

“十二五”普通高等教育本科国家级规划教材 《化工原理》(第三版) 辅导用书

化工原理学习指导

第二版

丁忠伟 主编 杨祖荣 主审

● 重点归纳

● 疑难解析

● 例题详解

● 习题精选

● 学习考研必备



化学工业出版社

“十二五”普通高等教育本科国家级规划教材《化工原理》(第三版)辅导用书

化工原理学习指导

第二版

丁忠伟 主编 杨祖荣 主审



化学工业出版社

·北京·

本书是“十二五”普通高等教育本科国家级规划教材《化工原理》(第三版)的配套辅导用书,针对教材中所讲述的各种单元操作的难点展开解析,强调体现“化工原理”课程的工程特色,以培养读者解决工程实际问题的能力为目标。

本书包括流体流动与输送机械、非均相物系分离、传热、蒸发、气体吸收、蒸馏、固体干燥等章节。每章均包括联系图、疑难解析、工程案例、例题详解、习题精选五部分内容。通过这些环节,使读者巩固基本概念,引导读者思考、分析并解决工程实际问题。

本书可作为化学工程与工艺及相关专业的“化工原理”课程学习的辅导书,同时亦可作为“化工原理”课程研究生入学考试辅导用书。

图书在版编目(CIP)数据

化工原理学习指导/丁忠伟主编. —2版. —北京:化学工业出版社, 2014.4

“十二五”普通高等教育本科国家级规划教材《化工原理》(第三版)辅导用书

ISBN 978-7-122-19907-2

I. ①化… II. ①丁… III. ①化工原理-高等学校-教学参考资料 IV. ①TQ02

中国版本图书馆CIP数据核字(2014)第036590号

责任编辑:何丽

装帧设计:关飞

责任校对:顾淑云 王静

出版发行:化学工业出版社(北京市东城区青年湖南街13号 邮政编码100011)

印刷:北京云浩印刷有限责任公司

装订:三河市前程装订厂

787mm×1092mm 1/16 印张15¼ 字数393千字 2014年6月北京第2版第1次印刷

购书咨询:010-64518888(传真:010-64519686) 售后服务:010-64518899

网址: <http://www.cip.com.cn>

凡购买本书,如有缺损质量问题,本社销售中心负责调换。

定 价: 29.00 元

版权所有 违者必究



前 言

本书为“十二五”普通高等教育本科国家级规划教材《化工原理》（第三版）的辅导用书。

本书 2006 年问世，众多读者与同行给予了关注与支持，并提出了建设性意见。本次修订，仍保持原书的总体结构和特色风格，仅对部分内容进行了删减、调整和补充，并更换了少量的例题与习题，更加突出工程特色。此外，对一些专业术语进行了规范化处理。

本次修订工作由各章的原执笔者完成，分别为北京化工大学刘丽英（流体流动与输送机械、固体干燥）、丁忠伟（非均相物系分离、传热、蒸馏）、刘伟（气体吸收）、王宇（蒸发）。全书由杨祖荣教授审阅。

感谢北京化工大学化工原理教研室的同事和同行们在本书修订过程中给予的支持和帮助。

鉴于笔者学识有限，书中难免有不妥之处，恳请读者批评指正。

编 者

2014 年 2 月于北京

第一版前言

“化工原理”是化学工程与工艺及相近专业的主干课程。本课程的主要特点在于它的工程性，让学生树立工程观点和理念，并学会用工程的观点和方法分析工程实际问题，应该是本门课程的最高培养目标。在多年的教学实践中，我们深深感到，仅凭学时非常有限的课堂教学和习题集是无法达到这一目标的，因此编写学习指导的想法便由此而生。

本书是普通高等教育“十五”国家级规划教材《化工原理》（杨祖荣主编，化学工业出版社，2004年第1版）的配套辅导用书。本书涵盖流体流动与输送机械、非均相物系分离、传热、蒸发、气体吸收、蒸馏、固体干燥等单元操作，每章均包括“联系图”、“疑难解析”、“工程案例”、“例题详解”、“习题精选”五部分内容。“联系图”给出了单元操作中各基本概念及计算公式之间的关系，并使概念、公式与工程实际问题之间的关系一目了然；“疑难解析”主要针对教学内容难点以及这些内容中蕴含的工程观点和方法；通过对“工程案例”的剖析，引导读者考虑和分析工程实际问题；“例题详解”注重分析与总结，指出其与工程实际问题的联系；“习题精选”则为巩固基本概念、提高解决问题的能力而设置。

本书由北京化工大学化工原理教研室教师编写，执笔者：第1章、第7章由刘丽英编写；第2章、第3章、第6章由丁忠伟编写；第4章由王宇编写；第5章由刘伟编写。全书由杨祖荣教授审阅。

由于编者水平有限，书中难免有不妥之处，敬请读者批评指正。

编者

2006年3月于北京化工大学

目 录

第 1 章 流体流动与输送机械	1
1.1 联系图	2
1.2 疑难解析	4
1.2.1 对黏性及黏度的理解	4
1.2.2 U 形压差计读数所反映的意义	4
1.2.3 伯努利方程使用注意事项	5
1.2.4 管内层流与湍流的比较	5
1.2.5 阻力对管内流动的影响	5
1.2.6 流体流动阻力影响因素及减阻措施	7
1.2.7 复杂管路的特点及分析	8
1.2.8 孔板流量计与转子流量计的比较	9
1.2.9 泵的类型与特点	10
1.2.10 管路特性与离心泵特性分析	10
1.2.11 离心泵的汽蚀问题	11
1.2.12 工程研究方法	12
1.3 工程案例	13
1.3.1 伯努利方程的应用——航海奇案的审判	13
1.3.2 烟囱的工作原理	13
1.3.3 管路安装问题	14
1.3.4 离心泵汽蚀问题	16
1.4 例题详解	17
【例 1-1】 U 形压差计指示液的选取	17
【例 1-2】 微压差的测量	17
【例 1-3】 复式 U 形压差计	18
【例 1-4】 远距离液位的测量	18
【例 1-5】 流向判断	19
【例 1-6】 分层器界面的确定	20
【例 1-7】 倾斜管路中的 U 形压差计	20
【例 1-8】 压力及流速的计算	21
【例 1-9】 小流量的测量	23
【例 1-10】 流量的确定	24
【例 1-11】 虹吸管	25
【例 1-12】 局部阻力系数的测定	26
【例 1-13】 文丘里管	27
【例 1-14】 管路综合计算	28
【例 1-15】 管路综合计算	30
【例 1-16】 并联管路的流量分配	31
【例 1-17】 分支管路的计算	32
【例 1-18】 孔板流量计的设计型计算	33

【例 1-19】 管路特性曲线	34
【例 1-20】 离心泵工作点的变化	35
【例 1-21】 循环管路特性方程及泵的压头	36
【例 1-22】 离心泵流量调节方法比较	37
【例 1-23】 离心泵组合方式的选择	38
【例 1-24】 离心泵允许安装高度的影响因素	40
【例 1-25】 离心泵的选用	40
1.5 习题精选	42
符号说明	49
第 2 章 非均相物系分离	51
2.1 联系图	52
2.2 疑难解析	53
2.2.1 颗粒沉降运动中的阻力	53
2.2.2 如何理解降尘室的处理量取决于其底面积, 而与高度无关	53
2.2.3 旋风分离器临界直径的影响因素	54
2.2.4 恒压过滤方程的应用	54
2.2.5 过滤速率表达式的导出——工程上处理复杂问题的参数综合法	55
2.3 工程案例	55
小水酿大灾的原因	55
2.4 例题详解	57
【例 2-1】 颗粒沉降速度的影响因素	57
【例 2-2】 多层降尘室对分离过程的强化	58
【例 2-3】 降尘室的设计和操作计算	59
【例 2-4】 标准旋风分离器的计算	60
【例 2-5】 旋风分离器的并联操作	61
【例 2-6】 过滤常数的测定	61
【例 2-7】 板框过滤机的设计计算	62
【例 2-8】 采用助滤剂提高过滤机生产能力	63
【例 2-9】 转筒真空过滤机的计算	63
2.5 习题精选	64
符号说明	66
第 3 章 传热	69
3.1 联系图	70
3.2 疑难解析	71
3.2.1 传热速率的普遍表达形式	71
3.2.2 传热过程推动力与阻力的加和性	72
3.2.3 对流传热过程的影响因素分析	73
3.2.4 两物体间辐射传热的影响因素分析	74
3.2.5 逆流、并流和其他流型的比较	75
3.2.6 总传热速率方程与热平衡方程的联解	75
3.2.7 传热过程中的热阻分析	76
3.2.8 工程上强化传热过程的措施	77
3.2.9 工业上常用间壁式换热器性能比较	78
3.3 工程案例	78
3.3.1 多级压缩机故障原因分析	78
3.3.2 换热器以小替大改善换热效果	81

3.4 例题详解	82
【例 3-1】 保温层的临界半径	82
【例 3-2】 设备热损失的计算方法及多种保温材料的合理使用	82
【例 3-3】 对流传热系数的影响因素	84
【例 3-4】 水平管外和垂直管外蒸汽冷凝传热系数的比较	86
【例 3-5】 对数平均温差特性	87
【例 3-6】 总传热系数和污垢热阻的求取	87
【例 3-7】 列管换热器的设计型问题	88
【例 3-8】 换热器的操作型问题	89
【例 3-9】 KA 值——换热器工作能力的综合反映	90
【例 3-10】 流动方式对换热器热回收能力的影响	91
【例 3-11】 饱和水蒸气作为加热剂时传热过程的调节	91
【例 3-12】 生产中提高传热量的最简捷手段——提高加热剂或冷却剂流量	92
【例 3-13】 污垢热阻的影响与改进措施	94
【例 3-14】 列管式换热器的管程数对传热效果的影响	95
【例 3-15】 设计工作对换热器抗干扰能力与调节余地的影响	96
【例 3-16】 壁温的计算	97
【例 3-17】 换热器串联操作与并联操作的比较	98
【例 3-18】 装置开工阶段贮槽内料液升温所需要时间的计算	99
【例 3-19】 热辐射对管道内气体温度测量结果的影响及改进措施	100
【例 3-20】 隔热板减小辐射热损失	102
3.5 习题精选	103
符号说明	108
第 4 章 蒸发	109
4.1 联系图	110
4.2 疑难解析	110
4.2.1 蒸发器与换热器的比较	110
4.2.2 蒸发过程溶液的沸点升高	111
4.2.3 蒸发过程的强化途径	111
4.2.4 单效蒸发与多效蒸发的比较	112
4.2.5 多效蒸发流程的确定	113
4.3 工程案例	113
烧碱蒸发系统的技术改造	113
4.4 例题详解	115
【例 4-1】 溶液的沸点升高	115
【例 4-2】 液柱静压头引起的温度差损失	116
【例 4-3】 加热蒸汽消耗量的计算	116
【例 4-4】 单效蒸发器传热面积计算	117
【例 4-5】 蒸发操作的调节	118
【例 4-6】 多效蒸发的计算及比较	119
4.5 习题精选	122
符号说明	123
第 5 章 气体吸收	125
5.1 联系图	126
5.2 疑难解析	127
5.2.1 亨利定律多种形式的应用场合, 亨利系数 E 、溶解度常数 H 和相平衡常数 m 的	

关系及它们的影响因素	127
5.2.2 分子扩散通量 J_A 、净传递速率 N 及传质速率 N_A 的关系	127
5.2.3 分子扩散系数的物理意义及影响因素	128
5.2.4 菲克定律、傅里叶定律和牛顿黏性定律的类似性	128
5.2.5 与传热过程相比较, 吸收(或解吸)过程的方向、极限和推动力有什么特点	129
5.2.6 应用吸收传质速率方程的注意点及传质速率方程的选择原则	130
5.2.7 从传质阻力的角度分析在吸收过程中有时采用吸收液部分循环流程的优势	130
5.2.8 双膜理论的意义	130
5.2.9 逆流和并流吸收过程操作线、平均推动力及最小液气比的比较	131
5.2.10 适宜操作液气比选择的出发点	131
5.2.11 吸收过程与间壁式传热过程的异同点	132
5.2.12 吸收因数法与平均推动力法求传质单元数的条件与区别	132
5.2.13 为什么工程上常采用传质单元高度反映吸收设备的分离效能?	133
5.2.14 从降低吸收过程总费用的角度看吸收剂的选择	133
5.3 工程案例	133
5.3.1 吸收剂及吸收-解吸工艺的改造	133
5.3.2 吸收塔的设计	135
5.4 例题详解	136
【例 5-1】亨利定律及对亨利系数等的影响	136
【例 5-2】平衡关系的应用	137
【例 5-3】吸收速率及影响因素	138
【例 5-4】物料衡算	139
【例 5-5】传质推动力、阻力、传质速率及影响因素	140
【例 5-6】吸收剂用量和填料层高度的设计计算	143
【例 5-7】填料塔的核算问题	144
【例 5-8】体积传质系数计算	145
【例 5-9】吸收剂进口浓度对填料层高度的影响	146
【例 5-10】气体和液体流量对吸收塔所需填料层高度设计的影响	146
【例 5-11】混合气体进口浓度、吸收剂进口浓度对溶质吸收率的影响	148
【例 5-12】吸收温度对吸收效果的影响	149
【例 5-13】流体流量对吸收过程的影响	151
【例 5-14】并流与逆流的比较	152
【例 5-15】综合题	153
【例 5-16】多股进料位置和方式不同对填料层高度的影响	154
【例 5-17】多塔组合计算	155
【例 5-18】吸收-解吸联合	157
【例 5-19】吸收-解吸联合	158
【例 5-20】解吸塔设计计算	158
【例 5-21】吸收液部分循环塔的分析	159
【例 5-22】操作型问题定性分析	160
【例 5-23】吸收液部分再循环对塔高的影响	160
5.5 习题精选	162
符号说明	166
第 6 章 蒸馏	167
6.1 联系图	168
6.2 疑难解析	170

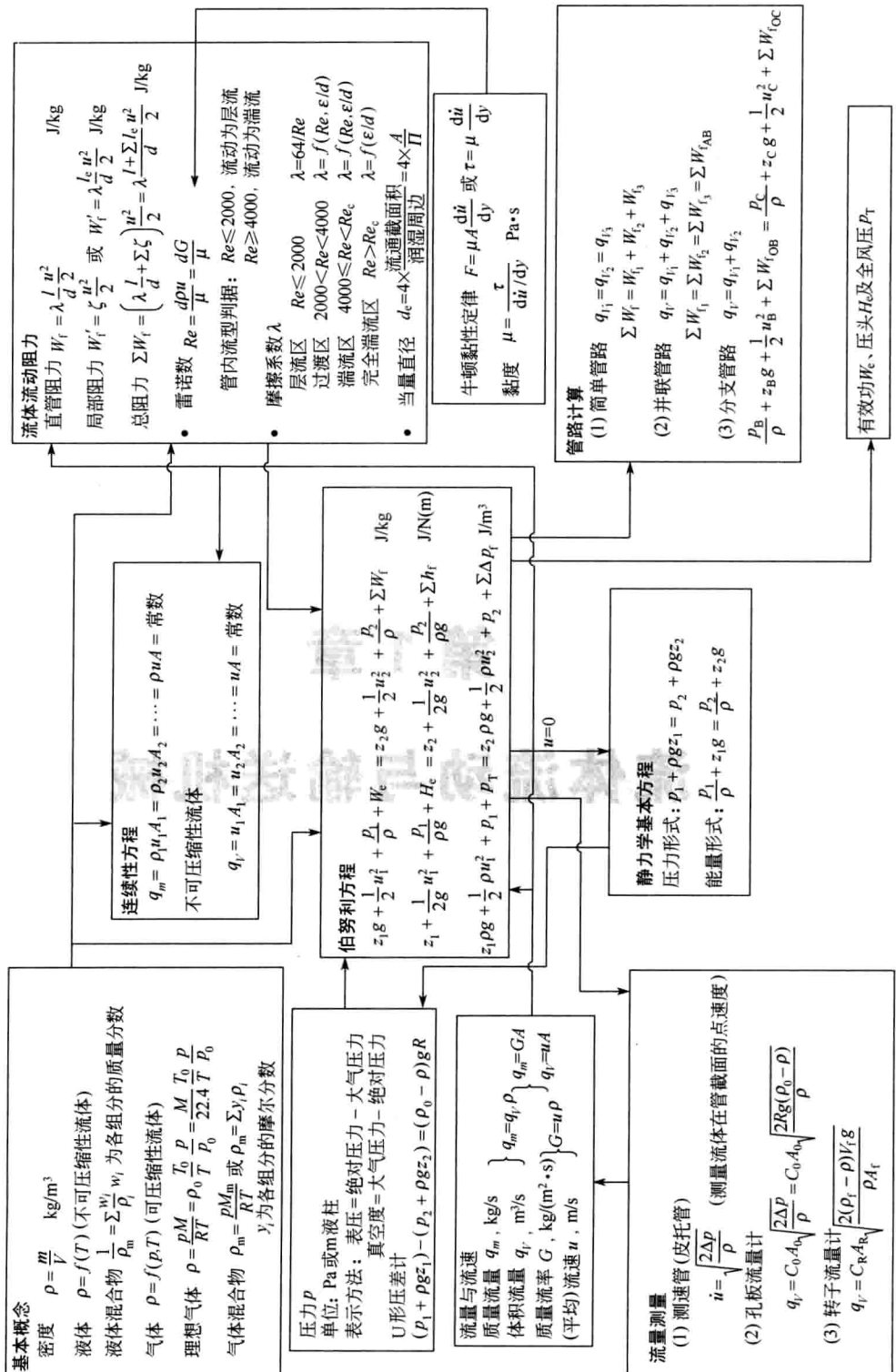
6.2.1	相平衡关系的图形和解析表达	170
6.2.2	杠杆定律——蒸馏过程所包含的质量守恒规律	170
6.2.3	对精馏过程回流作用的理解	170
6.2.4	对精馏段、提馏段作用的理解——兼述操作液气比的影响	171
6.2.5	回收塔与精制塔	171
6.2.6	对梯级图的理解	172
6.2.7	精馏塔的设计和操作影响因素分析	173
6.2.8	蒸馏操作压力的选择	174
6.2.9	对最小回流和全回流的原理	174
6.2.10	板式塔与填料塔的比较与选用	175
6.2.11	精馏操作中测量温度的重要意义	176
6.2.12	气、液流量对传质设备操作的影响	176
6.3	工程案例	177
6.3.1	浮阀塔板上开筛孔提高塔的生产能力	177
6.3.2	采用侧线出料降低精馏塔的能耗	178
6.4	例题详解	179
	【例 6-1】 操作温度与精馏产品纯度的关系	179
	【例 6-2】 总压对汽液平衡关系的影响	180
	【例 6-3】 简单蒸馏与平衡蒸馏的比较	181
	【例 6-4】 回流比对塔内液气比的影响	181
	【例 6-5】 进料热状况对塔釜蒸发量的影响	182
	【例 6-6】 精馏塔内物料循环量	183
	【例 6-7】 解决精馏塔设计型问题的逐板算法	184
	【例 6-8】 回流热状况对理论塔板数的影响	185
	【例 6-9】 分凝器和塔釜加热器的作用	186
	【例 6-10】 有分凝器时塔板浓度的求取	187
	【例 6-11】 质量衡算关系对精馏产品纯度的制约	188
	【例 6-12】 不同组成的物料进料方式对分离过程的影响	189
	【例 6-13】 最小回流比的影响因素	190
	【例 6-14】 复杂塔的最小回流比	191
	【例 6-15】 Muphree 单板效率的测定	192
	【例 6-16】 回收塔的作用	193
	【例 6-17】 精馏塔工作能力的核算	194
	【例 6-18】 精馏塔的灵敏板	195
	【例 6-19】 带有侧线采出的塔	196
	【例 6-20】 精馏塔的操作型计算	197
6.5	习题精选	199
	符号说明	202
第 7 章	固体干燥	205
7.1	联系图	206
7.2	疑难解析	207
7.2.1	湿空气各种温度的关系	207
7.2.2	湿空气状态的确定	207
7.2.3	物料中各种水分的关系	207
7.2.4	中间加热与部分废气循环干燥过程	208
7.2.5	干燥速率的影响因素	209

7.2.6 干燥条件对干燥速率曲线的影响	210
7.3 工程案例	210
气流干燥器与流化干燥器的联用	210
7.4 例题详解	211
【例 7-1】 湿空气性质的计算	211
【例 7-2】 温度、压力对湿空气干燥能力的影响	212
【例 7-3】 平衡曲线的应用	214
【例 7-4】 湿空气状态的确定	214
【例 7-5】 单级加热、中间加热以及部分废气循环干燥过程的比较	215
【例 7-6】 干燥器空气出口温度对干燥过程的影响	218
【例 7-7】 空气的状态与流速对恒速阶段干燥速率的影响	220
【例 7-8】 空气流速对临界含水量的影响	221
【例 7-9】 干燥条件对干燥速率曲线的影响	222
7.5 习题精选	223
符号说明	226
习题答案	227
参考文献	234

第 1 章

流体流动与输送机械

1.1 联系图



流体输送机械 (压头 H 及全风压 P_T)

离心泵

主要部件 叶轮 (给能部件), 泵壳 (转能部件), 轴封部件

性能参数 流量 $q_V, m^3/s$
 压头 (扬程) H : 单位重量的液体经泵后所获得的机械能, m
 轴功率 N, W
 效率 η

$$N = \frac{q_V H \rho g}{\eta}$$

影响因素 密度: $\rho \uparrow \rightarrow q_V$ 不变, H 不变, η 基本不变, $N \uparrow$
 黏度: $\mu \uparrow \rightarrow q_V \downarrow, H \downarrow, \eta \downarrow, N \uparrow$
 转速: $\frac{q_{V1}}{q_{V2}} = \frac{n_1}{n_2}; \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3$
 叶轮直径: $\frac{q_{V1}}{q_{V2}} = \frac{D_1}{D_2}; \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2; \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^3$

特性曲线 某型号泵在一定转速下用 20°C 清水测定, 包括 $H-q_V, N-q_V, \eta-q_V$ 三条曲线

工作点 泵特性曲线与管路特性曲线的交点

流量调节 改变管路特性曲线——调泵出口阀门开度
 改变泵特性曲线——调泵的转速; 切削叶轮直径

安装 泵的串、并联操作
 有效汽蚀余量: $(NPSH)_e = \frac{P_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{P_v}{\rho g}$

必需汽蚀余量: $(NPSH)_r$ 在给定的转速和流量下泵所必需的汽蚀余量, 由离心泵产品样本提供

允许安装高度

$$H_{允} = \frac{P_0 - P_v}{\rho g} - (NPSH)_r - \sum h_{r, 吸入}$$

选用 $q_{V, 泵} > q_{V, 需}, H_{允} > H_{需}$

区分概念

- 气缚现象与汽蚀现象
- 泵的扬程与升高高度
- 泵的工作点与设计点
- 管路特性曲线与泵的特性曲线

其他类型化工用泵

(1) 正位移式 (或容积式) 泵
 往复式; 柱塞泵、计量泵、隔膜泵等
 旋转式; 齿轮泵、螺杆泵等
 工作原理: 造成容积变化后吸入和排出液体, 直接将机械能作用于流体

正位移特性: 输液量仅与泵特性有关, 而压头仅与管路特性有关

(2) 旋涡泵
 工作原理同离心泵, 使用同正位移式泵
 (各种泵性能比较见“疑难解析” 1.2.9)

气体输送机械

(1) 离心式通风机

性能参数 流量 (风量) $q_V, m^3/s$ 或 m^3/h
 全风压 P_T : 单位体积的气体经风机后所获得的机械能, Pa
 静风压 $P_s = P_2 - P_1$
 动风压 $P_k = \frac{\rho}{2} u_2^2$
 全风压 $P_T = P_s + P_k$
 轴功率 N 与效率 η

$$N = \frac{P_T q_V}{1000 \eta}$$

特性曲线 某型号风机在一定转速下用 101.3 kPa、20°C 空气测定, 包括 $P_s-q_V, N-q_V, \eta-q_V$ 四条曲线

(2) 往复式压缩机
 工作过程 膨胀、吸气、压缩和排出
 余隙系数 $\epsilon = \frac{V_A}{V_C - V_A}$
 容积系数 $\lambda_0 = \frac{V_C - V_B}{V_C - V_A}$
 关系 $\lambda_0 = 1 - \epsilon \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{1}{k}} - 1 \right]$

1.2 疑难解析

1.2.1 对黏性及黏度的理解

工程中所遇到的流体均为实际流体，实际流体区别于固体的特性之一是具有黏性。库仑曾做实验证实流体黏性的存在。在一金属圆板中扎以细金属丝，将圆板吊在流体中，扭转金属丝使圆板旋转某一角度，然后放开，圆板则往返旋转摆动，且随着时间的延长，摆动不断衰减，最终圆板停止不动，这种现象正是流体具有黏性的表现。实验在不同的流体中进行，结果发现，在气体中圆板衰减速度很慢，在液体中则很快，这表明不同流体具有不同的黏性。众所周知，水不能润湿蜡，如果在圆板表面均匀涂上一层蜡，是否可以减缓金属圆板在水中运动的衰减呢？实验证明，圆板涂蜡后对衰减影响甚微，表明流体与固体壁面间并没有相对运动，其黏性取决于流体内部的内摩擦力。

实际流体在流动时，其内部会产生内摩擦力（剪切力），当流速不大时将导致流体分层流动（层流）。相毗邻的两流体层，由于速度不同，动量也就不同。高速流体层中一些分子由于本身的运动及分子间的引力进入低速流体层，与速度较慢的分子碰撞使其加速，动量增大；同时，低速流体层中一些分子也会进入高速流体层使其减速，动量减小。由于流体层之间的分子交换使动量由高速流体层向低速流体层传递。流体的黏性正是这种分子间引力和分子运动与碰撞造成动量传递的宏观表现。

黏度是表征流体黏性大小的物理量，同一流体的黏度与温度关系较大，而与压力关系不大。温度对液体和气体黏度的影响是截然不同的。液体的黏度随温度的升高而减小；气体的黏度随温度的升高而增大。二者的差异是由它们在微观分子结构上的不同所造成。对于液体，分子紧密排列，分子间距较小，产生黏性的主要原因在于液体分子间的引力。随温度的升高，分子远离，引力减小，导致黏性降低，则表征其大小的黏度减小。对于气体，分子间距较大，产生黏性的主要原因在于气体分子本身的运动。随温度的升高，分子运动加快，碰撞加剧，导致其黏性增大，则黏度增大。

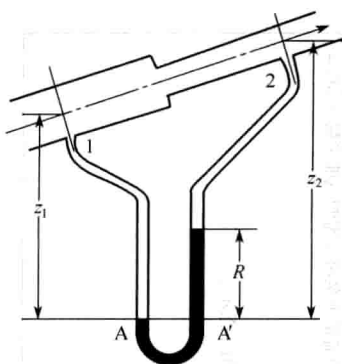


图 1-1 U 形压差计读数的意义

1.2.2 U 形压差计读数所反映的意义

流体静力学基本方程的应用之一是测量流体两点的压力差，常用的压差计是 U 形压差计。图 1-1 所示的倾斜管路，密度为 ρ 的流体从中流过，在两截面 1、2 处连接 U 形压差计，指示剂密度为 ρ_0 ，其读数为 R 。现分析 U 形压差

计读数所反映的意义。

图中 A—A' 为等压面，又

$$p_A = p_1 + \rho g z_1$$

$$p_{A'} = p_2 + \rho g (z_2 - R) + \rho_0 g R$$

故有
整理得

$$p_1 + \rho g z_1 = p_2 + \rho g (z_2 - R) + \rho_0 g R$$

$$(p_1 + \rho g z_1) - (p_2 + \rho g z_2) = (\rho_0 - \rho) g R \quad (1-1)$$

或

$$\left(\frac{p_1}{\rho} + z_1 g\right) - \left(\frac{p_2}{\rho} + z_2 g\right) = \frac{(\rho_0 - \rho) g R}{\rho} \quad (1-1a)$$

当 $z_1 = z_2$ 时，

$$p_1 - p_2 = (\rho_0 - \rho) g R \quad (1-2)$$

由此可见,对于倾斜管路,U形压差计读数反映的是两截面流体的静压能与位能总和之差值,静压能、位能均为流体的势能,因此,U形压差计的读数实际反映两截面流体的总势能差。当管路水平放置时,U形压差计仅测得静压能差或压力差。

结合伯努利方程进一步分析。在截面1、2间列伯努利方程

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

$$\text{变形} \quad \left(\frac{p_1}{\rho} + z_1 g \right) - \left(\frac{p_2}{\rho} + z_2 g \right) = \left(\frac{1}{2} u_2^2 - \frac{1}{2} u_1^2 \right) + \sum W_f \quad (1-3)$$

将式(1-3)代入式(1-1a)中,得

$$\left(\frac{1}{2} u_2^2 - \frac{1}{2} u_1^2 \right) + \sum W_f = \frac{(\rho_0 - \rho) g R}{\rho} \quad (1-4)$$

可见,对于流体流动系统,U形压差计的读数又反映了两截面流体的动能差与能量损失之和,对于等径管路,U形压差计的读数仅反映管路的能量损失(阻力),该值与流体的流量、管路的直径、长度等因素有关,而与管路的放置状况(倾斜角度)无关。

1.2.3 伯努利方程使用注意事项

伯努利方程与连续性方程反映了流体流动的基本规律,使用伯努利方程,可以解决流体输送与流量测量等实际问题。解题时需注意以下几个问题。

① 应根据题意画出流动系统的示意图,标明流动方向,定出上、下游截面,明确衡算范围。要求所选取的截面应与流体的流动方向相垂直,并且两截面间流体是定态连续流动,截面宜选在已知量多、计算方便处。此外,还应选定位能基准面,要求基准水平面必须与地面平行,为计算方便,宜选两截面中位置较低的截面为基准水平面。若截面不是水平面,而是垂直于地面,则基准面应选为过管中心线的水平面。

② 能量衡算基准不同,伯努利方程的形式也有多样。进行计算时,可选用其中任一基准列伯努利方程,但必须注意相应的能量形式,不得混淆。

③ 注意伯努利方程中各项的意义。以单位质量流体为基准的伯努利方程为例,其中 $z g$ 、 $\frac{1}{2} u^2$ 、 $\frac{p}{\rho}$ 分别表示单位质量流体在某截面上所具有的位能、动能和静压能,它们是状态参数,与截面处的流动参数有关;而 W_e 、 $\sum W_f$ 分别为单位质量流体在两截面间获得和消耗的能量,它们是过程函数,其值与流体从上游截面到下游截面的路径密切相关。

④ 计算时要注意各物理量的单位保持一致,尤其在计算静压能时, p_1 、 p_2 不仅单位要一致,同时表示方法也应一致,或同为绝压,或同为表压。

1.2.4 管内层流与湍流的比较

管内层流与湍流是流体流动的两种类型,二者在诸多方面存在差异,见表1-1。

1.2.5 阻力对管内流动的影响

实际流体具有黏性,在流动时会产生内摩擦力,消耗一定的能量,因而造成能量损失(又称为阻力)。

如图1-2所示,流体在等径倾斜直管中作定态流动。

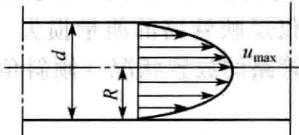
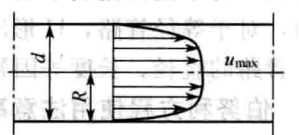
在1-1'和2-2'截面间列伯努利方程,

$$z_1 g + \frac{1}{2} u_1^2 + \frac{p_1}{\rho} = z_2 g + \frac{1}{2} u_2^2 + \frac{p_2}{\rho} + W_f$$

因管路直径相同, $u_1 = u_2$, 有

$$W_f = \left(\frac{p_1}{\rho} + z_1 g \right) - \left(\frac{p_2}{\rho} + z_2 g \right) \quad (1-5)$$

表 1-1 管内层流与湍流的比较

流型	层流	湍流
判据	$Re \leq 2000$	$Re \geq 4000$
质点运动方式	平行于管轴的直线运动, 质点不存在径向混合和碰撞	不规则杂乱运动, 质点彼此碰撞和混合, 径向上质点的脉动是湍流的基本特征
剪应力与动量通量	黏性应力符合牛顿黏性定律 $\tau = -\mu \frac{d\dot{u}}{dr}$ (μ 为流体的物性) 动量传递由分子运动造成, 通量较小	黏性应力+湍流应力 $\tau = -(\mu + e) \frac{d\dot{u}}{dr}$ (e 为非流体的物性, 而与流动状况有关) 动量传递由分子运动与质点脉动所造成, 且后者远大于前者, 通量较大
管内速度分布	$\dot{u} = \frac{\Delta p}{4\mu l} (R^2 - r^2) = u_{\max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right]$ 	$\dot{u} = u_{\max} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^n \quad (n=1/7 \text{ 常用})$ 
平均速度	$\bar{u} = \frac{1}{2} u_{\max}$	$\bar{u} \approx 0.817 u_{\max} \quad (n=1/7 \text{ 时})$
边界层	层流层厚度等于管半径	层流内层-过渡层-湍流主体
摩擦系数	λ 仅与 Re 有关, 且 $\lambda = \frac{64}{Re}$	$\lambda = f(Re, \epsilon/d)$ 完全湍流区: λ 仅与 ϵ/d 有关
流动阻力	$W_f \propto u$	$W_f \propto u^{1 \sim 2}$ 完全湍流区: $W_f \propto u^2$

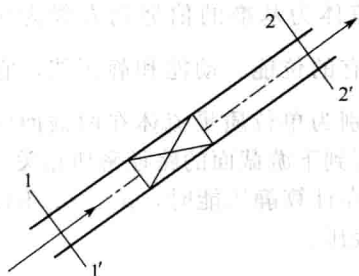


图 1-2 流体流动阻力

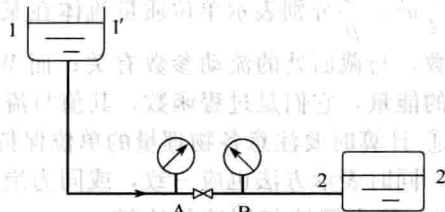


图 1-3 简单管路输送系统

若管路为水平, 则

$$W_f = \frac{p_1 - p_2}{\rho} \quad (1-5a)$$

由此可见, 无论管路水平安装还是倾斜安装, 流体的流动阻力均表现为势能的减少, 仅当水平安装时, 流动阻力恰好等于两截面的静压能之差。一般, 对于指定管路, 两截面的高度 z_1 、 z_2 为定值, 因此, 当由于某些原因而引起阻力变化时, 必导致截面处流体压力的变化, 这也是流体流动与固体运动的本质区别: 固体运动由于摩擦而使速度减小, 流体流动因为内摩擦而使压力变化。

以下通过简单管路系统进一步说明。如图 1-3, 设两贮槽内液位保持恒定, 各管段直径