

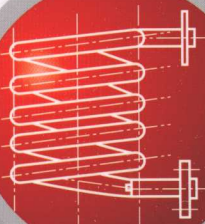
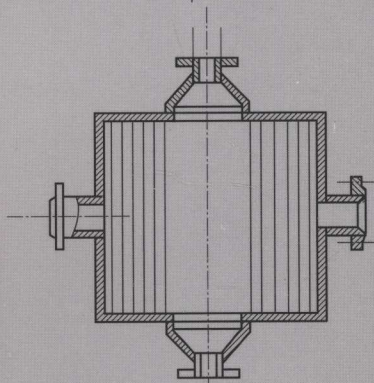
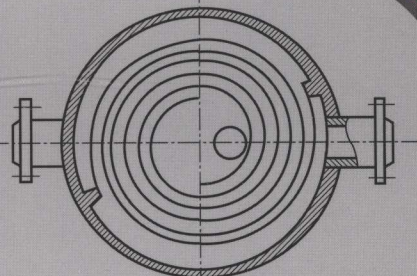
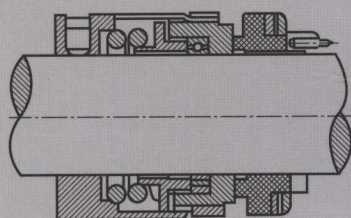


高职高专“十一五”规划教材

# 化工单元操作与设备

薛雪 吕利霞 汪武◎主编

HUAGONG DANYUAN CAOZUO YU SHEBEI



CAOZUO YU SHEBEI



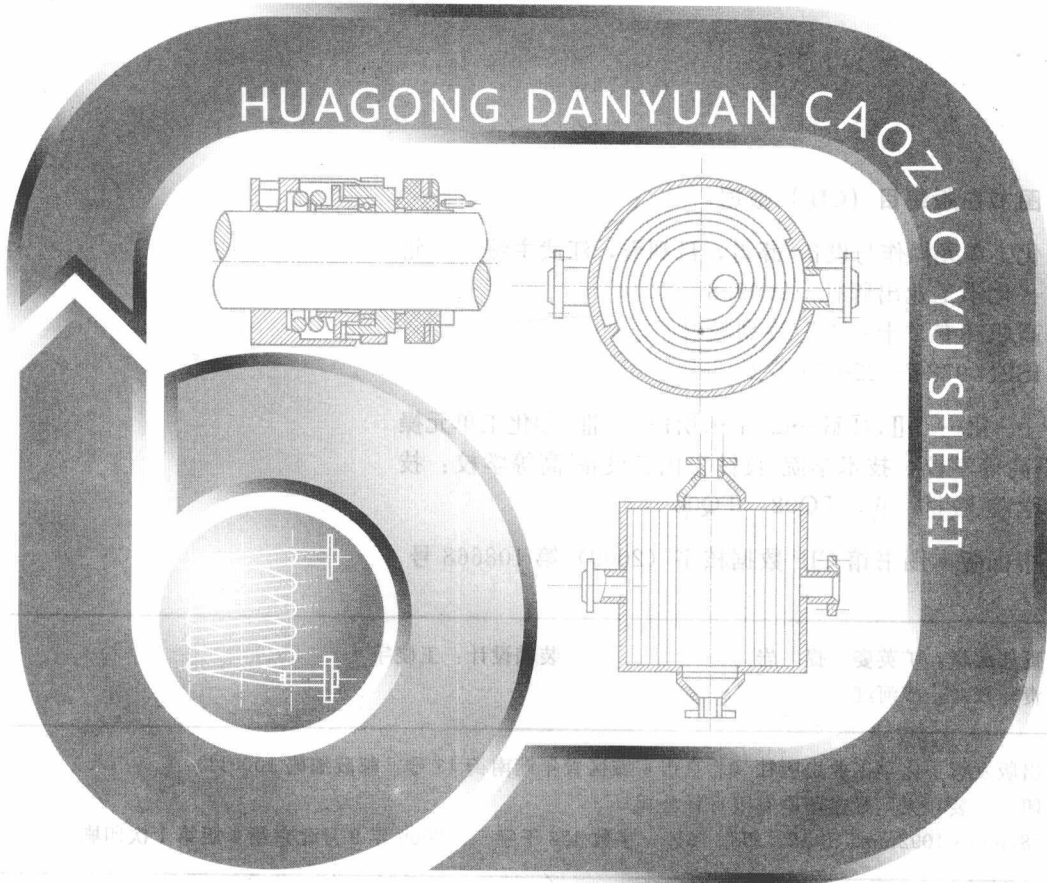
化学工业出版社



高职高专“十一五”规划教材

# 化工单元操作与设备

薛雪 吕利霞 汪武◎主编



化学工业出版社

· 北京 ·

元 00.00

本书精选了典型的化工单元操作过程作为主要内容,包括流体流动、流体输送、传热、蒸发、非均相分离、吸收、蒸馏、干燥,共八个单元。精简理论,突出基本原理、典型设备和计算,增加了实际生产操作的知识。每个单元设有任务描述、任务分析和课后习题,方便教师教学和学生课下复习。

本书可作为高职高专化工技术类各专业及其相关专业的教材和企业培训用书,也可供相关部门的化工生产、设计、研究人员参考使用。

### 图书在版编目(CIP)数据

化工单元操作与设备/薛雪,吕利霞,汪武主编. —北京:化学工业出版社,2009.8

高职高专“十一五”规划教材

ISBN 978-7-122-05906-2

I. 化… II. ①薛…②吕…③汪… III. ①化工单元操作-高等学校:技术学院-教材②化工设备-高等学校:技术学院-教材 IV. TQ02 TQ05

中国版本图书馆CIP数据核字(2009)第108668号

---

责任编辑:旷英姿 提岩

装帧设计:王晓宇

责任校对:战河红

---

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)

印装:大厂聚鑫印刷有限责任公司

787mm×1092mm 1/16 印张16½ 字数428千字 2009年9月北京第1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:30.00元

版权所有 违者必究

# 前 言

化工单元操作与设备是一门基础理论与生产实际相结合的技术基础课。过去的教材试图通过理论来分析和解决实际问题，繁琐的数学推导多。编者在不断总结和大胆探索的基础上，经过多年的教学研究和反复的酝酿，完成了本教材的编写。

在编写过程中，我们围绕专业培养目标，力求实现教学内容与岗位能力要求的对接，并根据学生职业生涯需要掌握的专项能力和综合能力，对每一项能力所需的专业知识与操作技能进行分析，精选八个典型的化工单元操作过程作为教学内容，并本着精简理论、拓宽视野的原则删减繁琐的公式推导过程和纯理论型计算，增加了实际生产的操作知识，注重运用所学知识分析问题、解决问题的能力，突出高职教育的特色。

本教材由薛雪、吕利霞、汪武担任主编。全书由长沙航空职业技术学院薛雪（绪论、单元七）、安徽职业技术学院汪武（单元一）、中山火炬职业技术学院谷雪贤（单元二、单元五）、湖南化工职业技术学院易卫国（单元三）、内蒙古化工职业学院吕利霞（单元四、单元八）、长沙环境保护职业技术学院张桂军（单元六）编写，由薛雪统稿。在编写过程中得到了各参编学校各级领导及同行的大力支持，并提出了很多宝贵的意见，借此机会，特表示感谢。

由于时间仓促，编者水平有限，疏漏之处在所难免，还望各位同仁批评指正！

编者

2009年5月

# 目 录

绪论 .....	1	0.2.4 过程速率 .....	4
0.1 化工生产过程与化工单元操作 .....	1	0.3 单位、单位制和单位换算 .....	4
0.2 基本概念 .....	2	0.3.1 单位 .....	4
0.2.1 物料衡算 .....	2	0.3.2 单位制 .....	4
0.2.2 能量衡算 .....	3	0.3.3 单位换算 .....	5
0.2.3 平衡关系 .....	4	习题 .....	5
<b>一、动量传递模块 .....</b>	<b>6</b>		
<b>单元一 流体流动操作单元 .....</b>	<b>6</b>	1.8 流量测量仪表简介 .....	36
任务描述 .....	6	1.8.1 孔板流量计 .....	36
任务分析 .....	6	1.8.2 文丘里流量计 .....	37
1.1 流体的基本性质及计算 .....	6	1.8.3 转子流量计 .....	38
1.1.1 密度和相对密度 .....	7	习题 .....	39
1.1.2 黏度 .....	8	<b>单元二 流体输送单元操作与设备 .....</b>	<b>42</b>
1.2 流体静力学及其应用 .....	10	任务描述 .....	42
1.2.1 流体的压力 .....	10	任务分析 .....	42
1.2.2 流体静力学基本方程及应用 .....	11	2.1 输送设备简介及分类 .....	42
1.3 流动流体的物料衡算 .....	15	2.1.1 流体输送机械的作用 .....	42
1.3.1 流量与流速 .....	15	2.1.2 流体输送机械的分类 .....	42
1.3.2 定态流动与非定态流动 .....	16	2.2 离心泵的性能及选用 .....	43
1.3.3 定态流动系统的物料衡算——连续 性方程式 .....	16	2.2.1 离心泵的工作原理和结构 .....	43
1.4 流动流体的能量衡算 .....	17	2.2.2 离心泵的性能与特性曲线 .....	46
1.4.1 流动系统的能量类型 .....	17	2.2.3 影响离心泵性能的主要因素 .....	48
1.4.2 流动系统的能量衡算——柏努利 方程 .....	18	2.2.4 离心泵的吸上高度（安装 高度） .....	49
1.5 流动流体现象分析 .....	21	2.2.5 离心泵的工作点与流量调节 .....	51
1.5.1 雷诺准数与流动类型 .....	21	2.2.6 离心泵的类型与选用 .....	53
1.5.2 流体在圆管内的流速分布 .....	23	2.2.7 离心泵的安装与操作 .....	57
1.6 化工管路的构成与布置 .....	24	2.3 其他化工生产用泵 .....	58
1.6.1 化工管路的构成与标准化 .....	24	2.3.1 往复泵 .....	58
1.6.2 管子的选用 .....	26	2.3.2 计量泵 .....	61
1.6.3 化工管路的布置与安装 .....	27	2.3.3 齿轮泵 .....	61
1.7 流动系统阻力计算 .....	28	2.3.4 旋涡泵 .....	61
1.7.1 直管阻力计算 .....	28	2.4 气体输送机械简介 .....	62
1.7.2 局部阻力计算 .....	32	2.4.1 往复式压缩机 .....	62
1.7.3 总阻力计算及降低措施 .....	35	2.4.2 离心式通风机 .....	64
		2.4.3 罗茨鼓风机 .....	66

2.4.4 真空泵 .....	66	习题 .....	67
-----------------	----	----------	----

## 二、热量传递模块 .....

<b>单元三 传热单元操作与设备</b> .....	69	3.7.2 污垢热阻的影响 .....	96
任务描述 .....	69	3.7.3 强化传热途径 .....	97
任务分析 .....	69	3.7.4 传热基本方程应用举例 .....	99
3.1 传热的基本方式与类型 .....	69	3.8 换热器 .....	100
3.1.1 传热在化工生产中的应用 .....	69	3.8.1 换热器的分类 .....	100
3.1.2 传热的基本方式 .....	70	3.8.2 间壁式换热器简介 .....	101
3.1.3 工业换热器的类型 .....	71	习题 .....	107
3.2 传热基本方程 .....	72	<b>单元四 蒸发单元操作与设备</b> .....	110
3.2.1 典型间壁式换热器及其传热 过程 .....	72	任务描述 .....	110
3.2.2 传热基本方程 .....	73	任务分析 .....	110
3.3 传热速率与热负荷 .....	74	4.1 蒸发操作的特点与分类 .....	110
3.3.1 热负荷 .....	74	4.1.1 蒸发操作的目的 .....	110
3.3.2 热负荷与传热速率的关系 .....	74	4.1.2 蒸发操作的流程 .....	110
3.3.3 热量衡算与热负荷的确定 .....	74	4.1.3 蒸发操作的分类 .....	110
3.4 传热平均温度差 .....	76	4.1.4 蒸发操作的特点 .....	111
3.4.1 恒温传热时的平均温度差 .....	77	4.2 蒸发设备的特点分析 .....	112
3.4.2 变温传热时的平均温度差 .....	77	4.2.1 蒸发器的类型与结构 .....	112
3.5 热传导 .....	82	4.2.2 蒸发器的辅助设备 .....	115
3.5.1 傅立叶定律 .....	82	4.3 单效蒸发的工艺计算 .....	116
3.5.2 热导率 .....	83	4.3.1 水分蒸发量的计算 .....	116
3.5.3 平壁导热 .....	83	4.3.2 加热蒸汽消耗量的计算 .....	116
3.5.4 圆筒壁导热 .....	85	4.3.3 蒸发器传热面积的计算 .....	119
3.6 对流传热 .....	87	4.3.4 蒸发器的生产能力和生产强度 .....	125
3.6.1 对流传热分析 .....	87	4.4 多效蒸发与节能 .....	125
3.6.2 对流传热基本方程 .....	87	4.4.1 蒸发器加热蒸汽的经济性 .....	125
3.6.3 对流传热膜系数 .....	88	4.4.2 多效蒸发 .....	126
3.7 传热系数 .....	94	4.4.3 蒸发操作节能措施 .....	128
3.7.1 传热系数的获取方法 .....	94	习题 .....	129

## 三、质量传递模块 .....

<b>单元五 非均相物系的分离</b> .....	130	5.2.1 重力沉降与重力沉降速度 .....	131
任务描述 .....	130	5.2.2 重力沉降设备 .....	133
任务分析 .....	130	5.3 离心沉降与设备 .....	134
5.1 非均相物系的分离目的与方法 .....	130	5.3.1 离心沉降与离心沉降速度 .....	134
5.1.1 非均相混合物分离在工业中的 应用 .....	130	5.3.2 离心沉降设备 .....	135
5.1.2 非均相混合物的分离方法 .....	131	5.4 过滤操作与设备 .....	137
5.2 重力沉降与设备 .....	131	5.4.1 过滤操作的基本概念 .....	137
		5.4.2 影响过滤操作的因素 .....	138

5.4.3 过滤设备 .....	139	任务分析 .....	175
5.5 离心机 .....	142	7.1 蒸馏操作方法与分类 .....	175
5.5.1 基本概念 .....	142	7.2 双组分混合溶液的气液相平衡 .....	176
5.5.2 离心机的类型 .....	143	7.2.1 双组分离理想物系的气液相平衡 .....	176
5.6 气体的其他净制设备 .....	144	7.2.2 气液平衡相图 .....	178
5.6.1 惯性分离器 .....	145	7.2.3 挥发度和相对挥发度 .....	179
5.6.2 袋滤器 .....	145	7.2.4 双组分非理想溶液的气液相平衡 .....	181
5.6.3 静电除尘器 .....	146	7.3 简单蒸馏与精馏原理 .....	182
习题 .....	146	7.3.1 简单蒸馏与流程 .....	182
<b>单元六 吸收单元操作与设备</b> .....	<b>148</b>	7.3.2 精馏原理和流程 .....	182
任务描述 .....	148	7.4 双组分连续精馏的计算 .....	185
任务分析 .....	148	7.4.1 几个假定 .....	185
6.1 吸收操作的应用与分类 .....	148	7.4.2 物料衡算和操作线方程 .....	185
6.1.1 工业生产中的吸收操作 .....	148	7.4.3 进料热状况的影响 .....	189
6.1.2 吸收操作的应用 .....	149	7.4.4 理论板数的计算 .....	192
6.1.3 吸收操作的分类 .....	149	7.4.5 实际塔板数和板效率 .....	197
6.1.4 吸收剂的选择 .....	150	7.4.6 连续精馏装置的热量衡算 .....	199
6.2 吸收的气液相平衡 .....	150	7.5 回流比对精馏操作的影响 .....	200
6.2.1 相组成表示法 .....	150	7.5.1 回流及回流比 .....	200
6.2.2 相平衡关系 .....	152	7.5.2 全回流与最少理论塔板数 .....	201
6.2.3 相平衡与吸收操作的关系 .....	155	7.5.3 最小回流比 .....	201
6.3 吸收传质机理 .....	156	7.5.4 适宜回流比确定 .....	202
6.3.1 物质传递的基本方式 .....	156	7.6 板式塔 .....	203
6.3.2 吸收过程的机理 .....	156	7.6.1 塔板类型 .....	204
6.3.3 双膜理论的局限性 .....	157	7.6.2 板式塔的流体力学性能 .....	207
6.4 传质速率方程 .....	157	习题 .....	209
6.4.1 吸收速率方程式 .....	157	<b>单元八 干燥单元操作与设备</b> .....	<b>212</b>
6.4.2 传质阻力控制 .....	158	任务描述 .....	212
6.5 吸收塔计算 .....	158	任务分析 .....	212
6.5.1 全塔物料衡算 .....	159	8.1 干燥过程分析 .....	212
6.5.2 塔内任一截面与塔底、塔顶间的物料衡算 .....	159	8.1.1 固体物料的去湿方法 .....	212
6.5.3 吸收剂用量的计算 .....	160	8.1.2 干燥操作方法的分类 .....	212
6.5.4 塔径的计算 .....	162	8.1.3 对流干燥过程分析 .....	213
6.5.5 填料层高度的计算 .....	162	8.2 湿空气的性质和湿度图 .....	214
6.6 填料塔 .....	167	8.2.1 湿空气的性质 .....	214
6.6.1 填料塔的构造 .....	167	8.2.2 湿空气的湿度图及应用 .....	217
6.6.2 填料的类型 .....	167	8.3 干燥过程的物料衡算和热量衡算 .....	220
6.6.3 填料的特性 .....	169	8.3.1 湿物料中含水量的表示方法 .....	221
6.6.4 填料塔的流体力学性能 .....	169	8.3.2 干燥器物料衡算 .....	221
6.6.5 填料塔的附件 .....	171	8.3.3 干燥过程的热量衡算 .....	223
习题 .....	173	8.4 干燥速率和干燥时间 .....	225
<b>单元七 蒸馏单元操作与设备</b> .....	<b>175</b>	8.4.1 物料中所含水分的性质 .....	225
任务描述 .....	175	8.4.2 恒定干燥条件下的干燥速率 .....	226

## 附录 ..... 232

一、某些气体的重要物理性质 ..... 232

二、某些液体的重要物理性质 ..... 233

三、空气的重要物理性质  
( $p=101.3\text{kPa}$ ) ..... 234

四、水的重要物理性质 ..... 235

五、水的黏度 ( $0\sim 100^{\circ}\text{C}$ ) ..... 236

六、饱和水蒸气表 (以温度排列) ..... 237

七、饱和水蒸气表 (以压力排列) ..... 238

八、液体在常压下黏度共线图及密度 ..... 239

九、气体在常压下黏度共线图 ..... 240

十、气体的比热容 ( $p=101.3\text{kPa}$ ) ..... 241

十一、液体的比热容 ..... 242

十二、液体汽化潜热共线图 ..... 243

十三、某些气体的热导率 ..... 244

十四、某些液体的热导率 ..... 245

十五、某些固体材料的热导率 ..... 245

十六、无机盐水溶液在  $101.3\text{kPa}$  下的  
沸点 ..... 246

十七、管子规格 ..... 247

十八、常用离心泵的规格 (摘录) ..... 248

十九、若干气体溶于水时的亨利系数 ..... 253

二十、某些二元物系的气液平衡组成 ..... 253

## 参考文献 ..... 255



# 绪 论

## 0.1 化工生产过程与化工单元操作

化学工业、石油化学工业、医药工业及轻工、食品、冶金等工业，尽管它们所生产的产品性质、加工方法、工艺流程以及设备等并不完全相同，甚至相差很大，但是，它们的生产过程却具有一些共同的特点。将原料大规模进行加工处理，使其物理性质和化学性质发生变化并生成新的、符合要求的产品，这就是化工生产过程。

图 0-1 表示的是用甲醇氧化法生产福尔马林的流程图。甲醇和水混合液由泵送到高位槽内，然后送入蒸发器内蒸发成气态，与此同时，鼓风机把氧化剂（空气）送入，这两种气态原料经加热器加热至 923K 左右，在氧化器内进行化学反应生成甲醛，使其迅速通过氧化器下部的冷却器降温至 353~393K，最后在吸收塔内被水吸收后而成为产品。

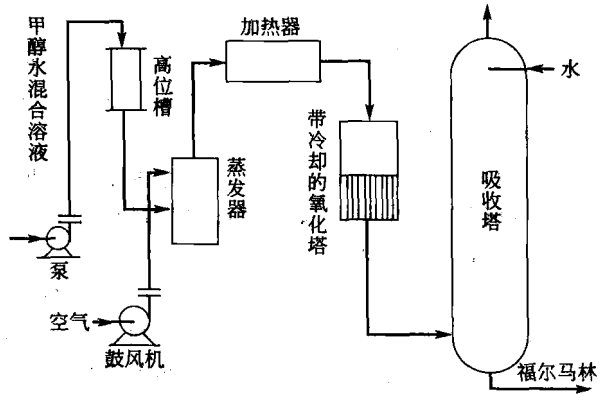


图 0-1 福尔马林的生产流程示意图

从福尔马林生产过程中可以看出，任何一个化工生产过程，都是由一系列化学反应操作（如氧化、还原、硝化……）和一系列物理操作所构成。习惯上把化学反应操作称为化工单元过程，把物理操作过程称为化工单元操作，简称单元操作。

应当指出，世界上所有化工性质的工业生产过程，都是由一系列化工单元过程和化工单元操作，按照不同方式串联组合而成。本书就是研究这些物理操作的。

在生产过程中，化学反应是化工生产过程的核心，而化工单元操作，在多数情况下是为化学反应这一核心服务的，只有少数单元操作（吸收、精馏）有时是直接制造产品。研究各种化工单元操作的基本原理和规律，熟悉操作的基本原理、典型设备的结构、主要性能，并掌握一定的计算能力，以便在工程实践中能运用这些知识去分析和解决实际问题，使各项操作在最优化的条件下进行，从而使生产获得最大限度的经济效益。这就是学习本课程的目的。

根据生产过程中常见单元操作所遵循的规律，可划分为三大模块，见表 0-1。

表 0-1 常见单元操作的分类

模块名称	化工单元操作	遵循规律	目的
动量传递	流体流动 流体输送	流体动力学规律	探讨流体在静止及流动时的基本规律 将定量流体从一处送往另一处
热量传递	传热 蒸发	热交换规律	对流体的升温、降温或改变相态达到生产要求的温度或状态 使非挥发性物质中的溶剂汽化，提高溶液浓度

续表

模块名称	化工单元操作	遵循规律	目的
质量传递	非均相物系的分离 气体的吸收 液体的蒸馏 固体的干燥 萃取 膜分离等	分子扩散规律	从非均相物系中分离悬浮的固体颗粒、液滴或气泡 利用混合气在同一溶剂中溶解度不同,分离气相混合物 利用各组分挥发度不同,通过部分汽化、冷凝分离均相混合液 通过加热的方法使固体物料中的湿分汽化并去除 利用组分在萃取剂中溶解度不同,分离液相混合物 利用固体或液体膜分离气体或液体混合物

## 0.2 基本概念

化工单元操作及设备课程是继高等数学、物理化学等课程后开设的一门基础技术课。它既不同于自然科学的基础学科,又区别于具体化工生产工艺学,是各类化工专业课程的基础。

各单元操作的基本原理及设备的计算都是以物料衡算、能量衡算、平衡关系和过程速率四个基本概念为依据的。下面介绍这几个基本概念。

### 0.2.1 物料衡算

物料衡算为质量守恒定律在化工计算中的一种表现形式。根据质量守恒定律,任何一个化工生产过程中,凡向该系统输入的物料总和必等于从该系统中输出的物料量与积累在该系统中的物料量之和。即:

$$\sum G_1 = \sum G_2 + G_A \quad (0-1)$$

式中  $\sum G_1$ ——单位时间内输入系统物料量之和, kg/h;

$\sum G_2$ ——单位时间内输出系统物料量之和, kg/h;

$G_A$ ——单位时间内积累在系统中的物料量, kg/h。

式(0-1)是总物料衡算式。当过程没有化学反应时,它适用于物料中任一组分的衡算;当有化学反应时,它只适用于任一元素的衡算。若过程中积累的物料量为零,则式(0-1)可简化为:

$$\sum G_1 = \sum G_2 \quad (0-2)$$

进行物料衡算时,首先按题意画出简单流程示意图,并用虚线框画出衡算范围。在工程计算中,可以根据具体情况以一个生产过程或一个设备、甚至设备某一部分作为衡算范围。其次,确定衡算基准,对连续操作,常以单位时间为基准;对间歇操作,常以一批操作作为基准。

式(0-1)、式(0-2)中各股物料可用质量或物质的量衡算,对于液体及理想气体还可用体积衡算。

**【例 0-1】** 如图 0-2 所示,有一连续精馏塔分离苯-甲苯混合液。已知:混合液流量  $F$  为 5000kg/h,其中苯含量为 40% (质量分数,下同),要求经精馏操作后,塔顶产品中苯的含量不低于 98%,塔底产品中苯的含量不高于 1%。试计算塔顶产品  $D$ 、塔底产品  $W$  的流量。

**解** 确定衡算范围:全塔(虚线框所示)

确定衡算基准:单位时间

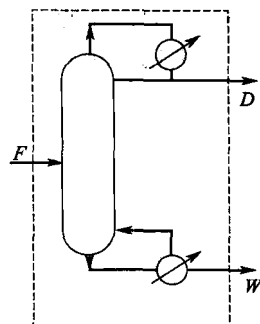


图 0-2 【例 0-1】附图

$$5000 = D + W \quad (1)$$

$$0.40 \times 5000 = 0.98 \times D + 0.01 \times W \quad (2)$$

联解式 (1)、(2) 可得:

$$D = 2010 \text{ (kg/h)}$$

$$W = 2990 \text{ (kg/h)}$$

### 0.2.2 能量衡算

机械能、热能、电能、化学能、原子能等统称为能量,各种能量可以相互转换,化工原理计算中不考虑能量间的转换问题,而只进行总能量衡算,有时甚至简化为热能或热量衡算。

能量衡算的依据是能量守恒定律,对热量衡算可以写成:

$$\sum Q_1 = \sum Q_2 + Q_L \quad (0-3)$$

式中  $\sum Q_1$ ——随物料进入系统的总热量, kJ/h;

$\sum Q_2$ ——随物料离开系统的总热量, kJ/h;

$Q_L$ ——向衡算周围散失的热量, kJ/h。

式(0-3)也可写成:

$$\sum (WI)_1 = \sum (WI)_2 + Q_L \quad (0-4)$$

式中  $W$ ——物料的质量流量, kg/h;

$I$ ——物料的焓, kJ/kg。

热量衡算和物料衡算一样,需要确定衡算范围和衡算基准。焓为相对值,所以进行热量衡算时还要指明基准温度(简称基温),习惯上选  $0^\circ\text{C}$  为基温,并规定  $0^\circ\text{C}$  时液态的焓为零;这一点在计算时可以不说明。但有时为了方便,要以其他温度作基温,这时应加以说明。

**【例 0-2】** 在换热器中将平均比热容为  $3.56\text{kJ/kg}$  的某种溶液从  $25^\circ\text{C}$  加热至  $80^\circ\text{C}$ , 溶液流量为  $3600\text{kg/h}$ 。加热介质为  $120^\circ\text{C}$  的饱和蒸汽,若蒸汽冷凝为同温度下的饱和水排出,热损失忽略不计。试计算加热介质的消耗量。

解 根据题意画出流程示意图如图 0-3 所示。

确定衡算范围: 换热器 (虚线框)

确定衡算基准: 单位时间

由附录查出  $120^\circ\text{C}$  饱和蒸汽的焓值为  $2708.9\text{kJ/kg}$ ,

$120^\circ\text{C}$  饱和水的焓为  $503.67\text{kJ/kg}$ 。

设蒸汽消耗量为  $W_h$ 。

带入系统的总热量:

$$\text{蒸汽带入的热量 } Q_1 = W_h \times 2708.9$$

$$\text{溶液带入的热量 } Q_2 = 3600 \times 3.56 \times 25$$

带出系统的总热量:

$$\text{冷凝水带出系统的热量 } Q_3 = W_h \times 503.67$$

$$\text{溶液带出系统的热量 } Q_4 = 3600 \times 3.56 \times 80$$

因:

$$\sum Q_{\text{进}} = \sum Q_{\text{出}} + Q_L$$

$$W_h \times 2708.9 + 3600 \times 3.56 \times 25 = W_h \times 503.67 + 3600 \times 3.56 \times 80$$

$$W_h = \frac{3600 \times 3.56 \times (80 - 25)}{2708.9 - 503.67} = 319.64 \text{ (kg/h)}$$

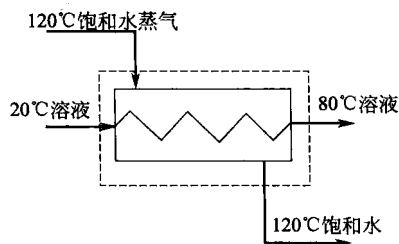


图 0-3 【例 0-2】附图

### 0.2.3 平衡关系

物系在自然变化时，其变化必趋于一定方向，如任其发展，在一定的条件下，过程变化必达到极限，即平衡状态。例如：液体从水位较高的容器流到水位较低的容器时，将一直进行到两个容器中水位相等为止；热量从高温物体传到低温物体直至两物体的温度相等为止。

任何一种平衡状态的建立都是有条件的。当条件改变时，原有平衡状态被破坏并发生移动，直至在新的条件下建立新的平衡。

在生产中常用改变平衡条件的方法使平衡向有利生产的方向移动。为了能有效地控制生产，对许多化工生产过程，应了解过程的平衡状态和平衡条件的相互关系。可以从生产过程的物系平衡关系来推知过程能否进行以及能进行到何种程度。平衡关系也为设备尺寸的计算提供了理论依据。

### 0.2.4 过程速率

单位时间内过程的变化率称为过程速率。平衡关系只表明过程变化的极限，而过程的速率则表明了过程进行的快慢。

任何一个物系，如果不是处于平衡状态，必然会发生使物系趋向平衡的过程，但过程以什么样的速率趋向平衡，这不决定于平衡关系，而是被诸多方面的因素所影响。理论和科学实验证明，过程速率是过程推动力与过程阻力的函数，过程推动力越大，过程阻力越小，则过程速率越大，可用下式表示：

$$\text{过程速率} = \frac{\text{过程推动力}}{\text{过程阻力}}$$

由于过程不同，推动力与阻力的具体内容各不相同。通常，过程偏差平衡状态越远，过程推动力越大，达到平衡时，过程推动力为零。例如，引起热物体与冷物体间热量传递的推动力是两物体间的温度差，温度差越大，过程速率越大，温度差为零时，两物体处于热平衡状态，彼此间不会有热量的传递。过程阻力较为复杂，将在有关的章节中具体介绍。

由上述可知，改变过程推动力或过程阻力即可改变过程速率。在学习各单元操作时，要注意分析影响推动力和阻力的各种因素，探求改进生产的措施。

## 0.3 单位、单位制和单位换算

### 0.3.1 单位

任何物理量都是用数字和单位联合表达的。一般选几个独立的物理量，如长度、时间等，并以使用方便为原则规定出它们的单位。这些物理量称为基本量，其单位称为基本单位。其他的物理量，如速度、流量等的单位则根据其本身的物理意义，由有关基本单位组合构成，这种单位称为导出单位。

### 0.3.2 单位制

一种单位包含选定的基本单位和对应的导出单位。由于历史的原因和学科领域的不同，先后形成了不同的单位制，如物理单位制、工程单位制、英制等。长期以来，工程计算中存在多种单位制并用的局面，而同一物理量在不同单位制中又具有不同的单位与数值，致使计算与交流极为不便，而且易引起错误。鉴于此，1960年10月第十一届国际计量大会通过了一种新的单位制，简称国际单位制，代号为SI。我国国务院于1977年确定逐步采用国际单位制，1984年又发布命令，确定我国实行以国际单位为基础，包括由我国指定的若干非国际单位在内的《中华人民共和国计量单位制度》（简称法定单位制），规定从1991年起，除

个别领域外，不允许再使用非法单位制。

SI制具有“一贯性”和“通用性”优点。同一种物理量只有一个单位，如能量、热功的单位都采用焦耳，从而避免了重力单位制中热、功之间的换算因子的引入。

### 0.3.3 单位换算

我国规定各学科领域采用以SI制为基础，结合国情增加了必要的辅助单位。但要全面实施尚需经历一定时间，而且旧文献资料中的数据又是多种单位并存，使用时要进行换算，所以应掌握不同单位制中不同物理量的换算方法。

同一物理量，在不同单位制中其数值不同，但量是相同的。物理量由一种单位制的单位换成另一种单位制的单位时，量本身并无变化，只是在数值上要改变。在进行单位换算时要乘以两单位间的换算系数。所谓换算系数，就是彼此相等而各有不同单位的两个物理量之比值。

## 习 题

1. 什么是化工单元操作？常见的化工单元操作有哪些？
2. 物料衡算与能量衡算的依据是什么？
3. 试从附录中查出醋酸（100%）在293K时的密度及其在350K时的黏度。
4. 干燥器将含水量10%（质量分数，下同）的湿物料干燥为含水量为0.8%的干物料，试求每吨湿物料除去的水分。
5. 如图0-4所示的常压连续精馏塔中分离A、B二组分，原料液5000kg/h，含A组分35%（质量分数），要求塔顶产品含A组分不低于93%，塔底残液含A组分不高于2%，试求塔顶、塔底的产品。
6. 求在1atm下将20kg/h、20℃的水加热至饱和蒸汽所需的热。
7. 过程速率的影响因素有哪些？请写出过程速率的通式。
8. 某换热器中用130℃的饱和蒸汽加热苯，并在其冷凝温度下排出。苯的流量为4500kg/h，其进、出口温度分别为20℃和70℃，若设备的热损失为9kW，试求水蒸气的用量。
9. 某设备压力表读数为1.75atm，试将其数据换算成为kPa、mmHg、mH<sub>2</sub>O、at(kgf/cm<sup>2</sup>)。
10. 某流体的流量为4L/s，请换算为m<sup>3</sup>/s和m<sup>3</sup>/h。

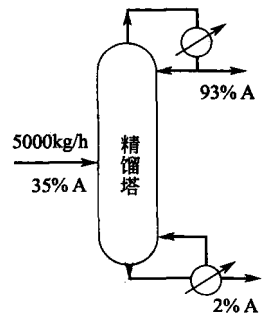


图 0-4 习题 5 附图

# 一、动量传递模块

## 单元一 流体流动操作单元

### 【任务描述】

1. 掌握流体静力学基本方程及在工程上的应用。
2. 掌握连续性方程、柏努利方程及在工程上的应用。
3. 了解流体流动阻力产生的原因、影响因素及其计算方法。
4. 了解化工管路的构成和布置，常用压力和流量测量装置的类型、结构及测量原理。

### 【任务分析】

要完成本次任务，其一要熟悉流体基本性质的定义、影响因素及求取方法；其二要理解等压面的概念，掌握静力学基本方程在工程上的应用；其三要了解流体流动系统能量的类型及相互关系，掌握柏努利方程在工程上的应用；其四掌握流体流动阻力的计算，了解阻力产生的原因、影响因素及降低阻力损失的途径。

### 1.1 流体的基本性质及计算

气体和液体统称为流体。在化工生产中，不论是待加工的原料还是已制成的产品，常以液态或气态存在。在各种工艺生产过程中，往往需要将液体或气体输送至设备内进行物理处理或化学反应，这就涉及选用什么型式、多大功率的输送机械，如何确定管道直径及如何控制物料的流量、压力、温度等参数以保证操作或反应能正常进行，这些问题都与流体流动密切相关。

在研究流体流动时，常将流体视为由无数流体微团组成的连续介质。所谓流体微团或称为流体质点，是由大量分子组成的分子集团，它的大小与容器或管道相比是微不足道的。连续性的假设是指流体是由连续的流体质点组成的，即各个质点相互在流体内部紧紧相连，彼此间没有间隙，即流体充满所占空间，为连续介质，但又无固定形状，随容器形状而变化，受外力作用时内部产生相对运动。这样就可以摆脱分子间的相互作用及复杂的分子运动，而从宏观的角度以连续介质模型研究流体的流动规律。用仪器测出的许多流体参数（如压力、温度等），都是流体大量分子微观运动的统计平均的宏观性质，正是这些宏观性质对科研、生产有用。但是，连续性并不能在任何情况下都适用，例如，高度真空下的气体，就不再视为连续性介质了。

流体的体积如果不随压力及温度变化，这种流体称为不可压缩流体；如果随压力及温度

变化, 则称为可压缩流体。实际流体都是可压缩的, 但由于液体的体积随压力及温度变化很小, 所以一般把它当作不可压缩流体; 气体比液体有较大的压缩性, 当压力及温度改变时, 气体的体积会有很大的变化, 属于可压缩流体。但是, 如果压力或温度变化很小时, 气体通常也可以当作不可压缩流体处理。

本单元将着重讨论流体流动过程的基本原理及流体在管内的流动规律, 并运用这些原理与规律去分析和计算流体的流动和输送问题。

### 1.1.1 密度和相对密度

#### (1) 密度

① 定义 单位体积流体所具有的质量称为流体的密度, 用符号  $\rho$  表示。其表达式为:

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

式中  $\rho$ ——流体的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$m$ ——流体的质量,  $\text{kg}$ ;

$V$ ——流体的体积,  $\text{m}^3$ 。

常用气体、液体及其混合物的密度, 可由有关书刊或手册中查取。

② 液体的密度 液体为不可压缩性流体, 其密度随压力的变化很小 (极高压力下除外), 可忽略不计。但温度对液体密度有一定影响, 故查取液体密度时, 要注意其温度条件。

若几种液体混合前的分体积等于混合后的总体积, 则混合物的平均密度可按式(1-2) 计算:

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{w_1}{\rho_1} + \frac{w_2}{\rho_2} + \dots + \frac{w_n}{\rho_n} \quad (1-2)$$

式中  $\rho_m$ ——液体混合物的平均密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$w_1, w_2, \dots, w_n$ ——液体混合物中各组分的质量分数,  $w_1 + w_2 + \dots + w_n = 1$ ;

$\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ ——液体混合物中各组分的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ 。

③ 气体的密度 气体为可压缩流体, 其密度随温度和压力变化较大。当没有气体密度数据时, 如果压力不太高、温度不太低, 气体的密度可近似按理想气体状态方程式计算, 即

$$\begin{aligned} pV &= nRT = \frac{m}{M}RT \\ \rho &= \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT} \end{aligned} \quad (1-3)$$

式中  $p$ ——气体的压力,  $\text{kPa}$ ;

$T$ ——气体的温度,  $\text{K}$ ;

$M$ ——气体的千摩尔质量,  $\text{kg}/\text{kmol}$ ;

$R$ ——通用气体常数,  $R = 8.314 \text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ 。

气体的密度亦可按式(1-4) 计算:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} \quad (1-4)$$

式中  $\rho_0$ ——标准状况下气体的密度,  $\rho_0 = \frac{M}{22.4} (\text{kg}/\text{m}^3)$ ;

$T_0$ ——标准状况下温度,  $T_0 = 273 \text{K}$ ;

$p_0$ ——标准状况下压力,  $p_0 = 101.33 \text{kPa}$ 。

气体混合物的平均密度  $\rho_m$  可用式(1-5) 计算:

$$\rho_m = \frac{pM_m}{RT} \quad (1-5)$$

式中  $p$ ——混合气体的总压, kPa;

$M_m$ ——混合气体的平均千摩尔质量, 即

$$M_m = M_1 y_1 + M_2 y_2 + \cdots + M_n y_n \quad (1-6)$$

式中  $M_1, M_2, \cdots, M_n$ ——气体混合物各组分的千摩尔质量, kg/kmol;

$y_1, y_2, \cdots, y_n$ ——气体混合物各组分的摩尔分数,  $y_1 + y_2 + \cdots + y_n = 1$ 。

气体混合物平均密度亦可用式(1-7) 计算:

$$\rho_m = \rho_1 y_1 + \rho_2 y_2 + \cdots + \rho_n y_n \quad (1-7)$$

式中  $\rho_1, \rho_2, \cdots, \rho_n$ ——在气体混合物的压力下, 各组分的密度, kg/m<sup>3</sup>;

$y_1, y_2, \cdots, y_n$ ——气体混合物中各组分的体积分数。

**【例 1-1】** 已知氮氢混合气体的体积比为 1 : 3, 试求氮氢混合气体在压力 100kPa (绝对压力) 和温度 25℃时的密度。

解  $p = 100\text{kPa}$ ,  $T = 273 + 25 = 298$  (K)

各组分的摩尔质量:  $M_{N_2} = 28.02\text{kg/kmol}$ ,  $M_{H_2} = 2.016\text{kg/kmol}$

各组分的摩尔分数:  $x_{N_2} = 0.25$ ,  $x_{H_2} = 0.75$

混合气的平均摩尔质量:  $M_m = 28.02 \times 0.25 + 2.016 \times 0.75 = 8.52$  (kg/kmol)

用式(1-5) 计算氮气混合气体的密度:

$$\rho_m = \frac{m}{V} = \frac{pM_m}{RT} = \frac{100 \times 8.52}{8.314 \times 298} = 0.344 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

**【例 1-2】** 已知甲醇水溶液中, 甲醇的组成为 90%, 水为 10% (均为质量分数)。求此甲醇水溶液在 20℃时的密度近似值。

解 已知  $w_1 = 0.9$ ,  $w_2 = 0.1$ ; 查附录得在 20℃时,  $\rho_1 = 791\text{kg/m}^3$ ,  $\rho_2 = 998\text{kg/m}^3$ 。

将以上数据代入式(1-2) 得

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{0.9}{791} + \frac{0.1}{998} = 0.001238$$

所以  $\rho_m = 808\text{kg/m}^3$ 。

## (2) 相对密度

在一定条件下, 某种流体的密度与在标准大气压和 4℃ (或 277K) 的纯水的密度之比, 称为相对密度, 又称比重, 用符号  $d$  表示。

$$d = \frac{\rho}{\rho_{H_2O}} = \frac{\rho}{1000} \quad (1-8)$$

式中  $\rho$ ——流体在  $t$ ℃时的密度, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho_{H_2O}$ ——水在 4℃时的密度, kg/m<sup>3</sup>。

相对密度值由实验测定, 也可查有关手册。

## (3) 比体积

单位质量流体所具有的体积称为流体的比体积, 用符号  $\nu$  表示, 其单位为 m<sup>3</sup>/kg。其表达式为:

$$\nu = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho} \quad (1-9)$$

### 1.1.2 黏度.

#### (1) 牛顿黏性定律和黏度

流体内部产生的相互作用力, 通常称为内摩擦力 (或称黏滞力)。流体在流动时产生内摩擦的性质, 称为流体的黏性。



内摩擦力是剪力，单位面积上的剪力为剪应力，以符号  $\tau$  表示，单位为 Pa。若剪力为  $F$ 、面积为  $A$ ，则剪应力可用牛顿黏性定律来表示：

$$\tau = \frac{F}{A} = \mu \frac{du}{dy} \quad (1-10)$$

式中  $\tau$ ——剪应力，Pa；

$\frac{du}{dy}$ ——速度梯度，即在与流动方向相垂直的  $y$  方向上流体速度的变化率，1/s；

$\mu$ ——比例系数，称为黏度系数，简称黏度， $N \cdot s/m^2$  或  $Pa \cdot s$ 。

黏度的物理意义：当速度梯度  $du/dy=1$  时，流体在单位面积上由于黏性所产生的内摩擦力（即剪应力）在数值上与黏度相等，即  $\tau=\mu$ 。显然，在同样流动情况下，流体的黏度越大，流体流动时产生的内摩擦力越大。可见，黏度是度量流体黏性大小的物理量，黏度越小，流体越容易流动。

### (2) 黏度的单位

在 SI 单位制中，黏度的单位为：

$$\mu = \frac{\tau}{\frac{du}{dy}} = \frac{Pa}{\frac{m/s}{m}} = Pa \cdot s$$

黏度的常用单位还有  $mPa \cdot s$ 。

在物理单位制中，黏度的单位为泊，用符号 P 表示。泊比较大，使用不方便，通常用的黏度单位是泊的百分之一，称为厘泊，以符号 cP 表示，即  $1P=100cP$ 。

$$1Pa \cdot s = 10^3 mPa \cdot s = 10^3 cP$$

流体黏度的大小还可用运动黏度来表示。运动黏度是流体的黏度  $\mu$  与其密度  $\rho$  之比，用符号  $\nu$  表示，即

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (1-11)$$

### (3) 黏度数值的获取

纯物质的黏度数值可查有关手册，而混合物的黏度数值可按下述方法进行计算。

① 液体混合物 分子不缔合的混合液体的黏度，可用式(1-12)估算：

$$\lg \mu_m = \sum x_i \lg \mu_i \quad (1-12)$$

式中  $\mu_m$ ——混合液体的黏度， $Pa \cdot s$ ；

$x_i$ ——液体混合物中  $i$  组分的摩尔分数；

$\mu_i$ ——液体混合物中  $i$  组分的黏度， $Pa \cdot s$ 。

② 气体混合物 常压下气体混合物的黏度，可用式(1-13)估算：

$$\mu_m = \frac{\sum y_i \mu_i M_i^{1/2}}{\sum y_i M_i^{1/2}} \quad (1-13)$$

式中  $\mu_m$ ——气体混合物的黏度， $Pa \cdot s$ ；

$y_i$ ——气体混合物中  $i$  组分的摩尔分数；

$\mu_i$ ——气体混合物中  $i$  组分的黏度， $Pa \cdot s$ 。

$M_i$ ——气体混合物中  $i$  组分的千摩尔质量， $kg/kmol$ 。

### (4) 影响黏度的因素

流体的黏度是流体种类及状态（温度、压力）的函数，一般而言气体的黏度远小于液体。

同一液体的黏度随着温度的升高而降低，压力对液体黏度的影响可忽略不计。

同一气体的黏度随着温度的升高而增大，一般情况下也可忽略压力的影响，但在极高或