

第 1 章 流体流动

●教学基本要求●

在研究流体流动规律中，不是研究流体单个分子的微观运动，而是将流体视为由无数个分子团（或称质点）组成的连续介质，从而可避开复杂的分子运动，研究流体的宏观机械运动，并可利用连续函数的数学工具。

学习本章的基本要求为

了解流体平衡和运动的基本规律，要求熟练掌握静力学方程式、连续性方程式、机械能衡算方程式的内容和应用。在此基础上解决管路计算、输送设备功率计算等问题。

(1)掌握流体的主要物性（如密度、粘度等）数据的求取及不同单位间的换算；

(2)了解流体流动中的连续性、稳定性，掌握流体的两种流动类型的判断方法；

(3)掌握流体静力学方程式、连续性方程式、机械能衡算方程式的内容及其应用；

(4)掌握流体在管路中流动时流动阻力的计算（包括直管阻力和局部阻力），流体适宜流速的选择及管路直径的确定；

(5)了解管路的构成，管件及阀门的作用，学会简单管路和复杂管路的相关计算；

(6)掌握管路中流体的压力、流速和流量的测定原理及方法，毕托管、孔板流量计和转子流量计的测量原理，简单结构和特点；

(7)了解因次分析方法的相关概念。

●重点内容概要●

本章主要讨论有关流体流动过程的基本原理及流体在管内的流动规律。

流体流动的计算即是物料衡算和能量衡算的综合运用，其中又以能量衡算为主，物料衡算为辅。整章计算部分的内容见图 1-1。

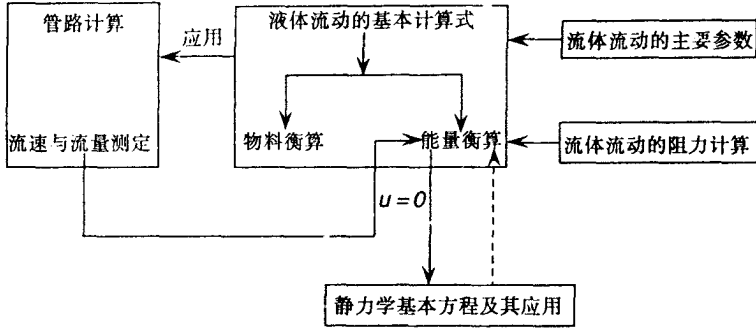


图 1-1 流体流动内容便览

一、流体静力学

流体静力学主要研究流体在静止状态下所受的各种力之间的关系。

1. 流体的密度

单位体积内流体的质量称为流体的密度，影响密度的因素有：温度和压力。

液体的密度 液体通常视为不可压缩性流体，故液体密度一般认为只随温度而变化(极高压力下除外)可由相关的物性手册中查得。

气体的密度 气体是可压缩性流体，故密度与压力、温度有关。当压力不太高、温度不太低时，可按理想气体处理。

液体混合物密度的计算有相应的计算公式。

2. 流体的作用力

作用在流体微元上的力有表面力和质量力两种。表面力是指与该流体微元接触的外界 器壁 或所指定的流体微元周围的其他流体 施加于该流体微元上的力 表面力与作用表面积成正比 质量力是指不与流体接触 而施加于整个流体上的力 质量力与质量成正比。

3. 流体的压强

作用于流体单位面积上的法向表面力称为压强，习惯上称压力。而整

个面积上所受到的作用力称为总压力。

(1)压力的单位

按压力的定义表示： N/m^2 或 Pa , kgf/cm^2 等。

以流体柱高度表示，如米水柱 (mH_2O) 毫米汞柱 (mmHg) 等。

(注意 必须注明流体种类)

以大气压为计量单位，如物理大气压 (atm)

要掌握以上各种表示方法之间的换算关系。

(2)压力的基准

绝对压强：以绝对真空为基准测得的压强。

表压：以当时当地大气压为基准测得的压强，如表压值为负值称为真空度。

(3)压力的特性

第一，流体压力处处与它的作用面垂直，且总指向流体的作用面；

第二，流体中任一点压力的大小与所选定的作用面在空间的方位无关。

4. 流体静力学基本方程式

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} \quad \text{或} \quad gz + \frac{p}{\rho} = \text{常数}$$

或

$$p = p_0 + \rho g h$$

流体静力学基本方程式，适用于重力场中静止的连续的不可压缩流体。

由上式可知，各项 gz 项和 p/ρ 项 单位均为 J/kg 。其中 gz 项是单位质量流体所具有的位能 而 p/ρ 是单位质量流体所具有的静压能。可见 连续静止流体中 流体内各点位能或静压能可能不相等 但二者可以互相转换 其总和保持不变。这就是静力学基本方程的物理意义。

应用静力学方程时要注意选取等压面。等压面是流体中压力相等的水平面 等压面必须同时满足静止的、连续的同一种流体、处于同一水平面这三个条件 缺一不可。

静力学基本方程也可用于压力变化幅度不大的气体。

5. 压力测量

(1)U形压差计

U形压差计用于测量管路或设备中两点间的压力差，U形压差计中指示液必须与被测流体不互溶 其密度 ρ_0 必须大于被测流体密度 ρ 图 1-2 中两

测点 1、2 之间的压差为

$$\Delta p = p_1 - p_2 = gR(\rho_0 - \rho)$$

如点 2 处所连的为大气，则测出的是 1 点的表压值。

(2) 微差压差计 (双液体 U 管压差计)

若两截面的压差很小，则为了提高读数精度，除了可选用 ρ_0 尽可能与 ρ 相近的流体作指示液的 U 形压差计外，还可用微差压差计，如图 1-3 所示。

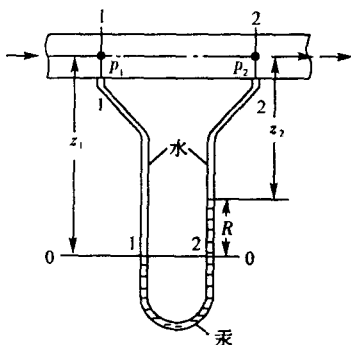


图 1-2 U 形管压差计

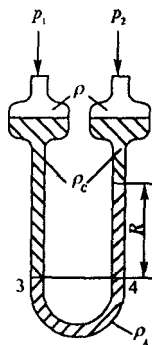


图 1-3 微差压差计

当压差计两端与压力分别为 p_1 和 p_2 的两个取压口相连接而测取压差时，U 形管两端上方扩大室的截面比 U 形管截面大得多 (100 倍以上)，U 形管中指示液读数变化对两扩大室中液面影响不大，则有

$$p_1 - p_2 = (\rho_A - \rho_c)gR$$

由于两种指示液的密度 ρ_A 和 ρ_c 非常接近，可使读数 R 放大几倍或更大。

(3) 倒 U 形压差计

如果指示液密度 ρ_0 小于被测流体密度 ρ ，则应使用倒 U 形压差计，如图 1-4 所示。所测两截面内的压差为

$$\Delta p = p_1 - p_2 = (\rho - \rho_0)gR$$

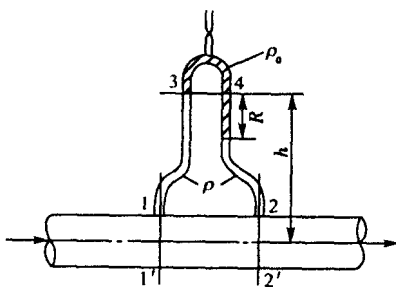


图 1-4 倒 U 形压差计

二、流体动力学

流体动力学研究流体在流动时的规律性及能量转化规律。

1. 流量与流速

体积流量 $V(\text{m}^3/\text{s})$ 质量流量 $W(\text{kg}/\text{s})$ 与平均流速 $u(\text{m}/\text{s})$ 、质量流速 $G(\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}))$ 之间的关系为

$$V = uA, W = V\rho = uA\rho, G = \frac{W}{A} = \frac{V\rho}{A} = u\rho$$

由于气体的体积随温度 T 和压强 p 而变 故气体流速 u 也随 T 、 p 变化 因此 气体在管内流动时 有时采用不随气体状态 (T 、 p) 变化的质量流速 G 计算较为方便。

2. 稳态流动与非稳态流动

在流动系统中 流体的流速、密度、压力等物理量仅是位置的函数 不随时间改变 则称此系统为稳态流动系统 化工生产多属连续稳态流动。反之，若以上参数不仅随位置变化、而且随时间而变 则称该流动为非稳态流动。

3. 稳态流动时的连续性方程

$$u_1 A_1 \rho_1 = u_2 A_2 \rho_2 = \cdots = uA\rho = W = \text{常数}$$

对不可压缩流体 ρ 为常数 有

$$u_1 A_1 = u_2 A_2 = \cdots = uA = V = \text{常数}$$

4. 柏努利方程

用于不可压缩理想流体 假想的无粘性 故流动时无阻力的流体 的柏努利方程为

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} \quad (\text{J}/\text{kg})$$

由上式可见：

(1) 不可压缩的理想流体在与外界无能量交换的稳态流动系统中，机械能守恒 且可以相互转换。

(2) 柏努利方程式中的各项皆为机械能，但用不同单位表示机械能时，其形式也不同。

5. 实际流体流动的机械能衡算式

实际流体在流动时存在流动阻力。为了克服流动阻力 系统必须消耗掉一部分机械能。消耗的机械能可分别表示为阻力 $\sum R(\text{J/kg})$ 、压头损失 $\sum h_f(\text{m})$ 、压力降 $\Delta p_f(\text{Pa})$ 等形式。导出的机械能衡算式相应也有多种形式：

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + We = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum R \quad (\text{J/kg})$$

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + He = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \sum h_f \quad (\text{m})$$

$$\rho g z_1 + p_1 + \frac{\rho u_1^2}{2} + \rho We = \rho g z_2 + p_2 + \frac{\rho u_2^2}{2} + \rho \sum R \quad (\text{N/m}^2)$$

式中： We 、 He 、 ρWe 分别是流体输送机械对 1kg 质量流体、每牛顿流体、每 m^3 流体所做的功。

对于可压缩性流体的流动系统，当 $\frac{p_1 - p_2}{p_1} < 0.2$ 时 仍可用机械能衡算式进行计算 式中的 ρ 用平均值 ρ_m 代替。

6. 机械能衡算式的应用

实际流体的机械能衡算式（有时与连续性方程联用）可用于计算输送设备的有效功率、管道中流体的流量、管道中流体的压力及设备间的相对位置等。

公式应用条件 第一 稳定、连续不可压缩的流动系统 第二 在选定的两截面间 系统与周围无质量交换 满足连续性方程。

在应用机械能衡算式时应注意以下几点：

(1) 选定的两截面要垂直于流体流动方向。

(2) 截面应选数据多、计算方便处，即待求的未知量应在截面上或在两截面之间 且截面上的有关数据 p 、 u 、 z 等，除待求量外 都应是已知数或通过计算可求出的数据。

(3) 截面上的物理量均取该截面上的平均值。

(4) 位头基准面必须是水平面 基准面的位置 指高度 对计算结果无影响。

(5) 两截面压力的基准必须一致，即同为绝压或表压值。

三、流体流动阻力

1. 流体的粘性与牛顿粘性定律

牛顿粘性定律表明流体在流动过程中产生的剪应力 τ 与法向速度梯度之间的关系 其表达式为

$$\tau = \mu \frac{du}{dy}$$

式中 比例系数 μ 称为粘度 其单位为 $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

粘度是度量流体粘性大小的物理量，可由实验测定，其影响因素有温度和压力。一般来说，流体的粘度随温度升高而减小，压力对它的影响可忽略；气体的粘度随温度升高而增大，压力升高时粘度略有增加，一般工程计算中可不考虑压力的影响。

在一些工程应用中 可以用到运动粘度 ν 的概念 即粘度 μ 与密度 ρ 之比 其单位为 m^2/s 。

牛顿型流体：剪应力与速度梯度的关系符合牛顿粘性定律的流体。全部气体与大部分液体皆属于牛顿型流体。

非牛顿型流体 凡不符合牛顿粘性定律的流体。如稠度较高的悬浮液、粘稠液、高分子聚合物液体等。

2. 流体的流动类型

流体的流动分层流和湍流两种类型。流体的流动类型可用雷诺数 Re 判断。它是由管内径 d 流体的流速 u 、流体的密度 ρ 和粘度 μ 组成的无因次数群 $Re = \rho u d / \mu$ 。

当流体在圆形直管内流动时，根据实验有：

(1) $Re \leq 2000$ 时为稳定的层流；

(2) $Re \geq 4000$ 时为稳定的湍流；

(3) 当 $2000 < Re < 4000$ 时为过渡流。此时流型处于不定状态 有时呈层流 有时呈湍流 或两者均存在 依环境而定。

注意 计算 Re 时 所用的单位必须是统一的（即所有量必须同用 SI 制或工程制单位等）

3. 直圆管内流体的流动

(1) 层流时管内流体速度分布

由理论分析和实验证明，层流时流体速度沿管径呈抛物线形状分布。管中心处速度最大，管壁处速度为零。截面上平均速度 u 与最大速度 u_{\max} 的关系为

$$u = 0.5u_{\max}$$

(2) 湍流时管内流体的速度分布

湍流时速度分布规律由实验确定，管中心区速度最大，管壁处速度为零。从管壁到管中心可以将流体分成三个区域：层流内层、过渡层、湍流主体。管内平均速度 u 与管中心最大速度 u_{\max} 的关系为

$$u = 0.8u_{\max} \sim 0.82u_{\max}$$

4. 边界层的概念

(1) 边界层的形成

流体流动过程中，紧靠固体壁面处必存在一薄层边界层（其速度小于流体的主体速度）其形成的原因一是由于流体具有粘性，二是由于有固体壁面的约束作用。

(2) 边界层的发展

如果壁面足够长，流体在流经一段长为 x_0 的距离后，将由稳定的层流发展成为稳定的湍流。

如果流体在圆管内流动，也存在边界层形成与发展的过程。与平板不同的是：

边界层充分发展后，边界层的厚度即为管之半径，仅在流体流入管口附近一段距离（进口段）内，才有边界层的内外之分。流经进口段之后，边界层随后就扩展至管中心。汇合时的边界层流动状态决定了流体的流动状态，此时为完全发展的流动。

(3) 边界层的分离

流体流经具有较大曲率的曲面时，由于存在逆压梯度和壁面附近的粘性摩擦，将可能产生边界层分离现象。边界层分离使流体质点碰撞激烈，而消耗能量。

5. 流体流动阻力的计算

流体在管内流动时的流动阻力有直管阻力和局部阻力。总阻力应为这两部分阻力之和。

(1) 圆形直管内的流动阻力

阻力计算用范宁公式：

$$\Delta p_f = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{\rho u^2}{2}, \text{Pa}$$

式中： λ 为摩擦系数 层流时 $\lambda = 64/Re$ ，湍流时 λ 是 Re 和相对粗糙度 ϵ/d 的函数，可由经验公式或摩擦因子图查取。

(2) 非圆形直管内的流动阻力

此时仍采用范宁公式计算阻力，但式中的 d 及 Re 中的 d 皆应用当量直径 d_e 代替

$$d_e = 4 \frac{\text{流体流过截面积}}{\text{流体润湿周边}}$$

有实验表明， d_e 用于湍流下较可靠，对于层流以 d_e 算出 Re 后 应用下式计算 λ ：

$$\lambda = C/Re$$

式中： C 为无因次系数。

(3) 局部阻力的计算

流体流经管路的进口、出口、各种管件、阀门、扩大、缩小及各种流量计 会产生局部阻力。计算局部阻力的方法有两种。

$$\text{阻力系数法} \quad \Delta p_f = \zeta \cdot \frac{\rho u^2}{2}$$

这种计算方法将克服局部阻力所消耗的能量表示成流体动能 $\rho \frac{u^2}{2}$ 的倍数。 ζ 称为局部阻力系数 其值通常由实验测定。注意计算用的 u 值取小管径中的速度值。

$$\text{当量长度法} \quad \Delta p_f = \lambda \cdot \frac{l_e}{d} \cdot \frac{\rho u^2}{2}$$

这种方法将克服局部阻力所消耗的能量折合成同管径直管的长度 l_e 称为当量长度。 l_e 的值可由实验测取。

6. 因次分析

因次分析的基础 物理方程的因次一致性。白金汉 π 定理 任何因次一致的物理方程都可以表示为若干个无因次数群的函数，无因次数群的数目 N 由物理量数目 n 和用来表示这些物理量的基本次数目 m 决定：

$$N = n - m$$

四、管路计算

化工生产中涉及的管路分简单管路和复杂管路两种。

1. 简单管路

管径相同且无分支的管路称之为简单管路。

$$\text{计算公式: } V = \frac{\pi}{4} d^2 u$$

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{u^2}{2}$$

$$\lambda = f\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{\epsilon}{d}\right)$$

上述三个方程中包括 13 个变量。当被输送流体已定，其物性数据 μ 、 ρ 已知，则方程组中尚有 11 个变量。需再确定 8 个参数，即可求另 3 个。

对于设计型计算，一般已知流体的物性 ρ 、 μ 和输送量 V ，在确定了输送距离 (l)，选定了管材及管径 (ϵ 及 $\sum \zeta$)，明确了需液点的位能及静压能情况下，设计一经济管径及供液点应提供的位能或静压能。

对于已知管路情况，核算输送能力 V 的情况，所依据的公式与设计型相同。

2. 复杂管路

(1) 串联管路

由若干段管径不同的简单管路串联而成的管路即为串联管路。故全管路的总阻力等于各段简单管路阻力之和，而各段简单管路内的质量流量均等于总流量（对不可压缩流体，即体积流量不变）。

(2) 并联管路

几条简单管路或串联管路的入口端与出口端都是汇合在一起的，称为并联管路。并联管路的一个重要特征是每条分支管路的阻力相等，而各分支管路的质量流量之和等于总管路的流量。

(3) 分支管路

若几条简单管路或分支管路仅于入口端汇合，则这样的管路为分支管路。

五、流速与流量的测定

1. 测速管（毕托管）

毕托管的读数 R 与所在位置流体的速度 u_r 的关系为

$$u_r = \sqrt{\frac{2gR(\rho_0 - \rho)}{\rho}}$$

利用毕托管可以测得管截面上的速度分布。对于圆形管道，可以测取管中心的最大速度 u_{\max} ，再根据 u_{\max} 与平均速度 u 的关系，计算出管截面积上平均流速，进而可求出流量。

注意毕托管的安装注意点。

2. 孔板流量计

孔板流量计的读数 R 与流体体积流量 V_t 的关系为

$$V_t = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_0 - \rho)}{\rho}}$$

式中： C_0 为孔流系数，无因次，一般取 $C_0 = 0.6 \sim 0.7$ ； A_0 为孔口截面积， m^2 。

3. 文丘里流量计

文丘里流量计流量关系与孔板流量计类似，只要将该式中 C_0 改为文氏流量系数 C_V 即可，一般取 $C_V \approx 0.98 \sim 0.99$ 。

4. 转子流量计

转子流量计的流量关系式为

$$V_t = C_R A_2 \sqrt{\frac{2g(\rho_f - \rho) V_f}{\rho A_f}}$$

式中： C_R 为转子流量系数，与转子形状及环隙雷诺数有关； A_f 、 V_f 、 ρ_f 分别为转子最大截面积、转子体积、转子材料密度； A_2 为环隙截面积。

当流量计结构及被测流体已知时，若所选转子流量计在测量范围内 C_R 近似为常数，则 V_t 只取决于转子的停留高度，即流量 V_t 与转子停留高度有一一对应关系。

注意：① 转子流量计的刻度与被测流体密度有关。故当所测流体密度与标定时的密度值不符时，应作刻度换算。

转子流量计必须垂直安装。

六、本章注意点

(1) 静力学方程式是静止流体中的能量守恒与转换定律。应用此方程的关键是正确选取等压面，其实质即为在连续、静止、均质的流体中同一水平面上静压强相等这一概念的应用。所取等压面的位置不同，仅涉及计算是否简便，不影响计算结果。计算时应注意各物理量的单位制要统一。

(2) 应掌握连续性方程式的使用条件、意义及应用。

(3) 掌握柏努利方程及机械能衡算式的物理意义、使用条件及应用。

(4) 牛顿粘性定律，粘度的定义及影响因素，不同单位制中粘度的换算。

(5) 流体的流动型态有两种：层流和湍流，其判据是雷诺数。

(6) $\sum h_f$ 为机械能衡算式中两截面间的 1 牛顿流体的机械能损失，一般由直管阻力和局部阻力两部分组成。

(7) 简单管路及复杂管路的特点。

●典型例题解析●

【例 1-1】 如图 1-5 所示，M 与 N 设备内均充满水，两设备之间设有 U 形管压差计，以水银为指示液，试说明

(1) 1、2、3、4 各点的压力是否相等？

(2) 5、6、7、8 各点的压力是否相等？

(3) 9、10、11、12 各点的压力是否相等？

解析 判断静止流体中各点的压强是否相等，应考察这几点是否在同一等压面上，即连续、静止、在同一水平面上的均质流体压强相等。

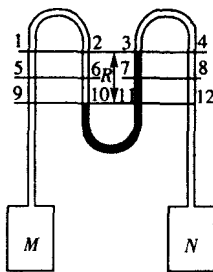


图 1-5

(1) 1、2、3、4 四点在同一水平面上，且流体静止，按照等压面的概念，1、2、3、4 分别是连续均质流体，2、3 之间不是均质流体，故有

$$p_1 = p_2, p_3 = p_4, p_2 \neq p_3$$

(2) 5、6、7、8 四点也在同一水平面上，5 和 6 是连续均质流体中的点，6、7、8 三点却不是连续均质流体，故

$$p_5 = p_6, p_6 \neq p_7 \neq p_8$$

(3)同理可判定：

$$p_9 = p_{10} = p_{11} \neq p_{12}$$

【例 1-2】有一湿式气柜（如图 1-6 所示）内径为 8m 钟罩总质量为 10 吨，问：

(1)气柜内气体压强为多大时才能将钟罩顶起，离开外槽槽底？

(2)当气柜内的贮气量增加 20% 时，气体的压强是否变化？

(3)钟罩内、外的水位差为多少 mm？

为简化起见，可忽略圆筒所受的浮力。

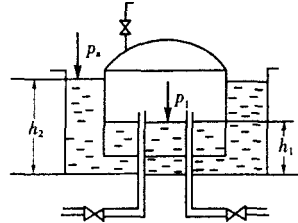


图 1-6

解析 当气柜内存有一定压强的气体时，气体的压强将作用于钟罩的内表面上，将钟罩顶起时，作用于钟罩上的力将平衡，即钟罩所受的重力与作用在钟罩内表面上的总压力的竖直分量相等，所以

(1)气柜内的压强

$$p_1 = \frac{\text{总压力}}{\text{表面积}} = \frac{10 \times 10^3 \times 9.81}{\frac{\pi}{4} \times 8^2} = 1953 \text{Pa (表压)}$$

(2)当钟罩内贮气量增加时，钟罩将升高，以满足钟罩所受力的平衡关系。由于钟罩重力不变，因此钟罩内气体压强不变。

(3)根据等压面的概念可知气柜底面为一等压面，在气柜底面上列静力学方程。此时令 p_a 为大气压强，液面高度如图示，水的密度为 ρ ，有

$$p_1 + \rho g h_1 = p_a + \rho g h_2$$

解得钟罩内外的水位差为

$$h_2 - h_1 = \frac{p_1 - p_a}{\rho g} = \frac{1953}{1000 \times 9.81} = 0.199 \text{m} = 199 \text{mm}$$

【例 1-3】利用远距离测量控制装置测定一分相槽内油和水的两相界面位置。已知两吹气管出口的间距为 $H = 1 \text{m}$ ，煤油、水的密度分别为 820kg/m^3 和 1000kg/m^3 ，U形压差计中指示液为水银，其密度为 13600kg/m^3 。求当压差计读数为 $R = 70 \text{mm}$ 时，油水界面到上吹气管出口端距离 h_0 。（见图 1-7）

解析 如图，忽略两吹气管的位差及气体在吹气管内的流动阻力造成的压强差，则根据静力学方程，有

$$p_a = p_1, \quad p_b = p_2$$

又 $p_a = \rho_{\text{油}} g(H_1 + h) + \rho_{\text{水}} g(H - h)$ (表压)

$$p_b = \rho_{\text{油}} gH_1$$
 (表压)

U形压差计中:

$$p_1 - p_2 \approx \rho_{\text{Hg}} gR$$

整理得

$$\rho_{\text{油}} gh + \rho_{\text{水}} g(H - h) = \rho_{\text{Hg}} gR$$

$$h = \frac{\rho_{\text{水}} H - \rho_{\text{Hg}} R}{\rho_{\text{水}} - \rho_{\text{油}}}$$

$$= \frac{1000 \times 1.0 - 13600 \times 0.07}{1000 - 820} = 0.267\text{m}$$

计算结果表明, 根据压差计指示的读数可确定两相界面距上吹气管出口的距离, 继而可控制分相槽底部排水阀的开闭大小, 使油水两相界面维持在两吹气管出口之间。

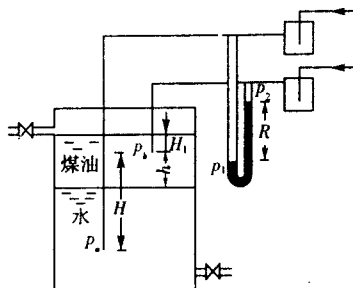


图 1-7

【例 1-4】水在如图 1-8 所示的管中流动。截面 1 处的管内径为 0.2m 流速为 0.6m/s, 截面 2 处的管内径为 0.1m。若忽略 1 到 2 处的能量损失 试计算在截面 1、2 处水柱高度差 h 为多少 m?

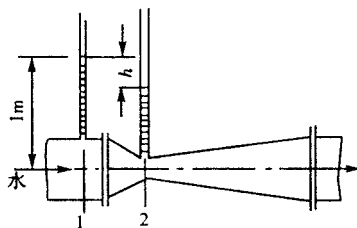


图 1-8

解析 此为一流动系统, 玻璃管内升起的液柱高度表明了该处流体静压强的大小。

因忽略 1 到 2 之间的能量损失 故可在 1、2 两截面之间列柏努利方程, 并以管中心线所在的水平面为基准面, 有

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2}$$

式中

$$z_1 = z_2 = 0, \quad u_1 = 0.6\text{m/s}$$

$$u_2 = \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2 u_1 = \left(\frac{0.2}{0.1}\right)^2 \times 0.6 = 2.4\text{m/s}$$

将已知数据代入柏努利方程得

$$\frac{p_2 - p_1}{\rho} = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} = \frac{2.4^2 - 0.6^2}{2} = 2.7$$

$$\frac{p_2 - p_1}{\rho g} = \frac{2.7}{9.81} = 0.275\text{m}$$

即 截面 1 处的液柱比截面 2 处的液柱高 0.275m。

此题忽略流体的流动阻力，为一典型的动压能与静压能相互转换的例子。结果表明 较大截面处的动压能较小 而其静压能较大 液面高度反映的是静压能的大小)

【例 1-5】 如图 1-9 所示为一输水系统 管路尺寸为 $\phi 57 \times 3.5\text{mm}$ 。已知全部流动阻力为 $\sum R = 40 \frac{u^2}{2}$ (u 为管内流速) 试求

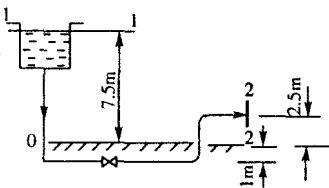


图 1-9

- (1) 水的流量为多少 m^3/h ?
- (2) 欲将输水量增加 20% 水箱内水面应升高多少?

解析 此为—简单管路。取水箱水面为 1-1 截面 输水管出口内截面为 2-2 截面 以地面 0-0 为基准面。在 1-1 和 2-2 截面之间列机械能衡算方程：

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \sum h_{f_{1,2}}$$

已知： $z_1 = 7.5\text{m}$, $z_2 = 2.5\text{m}$, $p_1 = p_2 = 0$ (表压), $u_1 \approx 0$, $\sum h_{f_{1,2}} = 40 \times \frac{u^2}{2g}$ ($u = u_2$)

将上述数据代入上式中得

$$7.5 = 2.5 + \frac{u_2^2}{2g} + 40 \times \frac{u_2^2}{2g}$$

解得 $u_2 = 1.55\text{m/s}$

$$V = \frac{\pi}{4} d^2 u = \frac{\pi}{4} \times 0.05^2 \times 1.55 = 3.042 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{s}$$

$$= 10.95 \text{m}^3/\text{h}$$

(2) 当其他条件不变时 要求水量增加 20% 实际上是增加水的流速 即

$$u' = 1.2u = 1.86\text{m/s}$$

设新高度的水面 1'-1'高出原水面 1-1 的高度为 h 则依机械能衡算方程有

$$(z_1 + h) = z_2 + \frac{u'^2}{2g} + \sum h_f$$

$$\text{即} \quad 7.5 + h = 2.5 + \frac{1.86^2}{2 \times 9.81} + 40 \times \frac{1.86^2}{2 \times 9.81}$$

$$h = 2.23\text{m}$$

计算表明欲使水的流量增加 20% 水箱内水面应升高 2.23m。增加的位头转化成了动压头及能量损失。

【例 1-6】确定容器间的相对位置

用虹吸管从高位槽向反应器加料，如图 1-10 所示已知高位槽和反应器均与大气相通要求料液在管内以 1.2m/s 的速度流动，料液在管内流动时的能量损失为 2.5J/kg（不包括出口的能量损失）求高位槽的液面应高于虹吸管出口多少？（高位槽液面恒定）

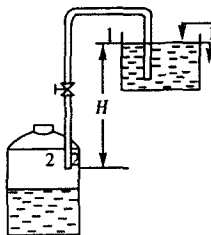


图 1-10

解析 取高位槽液面为 1-1 截面 虹吸管出口内侧为 2-2 截面（取管出口内侧截面，目的是不包括出口的能量损失 以此与题给条件相应）以 2-2 截面为基准面，在两截面之间列机械能衡算式

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \sum R$$

已知： $z_1 = H, z_2 = 0, p_1 = p_2 = 0$ （表压）， $u_1 \approx 0$ （此处因为高位槽截面比管道截面大很多 在流量相同情况下 槽内流速比管内流速小得多 故槽内流速可忽略不计）； $u_2 = 1.2\text{m/s}, \sum R = 25\text{J/kg}$ 。将以上数据代入上式 并简化得

$$9.81H = \frac{1.2^2}{2} + 25, \quad H = 2.62\text{m}$$

即高位槽液面应比虹吸管出口高 2.62m。

【例 1-7】确定两设备之间是否设泵

在丙烯精馏塔的回流系统中（如图 1-11）丙烯由贮槽回流入塔顶 贮槽液面恒定）精馏塔内操作压力为 1.50MPa（表压），槽内液面上方表压值为 2.01MPa。塔内丙烯出口管距贮槽内液面的高差为 30m 管子内径为 140mm，输送量为 $40 \times 10^3 \text{ kg/h}$ 丙烯密度为 600 kg/m^3 。管路全部摩擦损失为 150J/kg，试核算将丙烯从贮槽送到精馏塔是否需要泵。

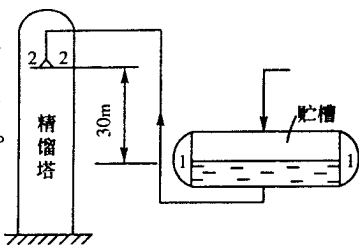


图 1-11

解析 核算是否需要泵的依据是计算两截面之间泵的扬程为多少。如 $He > 0$ 则需加泵，否则将不需加泵。

选贮槽液面为 1-1 截面，回流液出口截面为 2-2 截面，以 1-1 为基准面，在两截面之间列机械能衡算式

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + He = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \sum h_f$$

已知： $z_1 = 0, z_2 = 30\text{m}, p_1 = 2.01 \times 10^6 \text{ Pa (表压)}, p_2 = 1.5 \times 10^6 \text{ Pa (表压)}$

$$u_1 \approx 0, \sum h_f = \frac{150}{9.81} = 15.29\text{m}$$

$$u_2 = \frac{40000}{3600 \times 600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.14^2} = 1.20\text{m/s}$$

代入上式得

$$\frac{2.01 \times 10^6}{600 \times 9.81} + He = 30 + \frac{1.50 \times 10^6}{600 \times 9.81} + \frac{1.2^2}{2 \times 9.81} + 15.29$$

$$He = -41.28\text{m}$$

计算结果表明，两截面之间需加 -41.28m 液柱高的能量，此值为负，即不需要加泵，流体在压差的作用下能自动回流入精馏塔中。

【例 1-8】 确定管道或设备中的压强

某车间用压缩空气压送 98% 的浓硫酸（密度为 1840 kg/m^3 ）要求流量为 $2\text{m}^3/\text{h}$ ，输送管道采用 $\phi 37 \times 3.5\text{mm}$ 的无缝钢管，总的能量损失为 1m 硫酸柱（不包括出口损失），两槽中液位恒定。试求所需压缩空气的压力（如图 1-12）