.0×10^{-3}		302	27×10^{-6}
蓖麻油	17.5	2300×10^{-3}	空气	0	18×10^{-6}
	50	1225×10^{-3}		671	42×10^{-6}

此外,流体粘性的大小还可以用粘度 μ 和密度 ρ 的比值来表示,称作运动粘度,以符号 ν 表示:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \tag{1-28}$$

运动粘度的法定计量单位为 m^2/s ,非法定单位为 St,称为斯[托克斯],

$$1 \text{ St} = 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

气体的粘度比液体的粘度约小两个数量级,而且气体粘度随温度升高而升高,液体的粘度随温度升高而降低。

压强对于液体粘度的影响可忽略不计。对于气体,则只有在相当高或极低的压强条件下才考虑这一影响。

工程上常需要知道混合液体、混合气体的粘度,如果没有实验数据,可选用其相应的公式,由纯物质粘度估算。对分子不缔合的混合液,可用下式计算:

$$\lg \mu_m = \sum_{i=1}^n x_i \lg \mu_i \quad (1-29)$$

式中: μ_m ——混合液体粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

x_i ——混合液体中 i 组分的摩尔分数;

μ_i ——混合液体中 i 组分的粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

对于低压下的混合气体:

$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \mu_i M_i^{1/2}}{\sum_{i=1}^n y_i M_i^{1/2}} \quad (1-30)$$

式中: μ_m ——混合气体的粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

y_i ——混合气体中 i 组分的摩尔分数;

μ_i ——混合气体中 i 组分的粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

M_i ——混合气体中 i 组分的相对分子质量。

1.3.3 流体流动的类型及其判断

在流动体系中,按任意位置上流体的流速、压强、密度等物理量是否随时间变化,可以把流体的流动分为稳定流动和不稳定流动两类。

在一个流动系统中,如果流体的流速、压强、密度等只是位置的函数,不随时间而变化,这种流动称为稳定流动;否则,为不稳定流动。工业生产上多为连续操作,所以,我们着重讨论稳定流动的问题。

在 1.3.2 节讨论粘滞力时曾提出过流体分层流动。实际上,流体流动并不都是呈分层状态。1883 年著名的雷诺(Reynolds)实验揭示了流体流动的两种截然不同的流动型态。

图 1.10 是雷诺实验装置的示意图。在 1 个透明的水箱内,水面下部安装 1 根带有喇叭形进口的玻璃管,管的下游装有阀门以便调节管内水的流速。水箱的液面依靠控制进水管的进水和水箱上部的溢流管出水维持不变。喇叭形进口处中心有一针形小管,有色液体由针管流出,有色液体的密度与水的密度几乎相同。

雷诺实验结果表明,当玻璃管内水的流速较小时,管中心有色液体呈现一根平稳的细线流,沿玻璃管的轴线通过全管(如图 1.10(a)所示)。随着水的流速增大至某个值后,有色液体的细线开始抖动,弯曲,呈现波浪形(如图 1.10(b)所示)。速度再增大,细线断裂,冲散,最后使全管内水的颜色均匀一致(如图 1.10(c)所示)。

雷诺实验揭示了重要的流体流动机理:流体在管道中的流动状态可分为两种类型。当流体在管中流动时,若其质点始终沿着与管轴平行的方向作直线运动,质点之间互不混合,如图 1.10(a)所示。因此,充满整个管的流体就如同一层一层的同心圆筒在平行地流动,这

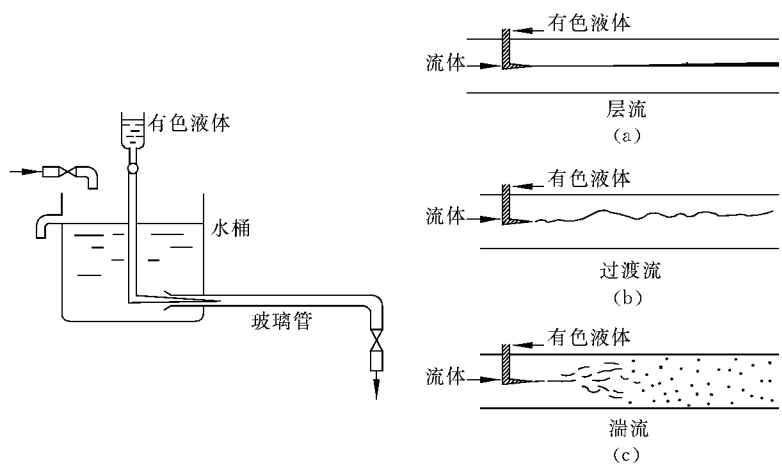


图 1.10 雷诺实验示意图

种流动状态称为滞流或层流。

当流体在管道中流动时,若有色液体和水迅速混合,如图 1.10(c)所示,则表明流体质点除了沿管道向前流动外,各质点的运动速度在大小和方向上都随时在发生变化,于是质点间彼此碰撞并互相混合,这种流动状态称为湍流或紊流。

雷诺进行的实验研究还表明,流体的流动状况不仅与流体的流速 u 有关,而且与流体的密度 ρ ,粘度 μ 以及流体流道的几何尺寸(如圆形管道的管径 d)有关。雷诺将这 4 个因素组成 1 个复合数群,以符号 Re 表示:

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

Re 称作雷诺数。不论采用哪种单位制,雷诺数的数值都一样,因为雷诺数是无量纲数群。

雷诺实验指出:

- (1) 当 $Re < 2000$ 时,流动总是层流型态,称为层流区。
- (2) 当 $2000 < Re < 4000$ 时,有时出现层流,有时出现湍流,与外界条件有关,称作过渡区。
- (3) 当 $Re > 4000$ 时,一般出现湍流型态,称作湍流区。

值得指出的是,流动虽分为层流区、过渡区和湍流区,但流动型态只有层流和湍流两种,过渡区的流体实际上处于一种不稳定状态,它是否出现湍流状态往往取决于外界干扰条件。例如在管道入口处,流道弯曲或直径改变,管壁粗糙,有外来震动等都可能导致湍动。

无论层流或湍流,在管道横截面上流体的质点流速是按一定规律分布的(如图 1.11 所

项目	物理图像	速度分布	平均流速
层流			$u = 0.5u_{max}$
湍流			$u = 0.8u_{max}$

图 1.11 速度分布与平均流速

示)。在管壁处,流速为零,在管子中心处流速最大。层流时流体在导管内的流速沿导管直径依抛物线规律分布,平均流速为管中心流速的 $1/2$ 。湍流时的速度分布图顶端稍宽,这是由于流体骚动、混合产生漩涡所致。湍流程度愈高,曲线顶端愈平坦。湍流时的平均流速约为管中心流速的 0.8 倍。

1.3.4 流动边界层

1. 流动边界层

前已指出,实际流体流过圆管时有图 1.11 的速度分布,即在垂直于流动方向上存在速度梯度。而且,当实际流体沿固体壁面流动时,只要流体能够润湿壁面,则紧贴固体壁面的一层极薄的流体,将附着在壁面上而不滑脱,所谓不滑脱,即是在壁面上流体的流速为零。还可推知,在与流体流动相垂直的方向上,流体的流速必然会由壁面处的零值迅速加大,而接近一定值。由此可知,壁面附近必然存在一层流体,其中的流体在流向垂直方向上的速度梯度较大,所以在这层流体中,绝对不能忽略粘滞力的作用,因为 $\tau = \mu \frac{du}{dy}$ 。这样的一层流体称为边界层。边界层的厚度不是固定不变的,而是与 Re 的大小密切相关, Re 愈大,边界层的厚度愈薄。

在边界层之外的区域中,流体在流向垂直方向上的速度梯度极小,可以认为是零。一般规定速度达到主体流速 99% 之处为两个区域的分界线。这样一来,在此边界层之外的区域中,就可完全忽略粘滞力的作用,而将在此区域中流动的流体视为理想流体。

这种将流体流过一个物体壁面的问题分成两部分来处理的方法,已被证明在流体动力学领域中具有十分重要的意义。

2. 边界层的形成与发展

为了说明边界层的形成,可举流体由平板壁面上流过的问题作为例子,如图 1.12 所示。流体最初以均匀一致的流速 u_0 流近平板壁面,当它流到平板的前沿时,毗邻板壁的流体停滞不动,流速为零,从而在垂直于流动的方向上建立起速度梯度。与此速度梯度相应的剪应力促使靠近壁面的一层流体的流速减慢,开始形成边界层。随着流体的向前移动,剪应力对其外的流体持续作用,促使更多的流体减慢,从而使边界层的厚度增加,靠近壁面的流体的流速分布即如图 1.12 所示,构成边界层。

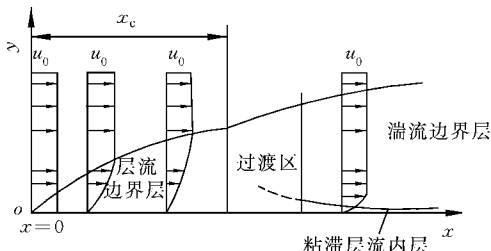


图 1.12 平板壁面上边界层的形成

边界层在壁面上逐渐加厚。在边界层厚度较小处,流体的流动是层流,此边界层称为层流边界层。在边界层的某临界厚度或临界距离 x_c 处,边界层中的流体流动即逐渐经过过渡区转变为湍流,此后的边界层称为湍流边界层。即使是在湍流边界层内,靠近壁面极薄的一层流体中,仍然维持层流,称为层流内层(或层流底层)。在层流内层与湍流边界层之间,流体的流动既非层流,又非完全的湍流,这一层称为缓冲层或过渡层。

临界距离 x_c 的长短,与平板壁前沿的形状,壁面的粗糙度,流体的性质和流速的大小有关。例如,壁面愈粗糙,前沿愈钝,则 x_c 愈短。对于给定的平板,无论对何种流体,边界层的层流转变为湍流的地点取决于临界雷诺数的值:

$$Re = x_c u_0 \rho / \mu \quad (1-31)$$

对于光滑的平板壁面而言,边界层由层流转变为湍流的临界雷诺数的范围为: $2 \times 10^5 < Re < 3 \times 10^6$ 。

如流体匀速流过导管,则边界层在管壁形成之后,最后可充满全管,如图 1.13 所示。也就是说,在充分发展了的层流或湍流中,管的全部流体都处于边界层之中。从边界层刚刚充满管道这一地点往下,流体边界层的流型即不再与 x 有关,于是以距管进口的距离 x 为准的 Re 数即不再有意义。此时,流体流动的特性可用另外一个雷诺数 Re 来表示:

$$Re = du_b \rho / \mu$$

式中: d ——管径, m;

u_b ——主体流速或平均流速, m/s。

上式仅适用于表达圆管内充分发展了的层流或湍流时流体的流型,此时也和流体流过平板壁面上的情况一样,即使是湍流边界层(这是大多数的情况),在靠近壁面极薄的一层流体中,仍维持一层层流内层。

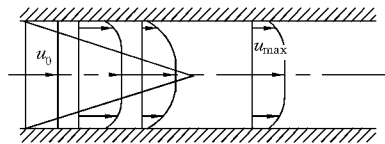
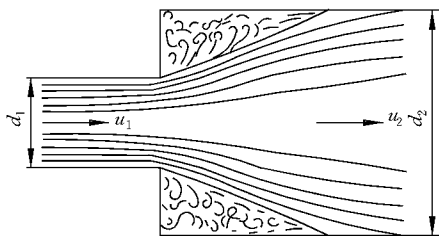


图 1.13 管进口附近的边界层

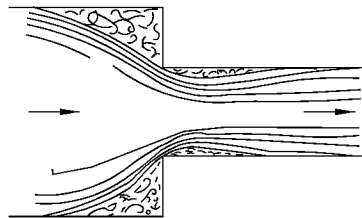
3. 边界层分离

在某些情况下,边界层内的流体会发生倒流,并引起边界层和固体壁面的分离现象,同时产生漩涡,其结果是造成流体的能量损失,这种现象称为边界层的分离。它是粘性流体流动时,产生能量损失的重要原因,也是边界层的一个重要特点。

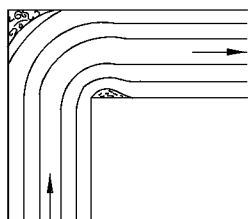
图 1.14 是流体的流动在突然扩大管、突然缩小管、直角弯管、流过球体等几种常见情况



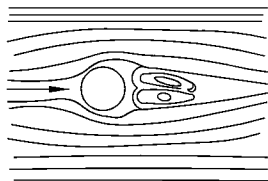
(a) 突然扩大管



(b) 突然缩小管



(c) 直角弯管



(d) 流过球体

图 1.14 边界层分离的几种示例

下的边界层分离现象。虽然边界层的分离损失了能量,但在某些情况下,如为了加速热量传递和物质的混合,却希望造成这种现象以加大流体的湍动程度。

1.3.5 流体稳定流动时的连续性方程

对于一个稳定流动系统,系统内任意位置上均无物料积累,所以物料衡算关系可以写为:

流入体系的质量流量=流出体系的质量流量

如图 1.15 所示的稳定流动的管路系统中,流体从截面 1—1' 流入的质量 $q_{m,1}$ 应等于从截面 2—2' 流出的质量流量 $q_{m,2}$, 即

$$q_{m,1} = q_{m,2}$$

$$\text{或} \quad u_1 A_1 \rho_1 = u_2 A_2 \rho_2 \quad (1-32)$$

如果把这一关系推广到管路系统中的任意截面,则有:

$$q_m = u_1 A_1 \rho_1 = u_2 A_2 \rho_2 = \cdots = u A \rho = \text{常数} \quad (1-33a)$$

即单位时间内通过管道每一截面的流体的质量均相等。

若流体为不可压缩, ρ 为常数, 式(1-33a)化为:

$$q_v = u_1 A_1 = u_2 A_2 = \cdots = u A = \text{常数} \quad (1-33b)$$

式(1-33a)、式(1-33b)称为一维稳定流动的连续性方程,也就是流体连续流动时的物料衡算式。

对于圆形管道,不可压缩流体稳定流动的连续性方程式可以写为:

$$u_1 \frac{\pi}{4} d_1^2 = u_2 \frac{\pi}{4} d_2^2$$

即

$$\frac{u_2}{u_1} = \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^2 \quad (1-34)$$

式(1-34)说明在体积流量一定时,管内流体的流速与管道直径平方成反比。这个关系式十分有用,在分析流动问题时经常用到它。

1.3.6 流体流动过程的能量守恒和转化(伯努利方程式)

1. 总能量衡算式

流体得以流动的必要条件是系统两端有压强差,如利用压缩空气,部分静压能变成动能;利用高位槽,位能变成动能等。我们已讨论过在重力、压力等作用下的平衡规律,得出流体静力学方程式(1-12):

$$gz + \frac{p}{\rho} = \text{常数}$$

现在讨论流体流动时的能量转换规律和阻力以及应用这些规律解决实际问题。

试考虑图 1.16 所示的稳定流动体系,设流体由截面 1—1' 流入,经不同管径的管道与设

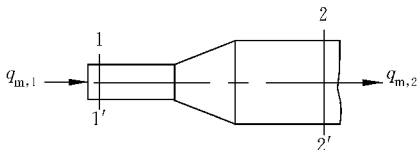


图 1.15 连续性方程式的推导

备由截面 2—2' 流出, 管路中串联着对流体做功的泵及与流体发生热交换的换热器。现以截面 1—1' 和截面 2—2' 之间的管路及设备为划定体系。假设在稳定流动条件下, 单位时间有质量为 $m(\text{kg})$ 的流体从截面 1—1' 进入划定体系, 必然有质量为 $m(\text{kg})$ 的流体从截面 2—2' 流出。由于流体本身具有一定的能量, 所以在此过程中同时携带能量输入划定体系或从划定体系输出。流体进出划定体系时输入或输出的能量包括以下几项:

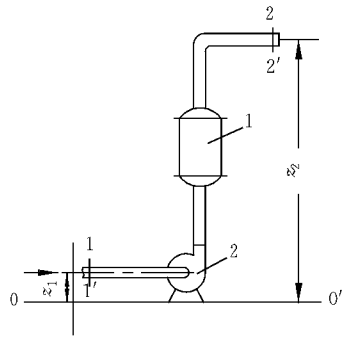


图 1.16 伯努利方程的推导

1—换热器; 2—泵

(1) 内能
物质内部能量的总和称内能。它决定于流体本身的状态, 是状态函数。由物质的分子运动、分子之间的相互吸引或排斥作用、分子内部的振动决定。对不可压缩流体, 主要是分子动能; 对可压缩流体, 除分子动能外, 尚有分子位能。截面 1—1' 和 2—2' 处的流体内能分别表示成 mU_1 和 mU_2 , 单位为 J。

(2) 位能
流体因处于重力场内而具有的能量。流体所处的高度不同, 具有的位能就不同。位能为相对值, 与所选基准面有关, 其数值可正, 可负, 可为零, 以方便计算为原则。截面 1—1' 和截面 2—2' 处的位能分别为 mgz_1 和 mgz_2 , 单位为 J。

(3) 动能
流体因流动所具有的能量。截面 1—1' 和截面 2—2' 处的动能分别为 $\frac{1}{2}mu_1^2$ 和 $\frac{1}{2}mu_2^2$, 单位为 J。

(4) 静压能(压强能)
和静止流体相同, 流动着的流体内部任何位置上也都有一定的静压能。流体进入划定体系需要对抗压力做功, 这部分功便成为流体的静压能, 输入划定体系。

若质量为 $m(\text{kg})$ 的流体, 其体积为 V , 某截面处的静压强为 p , 截面积为 A , 则将质量为 $m(\text{kg})$ 的流体压入划定体系的功为:

$$(pA) \frac{V}{A} = pV$$

这种功是在流体流动时才出现的, 故称为流动功。流体压入划定体系后, 流动功便作为流体的静压能输入划定体系。同样, 流体流出划定体系时, 流体的静压能从划定体系输出。所以, 截面 1—1' 和截面 2—2' 处的静压能分别为 p_1V_2 和 p_2V_2 , 单位为 J。

(5) 热
流体通过换热器吸热或放热, 若单位质量流体在划定体系进出时所交换的热为 Q_e (吸热时为正值, 放热时为负值), 则质量为 m 的流体吸热为 mQ_e , 单位为 J。

(6) 功
管路中划定体系内的泵等流体输送机械向流体做功, 把外界的能量输入划定体系, 或流体通过水力机械向外界做功, 输出能量。若单位质量流体在通过划定体系的过程中接受的功为 W_e (流体接受外功时为正值, 流体对外做功时为负值), 则质量为 m 的流体所接受的外

功为 mW_e , 单位为 J。

根据能量守恒定律, 对于划定体系, 连续稳定流动系统的能量衡算应为输入划定体系的总能量等于输出划定体系的总能量。于是进出图 1.16 所示体系的总能量衡算为:

$$\begin{aligned} & mgz_1 + \frac{1}{2}mu_1^2 + mU_1 + p_1V_1 + mQ_e + mW_e \\ & = mgz_2 + \frac{1}{2}mu_2^2 + mU_2 + p_2V_2 \end{aligned} \quad (1-35)$$

将式(1-35)各项除以 m , 并将比容 $v=V/m$ 代入, 则得:

$$g\Delta z + \frac{\Delta(u^2)}{2} + \Delta U + \Delta(pv) = Q_e + W_e \quad (1-36)$$

式(1-36)就是单位质量流体稳定流动过程的总能量衡算式, 即流动系统的热力学第一定律的表达式。

2. 伯努利(Bernoulli)方程式

由于热和内能不能直接转变为机械能而用于流体输送, 因此考虑流体输送所需能量及输送过程中能量的转变和消耗时, 要将热和内能做适当处理而从式(1-36)中消去, 从而得到适用于计算流体输送系统的机械能衡算关系式。

根据热力学第一定律:

$$\Delta U = Q'_e - \int_{v_1}^{v_2} p dv \quad (1-37)$$

式中: Q'_e ——1 kg 流体在截面 1—1' 与截面 2—2' 之间所获得的热量, J/kg;

$\int_{v_1}^{v_2} p dv$ ——1 kg 流体从截面 1—1' 流到截面 2—2' 的过程中, 因被加热而引起的体积膨胀所做的功, J/kg。

Q'_e 由两部分组成: 一部分是流体通过环境直接获得的热, 如图 1.16 中通过热交换器获得的热量 Q_e ; 另一部分则是流体在管内由截面 1—1' 流至截面 2—2' 时克服流动阻力做功, 因而消耗机械能转化为热。若按流体等温流动考虑, 这部分热可以视为散失到流动体系之外。这部分能量通常称为流动阻力引起的能量损失, 简称阻力损失。设 1 kg 流体在划定体系内流动, 因克服流动阻力而损失的能量为 $\sum h_f$, 其单位为 J/kg, 那么,

$$Q'_e = Q_e + \sum h_f \quad (1-38)$$

将式(1-37), 式(1-38)代入式(1-36)得:

$$g\Delta z + \frac{\Delta(u^2)}{2} + \Delta(pv) - \int_{v_1}^{v_2} p dv = W_e - \sum h_f \quad (1-39)$$

由于

$$\Delta(pv) = \int_{v_1}^{v_2} p dv + \int_{p_1}^{p_2} v dp$$

整理式(1-39)得:

$$g\Delta z + \frac{\Delta(u^2)}{2} + \int_{p_1}^{p_2} v dp = W_e - \sum h_f \quad (1-40)$$

式(1-40)就是流体稳定流动过程的机械能衡算关系式。这一关系对不可压缩流体和可压缩流体均适用。对可压缩流体, $\int_{p_1}^{p_2} v dp$ 应根据过程的不同(等温过程、绝热过程或多变过

程)得出 v 和 p 的关系进行计算。多变过程为热力学和物理化学中的术语。理想的完全绝热和理想的等温过程都是不可能的,所以实际上一切过程都不是严格地绝热或严格地等温,而是介于二者之间,这种过程称为多变过程。

对于不可压缩流体,比体积(比容) v 或密度 ρ 为常数,式(1-40)中的积分项可进一步简化,从而得到:

$$g\Delta z + \frac{\Delta(u^2)}{2} + \frac{\Delta p}{\rho} = W_e - \sum h_f \quad (1-41)$$

$$\text{或} \quad gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + W_e = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \sum h_f \quad (1-41a)$$

若流体为理想流体,流动时不产生流动阻力,流体流动的能量损失 $\sum h_f = 0$,在没有外功加入的情况下,式(1-41a)可以简化为:

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} \quad (1-42)$$

式(1-42)称为伯努利方程式,式(1-41),式(1-41a)是伯努利方程的引申,也可称作扩展了的伯努利方程。

伯努利方程式(1-42)只适用于不可压缩的理想流体作稳定流动而无外功输入的情况。它表明,单位质量流体在任一截面上所具有的位能、动能和静压能之和是一个常数,这一总和称作总机械能以 E 表示,单位为 J/kg。在任意截面上 1 kg 理想流体的总机械能相同,而各种形式的机械能不一定相等,可以互相转换。

在扩展的伯努利方程式(1-41)中,由于存在流动过程中的能量损失,如果无外功加入,系统的总机械能沿流动方向将逐渐减小。

当体系无外功输入,且处于静止状态,伯努利方程变为:

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho}$$

上式即是流体静力学方程。

伯努利方程式是基于流动体系的机械能衡算关系式导出的,若衡算采用不同基准,则可以得到伯努利方程的几种不同形式。

式(1-41a)是以单位质量流体为衡算基准得到的关系式,式中各项的单位为 J/kg。

若以单位体积流体为衡算基准,则得:

$$\rho gz_1 + \frac{\rho u_1^2}{2} + p_1 + W_e \rho = \rho gz_2 + \frac{\rho u_2^2}{2} + p_2 + \rho \sum h_f \quad (1-41b)$$

式中各项的单位为 Pa。

若以废除的单位“重量”流体为衡算基准,这在工程单位制中经常使用,于是得到:

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + H_e = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + \sum H_f \quad (1-41c)$$

式中: $H_e = W_e/g$, $\sum H_f = \sum h_f/g$, 各项单位为 m。 z , $\frac{u^2}{2g}$, $\frac{p}{\rho g}$ 分别称为位压头,动压头,静压头, H_e 称为扬程, $\sum H_f$ 称为压头损失。

外部功 W_e 和能量 $\sum h_f$ 是流体流动过程中所获得的或消耗的能量。 W_e 是输送设备对单

位质量流体所做的有效功,输送设备对流体所做的有效功率用 P_e 表示:

$$P_e = W_e q_m = W_e q_v \rho = H_e q_v \rho g$$

3. 伯努利方程的应用及其注意事项

应用伯努利方程的注意事项:

(1) 选取截面时首先确定上游截面和下游截面,明确所讨论的流动系统的范围。两截面要垂直于流动的方向。流体在两截面间必须是连续的,否则,要分开列伯努利方程。截面上未知量应该最少。

(2) 原则上基准面可以任意选取,但以计算简便为原则,一般多取最低面,并定其标高为零。若截面不与基准面平行,则 z 值可取截面中心到基准面的垂直距离。

(3) 若取截面之一为容器的截面,另一为管子的截面,当容器截面很大时(如储槽),容器内的流速相对于管内流速一般很小, $u_{\text{容}}$ 接近于零,伯努利方程式中 $u_{\text{容}}^2$ 项可忽略。

(4) 方程式中各项物理量单位必须一致。

(5) 在如图 1.17 所示的分支管路中,由于流体沿截面 1—1', 截面 3—3' 流过时,有一部分流体从支管截面 2—2' 流走。因此,应用伯努利方程式时,就不能只在截面 1—1' 和截面 2—2' 或截面 1—1' 和截面 3—3' 间选取计算截面。

(6) 选取截面时,截面处不允许有急变流动,但所选取的两截面之间允许有急变流流动,如图 1.18 所示,可以选取截面 1—1' 和截面 3—3'。

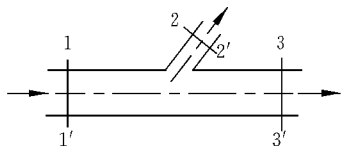


图 1.17 有分支管路系统

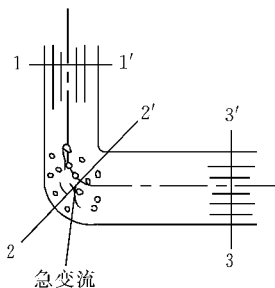


图 1.18 有急变流系统

伯努利方程式的应用举例。

例 1-3 某化工厂用泵将地面上储液槽中的碱液输送至吸收塔顶,经喷嘴喷出。泵的进口管为 $\phi 108 \text{ mm} \times 4.5 \text{ mm}$ 的钢管,碱液在泵的进口管中的流速为 1.5 m/s 。出口管为 $\phi 76 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的钢管。储液槽中碱液深度为 1.5 m 。槽底到塔顶喷嘴的垂直距离为 20 m 。碱液流经所有管路的总摩擦阻力为 29.43 J/kg ,喷嘴处的压强为 $3.04 \times 10^4 \text{ Pa}$ (表压),碱液的密度为 1100 kg/m^3 。试求单位质量流体从输送机械所获得的有效功和泵所做有效功率。

解: 如图 1.19 所示,取储液槽液面为截面 1—1,取喷嘴处为截面 2—2,在截面 1—1 和截面 2—2 间列伯努利方程:

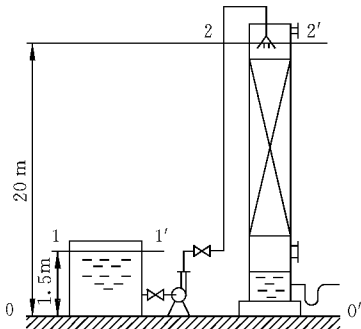


图 1.19 例 1-3 图示