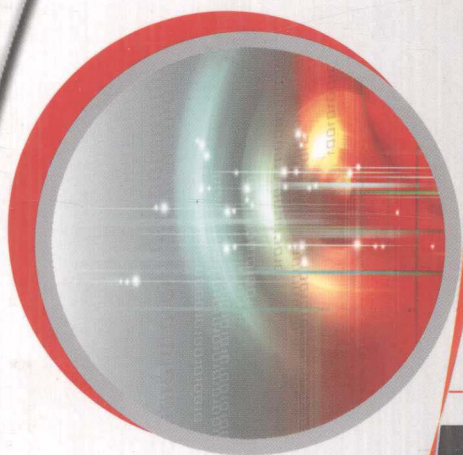




**名师考案** 丛书  
MINGSHI KAOAN CONGSHU



# 化工原理

## 考研教案

赵彬侠 王玉琪 编

西北工业大学出版社



名师考案丛书

MINGSHIKAOANCONGSHU

# 化工原理

(陈敏恒·第三版)

## 考研教案

赵彬侠 王玉琪 编



西北工业大学出版社

**【内容简介】** 本书是考研教案系列丛书之一。

本书以内容概括、典型例题和考研题精选详解的形式,再现了《化工原理》《化工原理实验》教材的相关内容。为使读者加深对化工原理课程中的基本概念、原理和处理方法的理解,提高理论联系实际的能力,本书对教材中的每道典型例题进行了分析和说明。

全书共分两大部分,第一部分包括了流体流动、流体输送机械、沉降与过滤、传热、气体吸收、液体精馏、气液传质设备和干燥等主要单元操作的内容概括、典型例题和考研题精选详解。第二部分为化工原理课程考试模拟试题和考研真题及参考解答。

本书可与各种版本的《化工原理》教材配套使用,也可作为化工类及相关专业本科生教学参考用书以及研究生入学考试辅导用书,还可作为大专院校化学、化工专业教师、学生和从事化工生产、设计及科研人员的参考资料。

## 图书在版编目(CIP)数据

化工原理考研教案/赵彬侠,王玉琪编. —西安:西北工业大学出版社, 2007. 11

(名师考案丛书)

ISBN 978-7-5612-2315-4

I. 化… II. ①赵… ②王… III. 化工原理—研究生—入学考试—教学参考资料  
IV. TQO2

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2007)第 166042 号

出版发行:西北工业大学出版社

通信地址:西安市友谊西路 127 号 邮编:710072

电 话:(029)88493844 88491757

网 址:www.nwpu.com

印 刷 者:陕西宝石兰印务有限责任公司

开 本:787 mm×960 mm 1/16

印 张:20.625

字 数:550 千字

版 次:2007 年 11 月第 1 版 2007 年 11 月第 1 次印刷

定 价:28.00 元



## 前 言

“化工原理”课程是化工类及相关专业的一门重要技术基础课,这门课程概念多、公式多、设备多,处理问题的方法不尽一致,而且计算烦琐,容易出错。为了帮助广大读者深刻理解化工原理教材的重点内容,牢固掌握基础知识和基本原理,提高学习效率并能从容应对考试,作者根据化工原理课程的教学要求,结合多年来的教学实践经验,编写了本书。

本书是配合《化工原理》多学时教材编写的辅导书,全书共分两大部分:

第一部分,按照教材重点章节顺序,分为8章,每章按四个知识模块编写:

一、知识脉络图解:简要集中列出各章节的教学基本要求。

二、重点、难点解读:高度概括各章节的重点和难点。

三、课程考试、考研要点点击:列出了各章应掌握的知识要点和考试内容。对于其中的难点和容易混淆之处作了解释和说明,某些地方适当地加深拓宽了一些内容。

四、典型例题及考研题精选详解:根据化工原理课程的教学规律,总结出各章的考点,精选出常见的典型例题及考研题,进行详细分析解答,以使读者检查自己的学习效果和应试能力,帮助读者进一步加深对所学内容的理解和增强解题能力。

第二部分为课程考试模拟试题和考研真题及参考答案,以供读者了解课程考试与考研的题量和模式,进行实战演习。

本书从指导课程教学、自学、课程考试和考研角度出发,通过对大量经典例题和考研题的分析,给出了化工原理的解题方法、解题规律和技巧,这对于提高读者分析问题和解决问题的能力,理解基本概念和拓宽解题思路,将会起到良好的效果。

本书编写过程中汲取了众多兄弟院校的宝贵教学经验,在此一并表示诚感谢意。

由于编写时间仓促,作者的学识和经验有限,不妥之处,恳请读者批评指正。

编 者

2007年9月



# 目 录

## 第一部分

<b>第 1 章 流体流动</b> .....	(1)
1.1 知识脉络图解 .....	(1)
1.2 重点、难点解读 .....	(1)
1.3 课程考试、考研要点点击 .....	(1)
1.4 典型例题及考研题精选详解 .....	(9)
<b>第 2 章 流体输送机械</b> .....	(35)
2.1 知识脉络图解 .....	(35)
2.2 重点、难点解读 .....	(35)
2.3 课程考试、考研要点点击 .....	(35)
2.4 典型例题及考研题精选详解 .....	(45)
<b>第 3 章 沉降与过滤</b> .....	(67)
3.1 知识脉络图解 .....	(67)
3.2 重点、难点解读 .....	(67)
3.3 课程考试、考研要点点击 .....	(67)
3.4 典型例题及考研题精选详解 .....	(78)
<b>第 4 章 传热</b> .....	(103)
4.1 知识脉络图解 .....	(103)
4.2 重点、难点解读 .....	(103)
4.3 课程考试、考研要点点击 .....	(103)

4.4	典型例题及考研题精选详解	(117)
<b>第5章</b>	<b>气体吸收</b>	<b>(147)</b>
5.1	知识脉络图解	(147)
5.2	重点、难点解读	(147)
5.3	课程考试、考研要点点击	(148)
5.4	典型例题及考研题精选详解	(158)
<b>第6章</b>	<b>液体精馏</b>	<b>(189)</b>
6.1	知识脉络图解	(189)
6.2	重点、难点解读	(189)
6.3	课程考试、考研要点点击	(190)
6.4	典型例题及考研题精选详解	(200)
<b>第7章</b>	<b>气液传质设备</b>	<b>(236)</b>
7.1	知识脉络图解	(236)
7.2	重点、难点解读	(236)
7.3	课程考试、考研要点点击	(236)
7.4	典型例题及考研题精选详解	(241)
<b>第8章</b>	<b>干燥</b>	<b>(246)</b>
8.1	知识脉络图解	(246)
8.2	重点、难点解读	(246)
8.3	课程考试、考研要点点击	(246)
8.4	典型例题及考研题精选详解	(251)

## 第二部分

<b>I</b>	<b>课程考试模拟试题及参考答案</b>	<b>(277)</b>
<b>II</b>	<b>研究生入学考试真题及参考答案</b>	<b>(307)</b>
	<b>参考文献</b>	<b>(323)</b>

# 第一部分

## 第1章 流体流动

### 1.1 知识脉络图解

流 体 流 动	基本概念(压强表示与黏度、定态流动、层流与湍流、直管与局部阻力)
	流体静力学基本方程(静压与压强能、表压与绝压、压强的测量)
	流体动力学基本方程(质量守恒方程、Bernoulli(伯努利)机械能守恒方程、动量守恒方程)
	流体流动内部结构(雷诺(Reynolds)数 $Re$ 、层流速度分布、湍流速度分布)
	流动阻力损失(层流与湍流直管阻力损失、摩擦因数 $\lambda$ 的计算、局部阻力损失计算)
	管路计算(简单与汇合管路、设计型与操作型计算、串并联管路计算)

流速和流量测定(毕托管测流速、孔板、文丘里、转子流量计测流量)

### 1.2 重点、难点解读

重点:流动型态的判断;质量守恒方程;Bernoulli 机械能守恒方程;流动过程的直管与局部阻力损失计算。  
难点:拟定态流动的计算;复杂管路计算。

### 1.3 课程考试、考研要点点击

#### 1.3.1 流体静力学

##### 1. 流体的密度

(1)气体混合物:对压力不太高、温度不太低的工程计算,密度可近似按照理想气体状态方程计算,则混合



气体的密度  $\rho_m$  的计算式为

$$pV = nRT \Rightarrow \rho_m = \frac{pM_m}{RT} \quad (1-1)$$

$$M_m = M_1 y_1 + M_2 y_2 + \dots + M_n y_n = \sum_{i=1}^n M_i x_i \quad (1-2)$$

式中:  $M_m$  为混合气体的平均摩尔质量, 单位为  $\text{kg/mol}$ ;  $y_i$  为气体混合物中各组分的摩尔分率。

(2) 液体混合物: 液体在工程上通常可视为不可压缩流体, 其密度仅随温度变化。液体混合物的密度  $\rho_m$  的计算式为

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{x_{w1}}{\rho_1} + \frac{x_{w2}}{\rho_2} + \dots + \frac{x_{wn}}{\rho_n} \quad (1-3)$$

式中:  $x_{wi}$  为液体混合物中各组分的质量分率(注: 不是摩尔分率)。

(3) 两相流: 指两相共存的流体。以均相气液两相流为例, 其混合物的密度可表示为

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{y_w}{\rho_G} + \frac{1-y_w}{\rho_L} \quad (1-4)$$

式中:  $y_w$  为两相流混合物中气相的质量分率。

## 2. 流体的压强

(1) 压强的表示: 工程上习惯称压强为压力, 按测量基准的不同, 有两种表示方法, 如图 1-1 所示。

1) 绝压: 指以绝对真空为基准测得的压强;

2) 表压 / 真空度: 指以大气压强为基准测得的压强。

表压 = 绝压 - 大气压

真空度 = 大气压 - 绝压

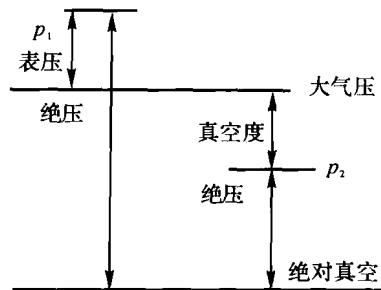


图 1-1 压强的基准和表示

(2) 压强的单位: SI 制中压强的单位是 Pa。常用的压强单位还有:

标准大气压(atm)、工程大气压(at)、巴(bar)、液柱高度等。

$$1 \text{ atm} = 1.013 \times 10^5 \text{ Pa} = 1.033 \text{ at} = 760 \text{ mmHg} = 10.33 \text{ m H}_2\text{O}$$

$$1 \text{ at} = 1 \text{ kgf/cm}^2 = 9.807 \times 10^4 \text{ Pa} = 0.967 8 \text{ atm} = 735.5 \text{ mmHg} = 10 \text{ m H}_2\text{O}$$

$$1 \text{ bar} = 10^5 \text{ Pa} = 0.986 9 \text{ atm} = 1.109 7 \text{ at} = 750 \text{ mmHg} = 10.20 \text{ m H}_2\text{O}$$

## 3. 静力学方程

设流体不可压缩, 对于静止流体中的任意两点 1 和 2, 满足

$$\frac{p_1}{\rho} + z_1 g = \frac{p_2}{\rho} + z_2 g = \text{const} \quad (1-5)$$

这表明在同一静止流体中, 处在不同位置流体的位能和静压能虽不相同, 但二者可以转换, 且其总和保持不变。此式也可改写成

$$p_2 = p_1 + \rho g(z_1 - z_2) = p_1 + \rho g h \quad (1-6)$$

这表明在静止、连续的同种流体中, 任一点压强的大小仅与液面深度  $h$  有关。而且, 液面上方压强变化时, 液体内部各点的压强也将发生相应的变化。

## 4. 流体静力学方程的应用

流体静力学基本方程通常应用在压强与液位测量方面。







(1) U形压差计:如图1-2所示,用一根装有密度为 $\rho_i$ 指示液的U形玻璃管,测量密度为 $\rho$ 的流体的压强,若指示液读数为 $R$ ,则压差为

$$p_1 - p_2 = (\rho_i - \rho)gR \quad (1-7)$$

若被测流体是气体, $\rho \ll \rho_i$ ,则有

$$p_1 - p_2 = \rho_i gR \quad (1-8)$$

同一U形压差计安装在倾斜管路中,则压差

$$p_1 - p_2 = (\rho_i - \rho)gR + \rho(z_2 - z_1)g \quad (1-9)$$

(2) 倾斜压差计:被测流体压差较小时,读数 $R$ 很小,此时可采用倾斜压差计得到较为精确的读数 $R'$ ,如图1-3所示。若压差计的倾斜角度为 $\alpha$ ,则压差为

$$p_1 - p_2 = (\rho_i - \rho)gR' \sin\alpha \quad (1-10)$$

(3) 液位测量:如图1-4所示,U形压差计两端分别与设备及平衡室相连,平衡室内液体与设备内液体相同,则压差计读数 $R$ 即可指示出容器内的液面高度 $z$ 。其关系为

$$z = \frac{\rho_i - \rho}{\rho} R \quad (1-11)$$

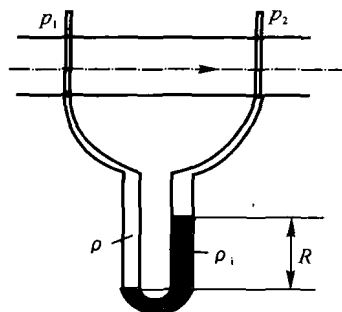


图1-2 U形压差计

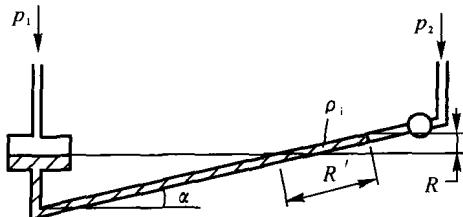


图1-3 倾斜压差计

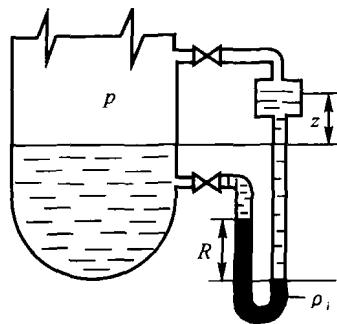


图1-4 液位测量

### 1.3.2 流体动力学

#### 1. 流量与流速

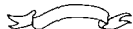
(1) 流量:单位时间内通过管道某截面的物质质量,分为体积流量 $q_v$ 和质量流量 $q_m$ ,其关系为

$$q_m = q_v \rho \quad (1-12)$$

(2) 流速:将单位时间内流体在流动方向上流经的距离称为(平均)流速 $u$ ;将单位时间内流经管道单位截面积的流体质量称为质量流速 $G$ ,且满足

$$u = \frac{q_v}{A} \quad (1-13)$$

$$G = \frac{q_m}{A} = u\rho \quad (1-14)$$





## 2. 定态流动与非定态流动

流体运动空间各点的状态(流量、流速、压强等)与该点位置有关,但不随时间变化的流动称为定态流动;若各点状态随时间变化则称为非定态流动。

## 3. 质量守恒方程(连续性方程)

它是指定态流动过程中,单位时间内流进和流出控制体的流体质量保持恒定。即

$$q_m = \rho_1 u_1 A_1 = \rho_2 u_2 A_2 = \dots = \rho u A = \text{const} \quad (1-15)$$

对不可压缩流体,有

$$q_v = u_1 A_1 = u_2 A_2 = \dots = u A = \text{const} \quad (1-16)$$

对于圆形管道,式(1-16)可变形为

$$\frac{u_1}{u_2} = \frac{A_2}{A_1} = \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^2 \quad (1-17)$$

即:不可压缩流体在管路中任意截面的流速与管内径的平方成反比。

## 4. 机械能守恒方程

(1) 理想流体的机械能衡算:不可压缩的理想流体定态流动,满足 Bernoulli 方程:

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2}u_1^2 = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2 = gz + \frac{p}{\rho} + \frac{1}{2}u^2 = \text{const} \quad \text{单位: J/kg} \quad (1-18)$$

方程中的  $gz$ ,  $\frac{p}{\rho}$ ,  $\frac{u^2}{2}$  分别表示某流动截面单位质量的流体所具有的位能、静压能和动能。这表明理想流体在流动过程中流体的位能、静压能和动能可以相互转换,但是其总和保持不变。

Bernoulli 方程用于可压缩流体时要求:  $\frac{p_1 - p_2}{p_1} < 20\%$ 。当流体处于静止状态时,  $u = 0$ , 此时 Bernoulli 方程转变为流体静力学方程。

Bernoulli 方程的另一种形式:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} = z + \frac{p}{\rho g} + \frac{u^2}{2g} = \text{const} \quad \text{单位: m} \quad (1-19)$$

(2) 实际流体的机械能衡算:实际流体存在阻力损失,当流体质点无外加机械能引入时,满足

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_f \quad (1-20)$$

式中:  $\sum h_f$  为 1 至 2 截面间单位质量流体的机械能损失。

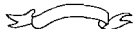
(3) 有外加功输入的实际流体的机械能衡算:

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2}u_1^2 + W_e = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2 + \sum h_f \quad (1-21)$$

式中:  $W_e$  为 1 至 2 截面间单位质量流体所获得的外加机械能。

(4) 应用 Bernoulli 方程计算的注意事项:

- 1) 确定机械能衡算的控制体范围,明确定态流动的方向,标注出上、下游截面。
- 2) 流动截面选取应与流动方向垂直,倾斜面应选过管中心线的水平面作为位能基准面。
- 3) 所选流动截面上的已知量较多,且各项能量单位的大小都取截面能量的平均值。
- 4) 注意统一方程两侧各物理量的单位。如  $p_1, p_2$  可用表压计算,也可用绝压计算,但表示方法要一致。





### 1.3.3 管内流体流动

#### 1. 黏度

(1) Newton(牛顿)黏性定律:对大多流体,满足 Newton 黏性定律

$$\tau = \mu \frac{du}{dy} \quad (1-22)$$

式中: $\tau$ 为剪应力(内摩擦力); $\mu$ 为黏度; $\frac{du}{dy}$ 为法向速度梯度。

通常将剪应力与速度梯度关系符合 Newton 黏性定律的流体称为牛顿流体,不符合 Newton 黏性定律的流体则称为非牛顿流体。非牛顿流体黏度  $\mu$  与速度梯度  $du/dy$  及剪应力  $\tau$  有关,不再为一常数,而且会出现依时性、黏弹性等特殊性质,较为复杂。本章内容只研究牛顿流体。

(2) 黏度的定义:黏度也称动力黏度,指流体流动时在与流动垂直的方向上产生单位速度梯度所需的剪应力,其定义式就是牛顿黏性定律的变形

$$\mu = \frac{\tau}{\frac{du}{dy}} \quad \text{单位:Pa} \cdot \text{s}, \quad 1 \text{ Pa} \cdot \text{s} = 10^3 \text{ cP(厘泊)}$$

黏度的物理本质是分子间的引力和分子运动与碰撞。

气体黏度一般较液体黏度小 100 倍以上,通常随温度升高而增大,高压条件下随压力的增加而增大;液体黏度一般只与温度有关,大多随温度的升高而减小。

将流体动力黏度与密度的比值定义为运动黏度,以符号  $\nu$  表示。

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad \text{单位:m}^2/\text{s}, \quad 1 \text{ m}^2/\text{s} = 10^4 \text{ cm}^2/\text{s(施)} \quad (1-23)$$

(3) 混合黏度的计算:

1) 混合气体的黏度:对低压混合气体的平均黏度估算式

$$\mu_m = \frac{\sum y_i M_i^{\frac{1}{2}} \mu_i}{\sum y_i M_i^{\frac{1}{2}}} \quad (1-24)$$

式中: $y_i$ 为混合气体某组分的摩尔分率; $M_i$ 为混合气体某组分的摩尔质量。

2) 混合液体的黏度:对不缔合的混合液体的平均黏度估算式

$$\lg \mu_m = \sum (x_i \lg \mu_i) \quad (1-25)$$

式中: $x_i$ 为混合液体某组分的摩尔分率。

3) 两相流混合物的黏度:以均相气液两相流为例,其混合物的黏度为

$$\frac{1}{\mu_m} = \frac{y_w}{\mu_G} + \frac{1-y_w}{\mu_L} \quad (1-26)$$

式中: $y_w$ 为两相流混合物中气相的质量分率。

#### 2. 层流与湍流

(1) 层流(或滞流):流体质点仅沿着与中心轴平行的方向作直线运动,质点无径向脉动,质点之间互不混合。对层流的流型判断,通常采用雷诺准数进行判断。





$$Re = \frac{du\rho}{\mu} \equiv \frac{ma}{\mu A \frac{du}{dy}} = \frac{\text{惯性力}(F)}{\text{黏性力}(\tau)} \quad (1-27)$$

雷诺数标志着流体流动的湍动程度,代表流体流动时的惯性力与黏性力之比。

一般把  $Re < 2000$  的流动类型称为层流。

(2) 湍流(或紊流):流体质点除了沿中心轴方向流动外,还伴有径向脉动,各质点的速度在大小和方向上都随时变化,质点间互相碰撞和混合。对湍流的判断,一般为  $Re > 4000$ 。

对于  $2000 < Re < 4000$  的过渡区域,出现层流或湍流需要视外界条件最终确定。

### 3. 圆管内的速度分布

(1) 层流(或滞流):圆管内层流速度分布为

$$u = \frac{(p_1 - p_2)}{4\mu l} (R^2 - r^2) = u_{\max} \left[ 1 - \left( \frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (1-28)$$

式中:  $u_{\max}$  为圆管中心处的最大流速,其值可用毕托管测出。

$$u_{\max} = \frac{(p_1 - p_2)}{4\mu l} R^2 = \frac{(p_1 - p_2)}{16\mu l} d^2 \quad (1-29)$$

可见层流时圆管截面上的速度呈抛物线分布,且管流平均速度为  $\bar{u} = \frac{1}{2} u_{\max}$ 。

(2) 湍流(或紊流):圆管内湍流速度分布为

$$u = u_{\max} \left( 1 - \frac{r}{R} \right)^n \quad (1-30)$$

工程中  $1.1 \times 10^5 < Re < 3.2 \times 10^6$  区域内,  $n = 1/7$ , 称 1/7 次方定律。此时有  $\bar{u} \approx 0.82 u_{\max}$ 。

## 1.3.4 流动阻力损失

### 1. 直管阻力

直管阻力也称沿程阻力,是指流体流经一定直径的直管时,由于内摩擦而产生的阻力损失。直管阻力损失计算的通式称为 Fanning 公式,即

$$h_f = \frac{\Delta p_f}{\rho} = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \quad \text{单位: J/kg} \quad (1-31)$$

式中:  $\lambda$  为摩擦因数。

(1) 层流阻力:对圆管内处于层流流动状态( $Re < 2000$ )的牛顿流体,有

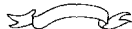
$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad (\text{注:非圆形管有修正}) \quad (1-32)$$

因阻力损失而形成的压差可用 Poiseuille 方程来表示:

$$\Delta p = \frac{32\mu l u}{d^2} \quad (1-33)$$

即:层流时的阻力损失  $h_f$  与  $u$  的一次方成正比。

(2) 光滑管湍流阻力:对处于湍流状态的牛顿流体,摩擦因数  $\lambda$  为  $Re$  和相对粗糙度  $\epsilon/d$  的函数,可通过查  $\lambda \sim Re \sim \epsilon/d$  图求取。对湍流区的光滑管( $2.5 \times 10^3 < Re < 10^5$ ),  $\lambda$  符合 Blasius 公式





$$\lambda = \frac{0.3164}{\text{Re}^{0.25}} \quad (1-34)$$

(3) 完全湍流阻力:湍动程度大时,无论光滑管或是粗糙管,摩擦因数 $\lambda$ 只是 $\varepsilon/d$ 的函数,与 $\text{Re}$ 无关。当 $\varepsilon/d$ 一定时, $h_f \propto u^2$ ,故也称阻力平方区。此时 $\lambda$ 的计算满足简化的 Colebrook 式:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 - 2 \lg\left(\frac{2\varepsilon}{d}\right) \quad (1-35)$$

(4) 非圆形管内的流动阻力:定义当量直径 $d_e$ 代替圆管内径。

$$d_e = 4 \times \frac{\text{流通截面积}}{\text{润湿周边}} = 4 \times \frac{A}{\Pi} \quad (1-36)$$

层流时摩擦因数 $\lambda$ 的计算式修正为

$$\lambda = \frac{C}{\text{Re}} \quad \text{正方形 } C = 57, \text{套管环隙 } C = 96 \quad (1-37)$$

式中雷诺数中的 $u$ 仍用实际管道截面积计算,即

$$u = \frac{q_v}{A} \neq \frac{q_v}{0.785d^2} \quad (1-38)$$

## 2. 局部阻力

局部阻力指流体流经管件、阀门等局部地方因流速大小及方向的改变而引起的阻力。

(1) 阻力系数法:近似认为局部阻力符合阻力平方定律

$$h_f = \zeta \frac{u^2}{2} \quad \text{单位: J/kg} \quad (1-39)$$

式中: $\zeta$ 为局部阻力系数; $u$ 指的是细管中的高流速。

对于上、下游截面分为 $A_1$ 与 $A_2$ 的突然扩大管路:

$$\zeta = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \quad (1-40)$$

管出口属于突然扩大的极限情况:流体自管子进入容器或从管子排放到管外空间, $\zeta = 1$ 。

对于上、下游截面分为 $A_1$ 与 $A_2$ 的突然缩小管路:

$$\zeta = 0.5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \quad (1-41)$$

管进口属于突然缩小的极限情况:流体自容器进入管内, $\zeta = 0.5$ 。

常见的 $90^\circ$ 标准弯头的阻力系数 $\zeta = 0.75$ 。

(2) 当量长度法:将局部阻力折合成等径、长度为 $l_e$ 的直管所产生的阻力。

$$h_f = \lambda \frac{l_e}{d} \frac{u^2}{2} \quad (1-42)$$

## 1.3.5 管路计算

管路计算主要应用连续性方程、Bernoulli 方程和 $\lambda$ 计算式。

### 1. 简单管路设计

工程中生产任务给定,管径增大引起设备费用增大的同时使 $u$ 降低,即:操作费用降低;反之减小管径会





使设备费降低的同时令操作费增大。因此存在一个最适宜流速  $u_{opt}$  或管径  $d_{opt}$  使总费用最小,如图 1-5 所示。

### 2. 串联管路

对于不可压缩流体在串联管路中的定态流动,有:

$$(1) \text{ 流量: } q_{v1} = q_{v2} = \dots = q_{vn} = q_v \quad (1-43)$$

$$(2) \text{ 阻力: } \sum h_f = h_{f1} + h_{f2} + \dots + h_{fn} \quad (1-44)$$

### 3. 并联管路

对于不可压缩流体在并联管路中的定态流动,有:

$$(1) \text{ 流量: } q_v = q_{v1} + q_{v2} + \dots + q_{vn} \quad (1-45)$$

$$\text{流量分配: } q_{v1} : q_{v2} : q_{vi} = \sqrt{\frac{d_i^5}{\lambda_1(l + \sum l_e)_1}} : \sqrt{\frac{d_i^5}{\lambda_2(l + \sum l_e)_2}} : \sqrt{\frac{d_i^5}{\lambda_i(l + \sum l_e)_i}} \quad (1-46)$$

说明支管越短、管径越大、阻力系数越小,则该并联管路分支流量越大。

$$(2) \text{ 阻力: } \sum h_f = h_{f1} = h_{f2} = \dots = h_{fn} \quad (1-47)$$

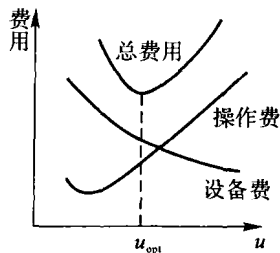


图 1-5 管径的优化

## 1.3.6 流量测量

### 1. 毕托管(Pitot tube)测流速

$$(1) \text{ 计算式: } u_A = \sqrt{\frac{2gR(\rho_i - \rho)}{\rho}} \quad (1-48)$$

式中:  $\rho_i$  与  $\rho$  分别为指示液与被测流体密度,  $R$  为压差计读数。

(2) 特点: 毕托管测的是点速度, 通常测量管中心的  $u_{max}$  后, 再根据相应流型的速度分布规律求出  $\bar{u}$ , 最终求出流量。毕托管结构简单、阻力小, 但无法直接测出平均流速, 安装时需保证管口截面严格垂直于流动方向。

### 2. 孔板流量计

$$(1) \text{ 计算式: } q_v = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_i - \rho)}{\rho}} \quad (1-49)$$

式中:  $C_0$  为孔流系数,  $A_0$  为孔口面积。

(2) 特点: 属于“恒截面、变差压”的差压式流量计。其结构简单、使用方便, 但能量损失较大。

### 3. 文丘里(Venturi)流量计

$$(1) \text{ 计算式: } q_v = C_v A_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_i - \rho)}{\rho}} \quad (1-50)$$

(2) 特点: 属于差压式流量计, 能量损失较小, 但加工复杂且造价高。

### 4. 转子流量计

$$(1) \text{ 计算式: } q_v = C_R A_0 \sqrt{\frac{2(\rho_i - \rho)V_i g}{\rho A_i}} \quad (1-51)$$

式中:  $\rho_i$  与  $\rho$  分别为转子与被测流体密度,  $V_i$  为转子体积。

$$(2) \text{ 流量换算: } \frac{q_{v,B}}{q_{v,A}} = \sqrt{\frac{\rho_A(\rho_i - \rho_B)}{\rho_B(\rho_i - \rho_A)}} \quad (1-52)$$





式中: A 为标定流体, B 为待测流体。

气体转子因密度远小于  $\rho_f$ , 故气体转子流量计式(1-52)可简化为

$$\frac{q_{v,B}}{q_{v,A}} = \sqrt{\frac{\rho_A}{\rho_B}} \quad (1-53)$$

转子流量计出厂前是用  $20^\circ\text{C}$  的水或  $20^\circ\text{C}$ ,  $101.3\text{ kPa}$  的空气进行标定的, 当被测流体或操作条件不同时, 应进行流量换算。

(3) 特点: 属于“恒差压、变截面”的截面式流量计, 使用方便、阻力小、精度较高。

## 1.4

### 典型例题及考研题精选详解

#### 1.4.1 典型例题

**例题 1.1** 一般将距海平面  $0 \sim 11\text{ km}$  范围内的大气层称为对流层, 海平面的温度  $T_0 = 288\text{ K}$ ,  $p_0 = 101.325\text{ kPa}$ 。已知大气对流层气温  $T(\text{K})$  随海拔高度  $z(\text{m})$  的变化关系满足:  $T = T_0 - 6.5 \times 10^{-3}z$ 。若大气的摩尔质量取  $29\text{ g/mol}$ , 试求珠峰峰顶 ( $8844\text{ m}$ ) 的真空度。

**解** 由题意, 设高度为  $z$  处的大气压为  $p$ , 根据流体静力学基本方程, 得

$$dp = -\rho g dz$$

大气的密度根据气体状态方程, 得

$$\rho = \frac{pM}{RT}$$

大气对流层温度变化符合

$$T = T_0 - 6.5 \times 10^{-3}z$$

带入上式, 并整理得

$$\frac{dp}{p} = -\frac{Mg dz}{R(T_0 - 6.5 \times 10^{-3}z)}$$

带入积分上下限, 得

$$\int_{101.325}^p \frac{dp}{p} = -\int_0^{8844} \frac{Mg dz}{R(T_0 - 6.5 \times 10^{-3}z)}$$

$$\text{即} \quad \ln \frac{p}{101.325} = \frac{29 \times 10^{-3} \times 9.81}{6.5 \times 10^{-3} \times 8.314} \ln \frac{288 - 6.5 \times 10^{-3} \times 8844}{288} = 1.17$$

故珠峰顶的气压为

$$p = 101.325 \times e^{-1.17} = 31.42\text{ kPa}$$

因此所求珠峰顶的真空度为

$$101.325 - 31.42 = 69.91\text{ kPa}$$

讨论: 本题目考查气体大气压力计算与流体静力学基本方程式(1-6), 计算时需综合考虑重力场中气体随高度上升而引起的温度、密度与压力变化。

**例题 1.2** 如图 1-6 所示, 某输水管路上 A, B 两截面间分别装有单 U 形压差计与复式 U 形压差计来测量其间压差, 复式压差计读数  $R_2 = 400\text{ mm}$ ,  $R_3 = 320\text{ mm}$ 。已知压差计指示液均为水银,  $\rho_f = 13.6 \times 10^3\text{ kg/m}^3$ 。试计算: (1) A, B 两点间的压差  $\Delta p$  与单 U 形压差计的读数  $R_1$ ; (2) 因误操作导致复式压差计测压连接管 2—3 间充满空气, 若 2—3 截面间的高度  $h = 340\text{ mm}$ , 求此时测量值与之前计算值相比的相对误差。

**解** (1) 如图所示, 取水平等压面 1—1', 2—2', 3—3' 与 4—4', 选取水平管轴心水平面为位能基准面。根





据流体静力学基本方程可知  $p_A = p_1 + \rho g z_1$

同理,有

$$p_1 = p'_1 = p_2 + \rho_i g R_2, \quad p_2 = p'_2 = p_3 - \rho g (z_2 - z_3)$$

$$p_3 = p'_3 = p_4 + \rho_i g R_3, \quad p_4 = p'_4 = p_B - \rho g z_4$$

以上各式相加,得

$$p_A - p_B = \rho_i g (R_2 + R_3) - \rho g (z_2 - z_1 + z_4 - z_3)$$

因为  $z_2 - z_1 = R_2, z_4 - z_3 = R_3$

$$\begin{aligned} p_A - p_B &= (\rho_i - \rho) g (R_2 + R_3) = \\ &= (13.6 - 1) \times 9.81 \times (0.40 + 0.32) = \\ &= 88.91 \text{ kPa} \end{aligned}$$

同理,有

$$p_A - p_B = (\rho_i - \rho) g R_1 = (\rho_i - \rho) g (R_2 + R_3)$$

故单 U 形压差的读数为

$$R_1 = R_2 + R_3 = 0.40 + 0.32 = 0.72 \text{ m}$$

(2) 由于空气密度远小于液体密度,故可认为测压连接管中空气内部各处压强近似相等,即

$$p_2 = p'_2 \approx p_3 = p'_3$$

故有

$$p_2 = p'_2 = p_3 = p'_3 = p_4 + \rho_i g R_3$$

因为

$$z_2 - z_1 + z_4 - z_3 = R_2 + R_3 = h + z_4 - z_1 \Rightarrow z_4 - z_1 = R_2 + R_3 - h$$

所以

$$\begin{aligned} p_A - p_B &= \rho_i g (R_2 + R_3) - \rho g (z_4 - z_1) = (\rho_i - \rho) g (R_2 + R_3) + \rho g h = \\ &= (13.6 - 1) \times 9.81 \times 0.72 + 1 \times 9.81 \times 0.34 = 92.24 \text{ kPa} \end{aligned}$$

此测量值的相对误差为

$$\frac{92.24 - 88.91}{88.91} \times 100\% = 3.75\%$$

讨论:本题目主要考查流体静力学基本方程式(1-6),以及单、复式 U 形压差计的测量式(1-7)的计算与实际应用。

**例题 1.3** 如图 1-7 所示,水以  $20 \text{ m}^3/\text{h}$  的流量从倾斜直管中流过,管内径由  $80 \text{ mm}$  突然扩大至  $160 \text{ mm}$ 。截面 A, B 间连接一 U 形压差计,指示液密度为  $1400 \text{ kg/m}^3$ , 两测压点垂直距离  $\Delta z = 0.25 \text{ m}$ 。若忽略阻力损失,试求:(1) U 形压差计的读数  $R$  及两点压差;(2) 管路 AB 水平放置而流量不变,压差计读数  $R'$  及两点的压差同倾斜放置相比有何变化?

解 (1) 根据连续性方程,可知水在管内的流速为

$$u_A = \frac{q_v}{\frac{\pi d_A^2}{4}} = \frac{20/3600}{0.785 \times 0.08^2} = 1.11 \text{ m/s}$$

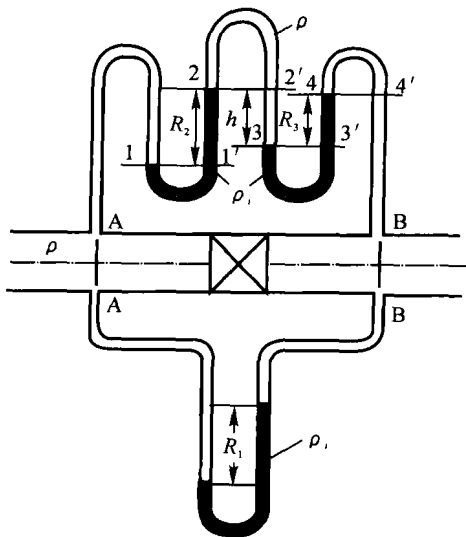


图 1-6

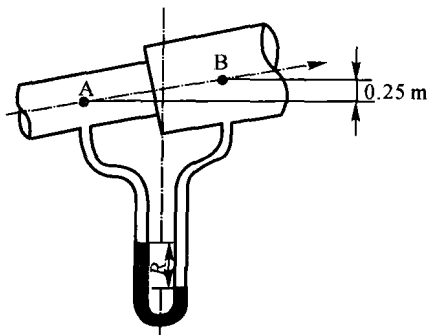


图 1-7







所以 
$$u_B = \left(\frac{d_A}{d_B}\right)^2 u_A = \left(\frac{0.08}{0.16}\right)^2 \times 1.11 = 0.276 \text{ m/s}$$

取 A, B 两个管截面列以虚拟压强表示的 Bernoulli 方程, 得

$$\frac{\varphi_A}{\rho} + \frac{u_A^2}{2} = \frac{\varphi_B}{\rho} + \frac{u_B^2}{2}$$

由  $\varphi_B - \varphi_A = (\rho_i - \rho)gR$ , 可得

$$R = \frac{\varphi_B - \varphi_A}{(\rho_i - \rho)g} = \frac{\rho(u_A^2 - u_B^2)}{2(\rho_i - \rho)g} = \frac{10^3 \times (1.11^2 - 0.276^2)}{2 \times (1400 - 1000) \times 9.81} = 147 \text{ mm}$$

所以

$$\Delta p = p_B - p_A = \varphi_B - \varphi_A - \rho g \Delta z = (1400 - 1000) \times 9.81 \times 0.147 - 10^3 \times 9.81 \times 0.25 = -1872 \text{ Pa}$$

2) 管路水平放置后水的  $q_v$  未变, 故  $u_A, u_B$  不变; 且  $\Delta z' = z_A - z_B = 0$ 。

所以

$$\varphi_B - \varphi_A = \frac{\rho(u_A^2 - u_B^2)}{2} = (\rho_i - \rho)gR'$$

不变, 故  $R' = R = 147 \text{ mm}$  也不变。

此时有

$$\Delta p = p_B - p_A = \varphi_B - \varphi_A = 578 \text{ Pa}$$

讨论: 本题目主要结合 Bernoulli 方程式(1-18), 考查 U 形压差计的测量原理式(1-7) 的计算与应用。

**例题 1.4** 如图 1-8 所示, 利用虹吸管将池中  $50^\circ\text{C}$  的热水吸出, 管路最高点 B 距水面的垂直距离为  $1 \text{ m}$ , 水池液面与虹吸管出口 C 点的垂直距离  $z_1 = 3 \text{ m}$ ,  $50^\circ\text{C}$  热水的饱和蒸汽压为  $12.3 \text{ kPa}$ , 水视为理想流体, 求: (1) 虹吸管出口流速  $u_2$  及虹吸管最高点的压强  $p_B$ ; (2) 如需将虹吸管延长至 D 点, 若要保证管路内不发生汽化现象, 水池液面距虹吸管出口的最大高度  $z_{\max}$  是多少?

解 (1) 对 1-1 至 2-2 截面间列 Bernoulli 方程, 可得

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

取 1-1 截面为位能基准面, 由题意知:  $z_1 = 0, z_2 = -3 \text{ m}, z_B = h = 1 \text{ m}; p_1 = p_2 = p_a; u_1 = 0, u_2 = u_B$ 。所以

$$u_2 = \sqrt{2g(z_1 - z_2)} = \sqrt{2 \times 9.81 \times 3} = 7.67 \text{ m/s}$$

对 1-1 至 B-B 截面间列 Bernoulli 方程, 可得

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_B + \frac{p_B}{\rho} + \frac{u_B^2}{2}$$

所以 
$$p_B = p_a - \rho gh - \frac{\rho u_B^2}{2} = 1.01 \times 10^5 - 10^3 \times 9.81 \times 1 - \frac{10^3 \times 7.67^2}{2} = 62.1 \text{ kPa}$$

(2) 虹吸管延长后,  $\Delta z$  增加使虹吸管出口流速  $u$  增加, 从而引起  $p_B$  降低; 当  $p_B$  降至与该温度水的饱和蒸汽压相等 ( $p_B = p_v$ ) 时, 管内水发生汽化现象。由于此时  $u_B' = u_D$ , 故对 1-1 至 B-B 截面间列 Bernoulli 方程, 可得

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_B + \frac{p_v}{\rho} + \frac{u_D^2}{2}$$

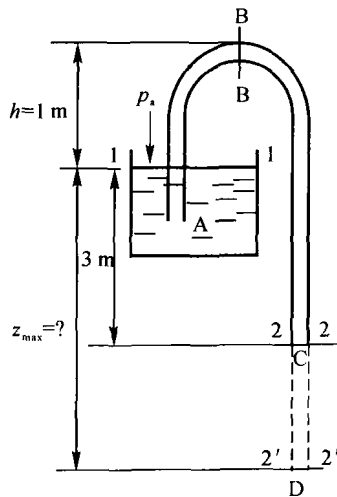


图 1-8

