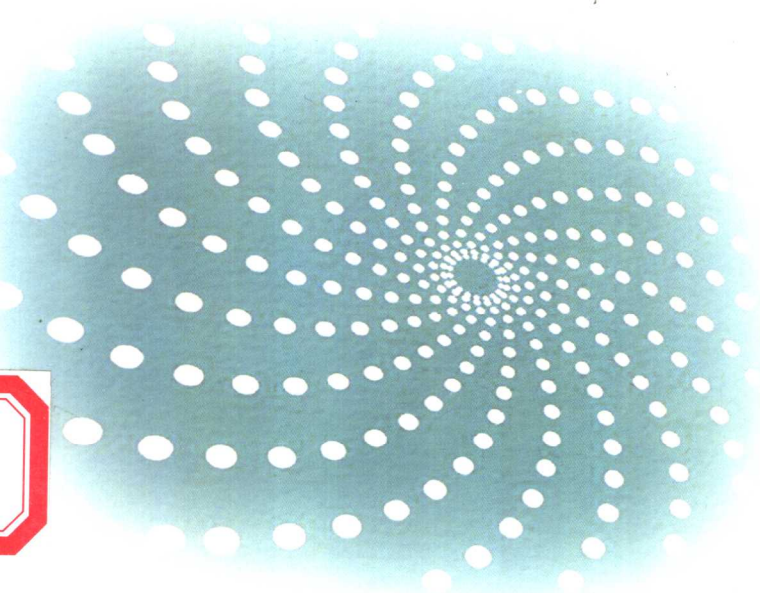


21 世纪高等院校课程教材

# 传质与分离工程

■ 伍 钦 钟 理 邹华生 曾朝霞 编著



华南理工大学出版社

TA021.4  
8

21 世纪高等院校课程教材

# 传质与分离工程

伍钦 钟理 邹华生 曾朝霞 编著

华南理工大学出版社

·广州·

## 内 容 简 介

本书主要介绍混合物料的平衡关系和分离过程的传递机理,论述了物料通过单元设备的变化现象、变化规律、数学关系的建立以及单元设备的设计计算。具体内容包括传递现象简介、精馏、吸收、传质设备、萃取、干燥以及分离新技术。每章都附有一定数量的例题、习题,以便于学生自学。

本书可作为高等院校化工类、轻工食品类等相关专业教材,也可供有关科研技术人员阅读参考。

## 图书在版编目(CIP)数据

传质与分离工程/伍钦等编著. —广州:华南理工大学出版社,2005.2  
ISBN 7-5623-2193-0

I. 传… II. 伍… III. ①传质—化工过程 ②分离—化工过程 IV. TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2005)第 013523 号

总 发 行:华南理工大学出版社(广州五山华南理工大学 17 号楼,邮编 510640)

发行部电话:020-87113487 87111048(传真)

E-mail:scut202@scut.edu.cn http://www.scutpress.com

责任编辑:张 颖 黄丽谊

印 刷 者:广东省阳江市教育印务公司

开 本:787×1092 1/16 印张:23.5 字数:580 千

版 次:2005 年 2 月第 1 版第 1 次印刷

印 数:1~3 000 册

定 价:36.00 元

版权所有 盗版必究

# 前 言

在工业生产过程中,常常需要将均相混合物或非均相混合物进行分离提纯。由于不同的混合物遵循不同的规律,必须了解它们的热力学特征、传递过程特性以及混合物通过单元设备的操作特性,采用相应的操作方法才能将之分离。对于不同的混合物,所使用的分离设备也相应不同。

本书首先介绍了一些分离过程中具有共性的传递现象,包括动量传递、热量传递和质量传递,之后介绍分离过程的主要单元操作。在所论述的分离操作中,介绍了混合物的平衡关系和分离过程的传递机理,还通过质量衡算和能量衡算描述特定分离单元设备的操作关系,并进行单元设备的相关计算。

根据知识点的特征,本书定名为“传质与分离工程”,是“流体力学与传热”的后续课程。为了适合我国国情,全书以单元设备为主线对需要学习的内容进行叙述。书中除了介绍基本理论知识以外,着重介绍能量衡算、质量衡算在建立过程数学方程中的运用。作为单元设备计算的入门知识,本书侧重介绍一维的稳态问题。学习这门课程需要具备的基础知识包括高等数学、物理学、物理化学和流体力学与传热等。

为了使学生在学习专业基础知识的同时,扩展他们的知识面和视野,本书在基础理论知识和应用方面都有所扩充。该书可作为化学工程、制药工程、化工装备及控制工程、生物化工、轻工食品以及环境工程等相关专业本科生的专业技术基础课教材。

本书采用通用的国际单位制,个别地方引用数据时用到非标准单位,遇此情况,均标有页下注予以说明。

本书由华南理工大学化工与能源学院伍钦、钟理、邹华生和曾朝霞编写,其中第一、六、七章及附录由伍钦编写,第二章由钟理编写,第三章由邹华生编写,第四、五章由曾朝霞编写。本书由梅慈云教授和王国庆教授负责主审工作。

由于我们水平有限,书中疏漏错误之处在所难免,恳请同行专家、学者和使用本书的老师、同学指正。

编 者

2005年1月

# 目 录

|                                   |    |                                      |    |
|-----------------------------------|----|--------------------------------------|----|
| 1 传递现象简介 .....                    | 1  | 2.5.3 进料热状况的影响 .....                 | 35 |
| 1.1 动量、热量和质量传递之间的<br>联系 .....     | 1  | 2.5.4 理论板层数的求法 .....                 | 37 |
| 1.1.1 分子运动引起的动量、热量和<br>质量传递 ..... | 1  | 2.5.5 几种特殊情况理论板层数<br>的计算 .....       | 42 |
| 1.1.2 湍流运动引起的动量、热量与<br>质量传递 ..... | 4  | 2.5.6 回流比的影响及其选择 .....               | 45 |
| 1.1.3 雷诺类比 .....                  | 6  | 2.5.7 理论板层数的简捷求法 .....               | 50 |
| 1.1.4 $j$ 因子 .....                | 10 | 2.5.8 板效率、实际塔板数和塔高与<br>塔径的计算 .....   | 52 |
| 1.1.5 三传中常用准数的物理意义 .....          | 14 | 2.5.9 连续精馏装置的热量衡算 .....              | 54 |
| 1.2 传质理论简介 .....                  | 16 | 2.6 双组分间歇蒸馏 .....                    | 57 |
| 1.2.1 传质理论概况 .....                | 17 | 2.6.1 间歇精馏的过程与特点 .....               | 57 |
| 2 精馏 .....                        | 20 | 2.6.2 塔顶产品浓度 $x_D$ 恒定的<br>间歇精馏 ..... | 58 |
| 2.1 概述 .....                      | 20 | 2.6.3 $R$ 恒定的间歇精馏 .....              | 59 |
| 2.2 双组分溶液的气液平衡关系 .....            | 20 | 2.7 多组分蒸馏 .....                      | 60 |
| 2.2.1 双组分理想溶液及拉乌尔定律 .....         | 21 | 2.7.1 基本概念 .....                     | 60 |
| 2.2.2 温度—组成( $t-x-y$ )图 .....     | 21 | 2.7.2 多组分系统的气液平衡 .....               | 61 |
| 2.2.3 $x-y$ 图 .....               | 23 | 2.7.3 多组分连续平衡蒸馏 .....                | 67 |
| 2.2.4 挥发度及相对挥发度 .....             | 24 | 2.7.4 多组分精馏关键组分的物料<br>衡算 .....       | 69 |
| 2.2.5 非理想溶液的气液平衡关系 .....          | 25 | 2.7.5 最小回流比 .....                    | 75 |
| 2.3 简单蒸馏 .....                    | 27 | 2.7.6 理论板层数的确定 .....                 | 76 |
| 2.3.1 简单蒸馏原理及其计算 .....            | 27 | 2.8 特殊精馏 .....                       | 79 |
| 2.4 精馏原理 .....                    | 28 | 2.8.1 恒沸精馏 .....                     | 79 |
| 2.4.1 多次部分汽化、部分冷凝 .....           | 29 | 2.8.2 萃取精馏 .....                     | 83 |
| 2.4.2 精馏塔和精馏操作流程 .....            | 30 | 2.8.3 熔盐精馏和加盐萃取精馏 .....              | 84 |
| 2.5 双组分混合液连续精馏塔的计算 .....          | 31 | 习题 2 .....                           | 85 |
| 2.5.1 理论塔板的概念及恒摩尔流的<br>假设 .....   | 31 | 思考题 .....                            | 88 |
| 2.5.2 物料衡算和操作线方程 .....            | 32 | 3 吸收 .....                           | 89 |
|                                   |    | 3.1 概述 .....                         | 89 |
|                                   |    | 3.1.1 吸收及其在化学工业中<br>的应用 .....        | 89 |
|                                   |    | 3.1.2 工业吸收的流程与吸收剂 .....              | 90 |

|                               |     |                                      |     |
|-------------------------------|-----|--------------------------------------|-----|
| 3.2 气体在液体中的溶解度 .....          | 92  | 5.1.3 萃取过程在三角形相图上的表示 .....           | 195 |
| 3.2.1 溶解度及相平衡理论 .....         | 92  | 5.1.4 萃取剂的选择 .....                   | 197 |
| 3.2.2 相平衡在吸收中的作用 .....        | 94  | 5.2 萃取过程的计算 .....                    | 200 |
| 3.3 吸收速度 .....                | 95  | 5.2.1 单级萃取的计算 .....                  | 200 |
| 3.3.1 分子扩散 .....              | 96  | 5.2.2 多级错流接触萃取的计算 .....              | 203 |
| 3.3.2 分子扩散系数 .....            | 100 | 5.2.3 多级逆流接触萃取的计算 .....              | 209 |
| 3.3.3 涡流扩散与对流传质 .....         | 102 | 5.2.4 带回流的逆流萃取过程 .....               | 215 |
| 3.3.4 吸收速率方程式 .....           | 105 | 5.3 液—液萃取设备 .....                    | 221 |
| 3.4 吸收(或解吸)塔的计算 .....         | 110 | 5.3.1 混合—澄清槽 .....                   | 222 |
| 3.4.1 物料衡算——操作线方程 .....       | 110 | 5.3.2 塔式萃取设备 .....                   | 224 |
| 3.4.2 填料塔高度计算 .....           | 112 | 5.3.3 离心式萃取设备 .....                  | 226 |
| 3.4.3 解吸 .....                | 119 | 习题 .....                             | 227 |
| 3.4.4 高浓度气体吸收 .....           | 119 | 思考题 .....                            | 231 |
| 3.4.5 化学吸收 .....              | 122 | 6 干燥 .....                           | 232 |
| 3.4.6 多组分吸收 .....             | 128 | 6.1 概述 .....                         | 232 |
| 习题3 .....                     | 136 | 6.1.1 加热方法对干燥过程的影响 .....             | 232 |
| 思考题 .....                     | 138 | 6.1.2 操作温度和操作压力对干燥过程的影响 .....        | 233 |
| 4 塔式气液传质设备 .....              | 139 | 6.2 湿空气的性质 .....                     | 233 |
| 4.1 板式塔 .....                 | 139 | 6.2.1 绝对湿度 $H$ .....                 | 234 |
| 4.1.1 概述 .....                | 139 | 6.2.2 相对湿度 $\varphi$ .....           | 234 |
| 4.1.2 塔板类型及板上的流体流动现象 .....    | 140 | 6.2.3 湿空气的质量体积 $v_h$ .....           | 235 |
| 4.1.3 常见溢流式塔板的结构与特点 .....     | 143 | 6.2.4 湿空气的比热容(又称湿热或湿比热容) $c_H$ ..... | 235 |
| 4.1.4 板式塔的工艺结构设计及流体力学验算 ..... | 149 | 6.2.5 湿焓 $I$ .....                   | 236 |
| 4.1.5 板式塔的塔板效率 .....          | 172 | 6.2.6 温度 .....                       | 237 |
| 4.2 填料塔 .....                 | 175 | 6.2.7 湿空气的焓-湿图及应用 .....              | 240 |
| 4.2.1 概述 .....                | 175 | 6.3 湿物料的性质 .....                     | 244 |
| 4.2.2 填料的特性参数与种类 .....        | 175 | 6.3.1 物料的湿含量 .....                   | 244 |
| 4.2.3 填料塔的流体力学特性 .....        | 180 | 6.3.2 物料的分类 .....                    | 245 |
| 4.2.4 填料塔的计算 .....            | 184 | 6.3.3 物料与水分的结合状态 .....               | 245 |
| 思考题 .....                     | 187 | 6.4 干燥过程的物料衡算和热量衡算 .....             | 247 |
| 5 液—液萃取 .....                 | 188 | 6.4.1 物料衡算 .....                     | 247 |
| 5.1 萃取的相平衡与物料衡算的图解规则 .....    | 189 | 6.4.2 热量衡算 .....                     | 248 |
| 5.1.1 液—液相平衡 .....            | 189 | 6.4.3 空气通过干燥器时的状态 .....              |     |
| 5.1.2 温度对相平衡关系的影响 .....       | 194 |                                      |     |

|                               |     |                                |     |
|-------------------------------|-----|--------------------------------|-----|
| 变化 .....                      | 251 | 7.1.6 超滤和微滤 .....              | 318 |
| 6.4.4 干燥器的热效率和干燥器<br>节能 ..... | 256 | 7.2 超临界萃取 .....                | 321 |
| 6.5 干燥动力学及干燥时间 .....          | 258 | 7.2.1 概述 .....                 | 321 |
| 6.5.1 干燥动力学试验 .....           | 259 | 7.2.2 超临界萃取技术的应用 .....         | 322 |
| 6.5.2 干燥时间的计算 .....           | 261 | 7.2.3 超临界萃取设计概要 .....          | 323 |
| 6.6 干燥器 .....                 | 270 | 7.2.4 超临界流体萃取的流程 .....         | 328 |
| 6.6.1 干燥器的分类和选择 .....         | 270 | 7.3 吸附 .....                   | 329 |
| 6.6.2 厢式干燥器 .....             | 271 | 7.3.1 概述 .....                 | 329 |
| 6.6.3 隧道干燥器 .....             | 273 | 7.3.2 吸附平衡 .....               | 332 |
| 6.6.4 转筒干燥器 .....             | 274 | 7.3.3 吸附机理和吸附速率 .....          | 335 |
| 6.6.5 带式干燥机 .....             | 276 | 7.3.4 吸附过程计算 .....             | 337 |
| 6.6.6 转鼓干燥器 .....             | 278 | 7.4 分子蒸馏 .....                 | 344 |
| 6.6.7 喷雾干燥 .....              | 279 | 7.4.1 分子蒸馏的原理及特点 .....         | 344 |
| 6.6.8 流化床干燥 .....             | 282 | 7.4.2 设计问题 .....               | 346 |
| 6.6.9 气流干燥 .....              | 285 | 7.4.3 分子蒸馏器类型及发展趋势 .....       | 347 |
| 6.6.10 微波和高频干燥 .....          | 286 | 附录一 酒精溶液的物理常数 .....            | 350 |
| 习题 6 .....                    | 288 | 附录二 气液平衡数据 .....               | 351 |
| 思考题 .....                     | 290 | 附录三 二元共沸物的物理性质 .....           | 353 |
| 7 新型分离技术 .....                | 291 | 附录四 有机物的蒸气压 .....              | 354 |
| 7.1 膜分离 .....                 | 291 | 附录五 一些气体—水体系的亨利系数<br>E 值 ..... | 355 |
| 7.1.1 常规膜分离技术简介 .....         | 291 | 附录六 气体的溶解度及平衡关系 .....          | 356 |
| 7.1.2 压力驱动膜分离的原理 .....        | 294 | 附录七 常用气体的主要理化数据 .....          | 364 |
| 7.1.3 膜组件 .....               | 301 | 参考文献 .....                     | 365 |
| 7.1.4 膜污染和控制 .....            | 311 |                                |     |
| 7.1.5 反渗透 .....               | 315 |                                |     |

# 1 传递现象简介

## 1.1 动量、热量和质量传递之间的联系

### 1.1.1 分子运动引起的动量、热量和质量传递

流体内摩擦、导热及扩散现象可以用分子运动论来解释,并可确定其定量关系。以下讨论三种分子传递现象的物理模型。

如图 1-1 所示,在平行运动的流体中,取两相邻的流体层 1 及 2,其间的距离( $y_1 - y_2$ )等于分子平均自由程  $e$ ,故流体层 1 中因热运动而向上的那部分分子,平均经过距离  $e$  后与流体层 2 中的分子碰撞,两层中分子的定向速度分别为  $u_1$  及  $u_2$ (设  $u_1 < u_2$ ),若每一分子的质量为  $m$ ,则两流体层中分子的动量分别为  $mu_1$  及  $mu_2$ 。由流体层 1 运动到流体层 2 的每个分子,经碰撞后将被加速,使动量由  $mu_1$  增加到  $mu_2$ 。按动量守恒原理,流体层 2 必对它们作用一加速力  $F_2$ ;而流体层 2 自身受到反作用力  $-F_2$ (速度的方向为力的正方向),运动

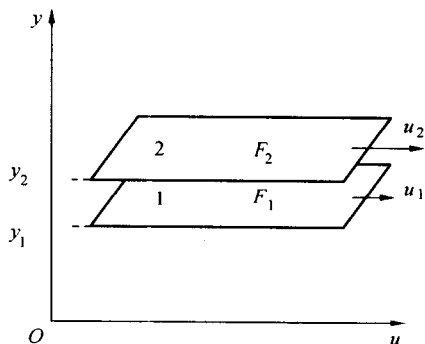


图 1-1 分子传递原理

较快的流体层受到相邻较慢流体层的阻滞力。同理,流体层 2 中的分子也由于热运动而有一部分向下经过距离  $e$  后,与流体层 1 中的分子碰撞,将动量传递给后者,使流体层 1 受到一个向右的推进力  $F_1$ 。流体层在  $y$  轴向并没有宏观运动,故两流体层间交换的分子数相等,从而交换的动量也相等。因此,由于动量传递在两流体层上产生的一对剪切力  $-F_2$  及  $F_1$ ,其大小相等,方向相反,这就是内摩擦力,或称为粘性阻力。应当指出:

(1)内摩擦现象是在流体层之间有速度梯度存在时,由于分子交换而发生动量传递的结果,并不是分子间的“摩擦”;

(2)动量传递的方向与速度梯度  $\frac{du}{dy}$  的方向相反,与宏观速度  $u$  及剪切力  $F_1$  或  $-F_2$  的方向垂直;

(3)在产生动量传递的同时,分子的碰撞会使部分分子发生杂乱运动,宏观上就是部分动能转化为热能,这说明内摩擦造成了机械能的损失。

根据传递理论可以导出流体的传递性质。

### 1.1.1.1 流体的粘度

假定一群分子沿上下、左右、前后三个方向热运动的分子数各为  $1/3$ , 平均速度为  $v$ , 单位体积内的分子数为  $\Gamma$ , 在图 1-1 中流体层的面积为  $A$ , 则在时间  $t$  内, 流体层 1 与 2 间交换的分子总数为  $\frac{1}{3}vtA\Gamma$  个, 传递的动量共为

$$\frac{1}{3}vtA\Gamma \times m(u_2 - u_1)$$

根据动量原理, 作用于两流体层的剪切力  $F = F_1 = -F_2$ , 则

$$Ft = \frac{1}{3}vtA\Gamma m(u_1 - u_2) \quad (1-1)$$

或 
$$\tau = F/A = \frac{1}{3}v\Gamma m(u_1 - u_2)$$

式中,  $\tau$  为作用于两流体层上的粘性切应力, Pa。

又根据牛顿粘性定律, 有

$$\tau = \pm \mu \frac{du}{dy} \quad (1-2)$$

式中,  $\mu$  为气体的粘度, Pa·s。

速度梯度可表达为

$$\frac{du}{dy} = \frac{u_1 - u_2}{y_1 - y_2} = \frac{u_1 - u_2}{e}$$

故

$$\tau = \mu(u_1 - u_2)/e \quad (1-3)$$

从分子运动导出的式(1-1)与从粘滞现象出发导出的式(1-3)进行比较, 得

$$\mu = \frac{1}{3}ev\Gamma m \quad (1-4a)$$

由于单位体积中的分子数  $\Gamma$  乘以每个分子的质量  $m$ , 即为气体的密度  $\rho$ , 故式(1-4a)又可写为

$$\mu = \frac{1}{3}\rho ev \quad (1-4b)$$

### 1.1.1.2 导热系数

对于分子运动所引起的热量、质量传递, 也可作类似分析。

在图 1-1 中, 若平行流体层间存在温度差, 对于流体层 1 及 2 间, 有

$$\frac{d\theta}{dy} = \frac{\theta_2 - \theta_1}{y_2 - y_1} = \frac{\theta_2 - \theta_1}{e}$$

式中,  $\theta_1, \theta_2$  分别为流体层 1 及 2 的温度。

由于流体层之间的分子变换, 流体层 1 中温度较低, 即热运动较慢的分子经过平均距离  $e$  与流体层 2 中的分子碰撞后, 热运动的平均速度将增大到流体层 2 中分子所具有的水平, 即接受了热量。而流体层 2 中的分子运动到流体层 1 后, 将传出热量。这就是宏观上为静止或滞流的流体层间的导热现象。

用与导出式(1-4)相似的方法, 可以得到分子运动参数与导热系数  $\lambda$  的关系:

$$\lambda = \frac{1}{3} \rho e v c_v \quad (1-5)$$

式中,  $c_v$  为气体的质量定容热容,  $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。

### 1.1.1.3 扩散系数

如果在流体层间存在着某一组分的浓度梯度,则产生质量传递,即扩散现象。

仍按导出式(1-4)的简化方法,可导出分子运动参数与扩散系数  $D$  间的关系式

$$D = \frac{1}{3} e v \quad (1-6)$$

以上三种分子传递现象都是沿着某个量(即定向速度、温度或浓度)梯度的方向上,由于进行分子交换而引起的,故传递速率及表征传递速率的物性系数—— $\mu, \lambda, D$  应与分子交换速率成正比,后者又与分子平均速度  $v$  成正比,这是分子三种传递现象的基本共性。

现分析式(1-4b)至式(1-6)中物性系数  $\mu, \lambda, D$  与压力、温度的关系。气体的密度  $\rho$  是与压力  $p$  成正比的,而随着  $\rho$  或单位体积中分子数  $\Gamma$  的增大,平均自由程  $e$  将成反比地减小(对理想气体),即  $e \propto 1/p$ ,故  $\rho e$  不随压力而变。从式(1-4)、式(1-5)知  $\mu$  及  $\lambda$  与  $p$  无关,而从式(1-6)知  $D$  与  $p$  成反比。试验数据表明,在相当宽的压力范围内,这些关系符合得很好。温度增高,气体膨胀,对  $\rho$  和  $e$  的影响相互抵消,  $\rho e$  仍不变,只有式(1-6)右边没有  $\rho$ ,而  $e \propto T$ ,这里  $T$  为气体的绝对温度。此外,分子运动论指出,平均速度  $v$  与  $T^{1/2}$  成正比,因此,在式(1-4)至式(1-6)中,  $\mu \propto T^{1/2}$ ,  $\lambda \propto T^{1/2}$ ,故

$$D \propto T \times T^{1/2} \text{ 即 } D \propto T^{3/2}$$

$\mu, \lambda, D$  与温度的这些关联并不完全符合实际。随温度的升高,系数的增大一般要稍快一些;对不同的气体,温度的影响也存在差异。

三种物性系数之间的关系,由式(1-4)及式(1-5)可得

$$\mu/\lambda = 1/c_v \quad (1-7a)$$

$$\text{故 } Pr \equiv \frac{\nu}{a} \equiv \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{c_p}{c_v} = \gamma \quad (1-7b)$$

式中,  $Pr$  为普朗特数;  $\nu$  为运动粘度,  $\nu = \mu/\rho, \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $a$  为热扩散率,  $a = \lambda/\rho c_p, \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $c_p$  为质量定压热容,  $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ;  $\gamma$  为比热容比。

由式(1-4)及式(1-6),可得  $\frac{\mu}{D} = \rho$ , 即

$$Sc \equiv \frac{\nu}{D} \equiv \frac{\mu}{\rho D} = 1 \quad (1-8)$$

式中,  $Sc$  为施密特数。

由式(1-7a)及式(1-8)预测的值都比实际值要大。

本节所介绍的模型有助于对分子传递过程的理解,也能得到大致的定量关系,其缺点是过于简化,没有考虑三种传递现象各自的特征,故各个物性系数需由试验测定。用较严格的理论可以导出更准确的结果,例如,式(1-7)的修正式为

$$\frac{\mu}{\lambda} = \frac{4}{9\gamma - 5} \cdot \frac{1}{c_v}$$

于是

$$Pr \equiv \frac{\mu c_p}{\lambda} = \frac{4}{9\gamma - 5} \cdot \frac{c_p}{c_v} = \frac{4\gamma}{9\gamma - 5} \quad (1-9)$$

这一关系就与实际相当符合。

### 1.1.2 湍流运动引起的动量、热量与质量传递

流体作湍流运动时,除了主流方向的运动外,还叠加有复杂的涡流运动。湍流运动流体微团除主流方向的运动外,还存在其他方向的运动。与滞流运动相比较,涡流会使传递过程大为强化。湍流中任一点的瞬间速度,不论在大小或方向上,都不断地随时间作无规则变化,这种现象称为速度的脉动。速度的脉动意味着涡流造成了流体微团的杂乱运动并相互碰撞或混合。

湍流时,即使流体运动的整体是稳定的,但每个微团的运动及通过任一空间点的瞬间速度,却都是不稳定的、无规律的。此外,温度、浓度等物理量也存在脉动现象。对于湍流,其某一点沿  $x$  轴方向的时均速度  $\bar{u}$  和脉动速度  $u'$  之间的关系为

$$u = \bar{u} + u' \quad (1-10)$$

沿  $y$  轴方向的真实速度为

$$v = \bar{v} + v'$$

式中,  $u'$ ,  $v'$  分别为  $x$ ,  $y$  轴向的脉动速度,它们时正时负、时大时小,而时均值为零,即  $\overline{u'} = 0$ ,  $\overline{v'} = 0$ 。为了表示脉动速度的平均值,可对它的绝对值取平均,记作  $\widetilde{u'}$ ,  $\widetilde{v'}$ 。即

$$\widetilde{u'} = |\overline{u'}|, \quad \widetilde{v'} = |\overline{v'}| \quad (1-11)$$

#### 1.1.2.1 湍流场的涡流粘度

脉动导致流体微团在相邻流体层之间的交换是湍流运动引起的传递现象的根本原因。普朗特于 1925 年首先应用这一模型来分析涡流的动量传递。

如图 1-2 所示,在主流方向为  $x$  向的湍流场内取两个流体层 1 及 2,其时均速度分别为  $\bar{u}$  及  $\bar{u} + \delta\bar{u}$ ,垂直于流体层的  $y$  轴向的脉动速度使流体微团自流体层 1 向上平均经过距离  $l$  后,与流体层 2 中的微团碰撞而使其  $x$  轴向时均速度增加了  $\delta\bar{u}$ ,这里  $l$  相当于分子传递中的平均自由程,称为“普朗特混合长”。当流体层 2 中的微团向下经过距离  $l$  后至流体层 1,速度减小了  $\delta\bar{u}$ 。在湍流场中,速度梯度  $d\bar{u}/dy$  通常随位置而变,如图 1-2 所示,但因  $l$  不大,可用函数增量的近似算法:  $\delta\bar{u} \approx l d\bar{u}/dy$ 。由于  $l$  尚未确定,可取

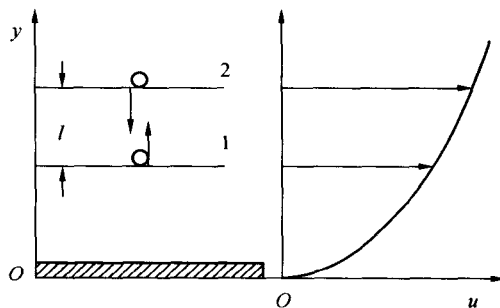


图 1-2 涡流动量传递原理

$$\delta \bar{u} = l \frac{d\bar{u}}{dy} \quad (1-12)$$

若  $y$  向的平均脉动速度为  $\tilde{v}'$ , 流体层的面积为  $A$ , 流体的密度为  $\rho$ , 则在时间  $t$  内, 两流体层间交换的流体体积为  $\tilde{v}'tA$ , 而单位体积流体的动量变化为  $\rho\delta\bar{u}$ , 故传递的动量为  $(\tilde{v}'tA)(\rho\delta\bar{u})$ 。根据动量原理, 作用于流体层上的一对剪切力  $F_E$  可按下式求出

$$F_E = \pm \tilde{v}'tA\rho\delta\bar{u}$$

或

$$\tau_E \equiv F_E/A = \pm \rho \tilde{v}'\delta\bar{u}$$

将式(1-12)代入上式, 得

$$\tau_E = -\rho l \tilde{v}' \frac{d\bar{u}}{dy} \quad (1-13)$$

式中,  $F_E$  为涡流剪切力或惯性阻力, N;  $\tau_E$  为涡流切应力或惯性切应力, Pa。

式(1-13)也可按牛顿粘性定律的形式写成

$$\tau_E = -\mu_E \frac{d\bar{u}}{dy} \quad (1-14)$$

而

$$\mu_E = \rho l \tilde{v}' \quad (1-15a)$$

式中,  $\mu_E$  为涡流粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

式(1-15a)与式(1-4b)类似, 但涡流粘度  $\mu_E$  与粘度  $\mu$  有着本质的不同:  $\mu_E$  中的  $l$  及  $\tilde{v}'$  随位置、主流速度等而改变, 如靠近固体壁面处, 垂直于壁面的脉动速度  $\tilde{v}'$  就受到抑制, 实验证明, 混合长  $l$  与离壁面距离  $y$  成正比; 而主流速度增大,  $\tilde{v}'$  也随着增大; 而  $\mu$  则是流体的物性, 与这些参数无关。

参数  $l, \tilde{v}'$  等尚不能用理论求解, 故无法直接应用, 但结合实验数据能得出工程上有价值的半经验式。

### 1.1.2.2 湍流场的导热

湍流脉动引起的传热和传质与动量传递的原理相似, 在有温度梯度的湍流场中, 若流体层 1 及 2 的时均温度分别为  $\bar{\theta}$  及  $\bar{\theta} + \delta\bar{\theta}$ , 则有

$$\delta\bar{\theta} = l d\bar{\theta}/dy$$

如前所述, 在时间  $t$  内, 通过面积  $A$  的两流体层间交换的流体体积为  $\tilde{v}'tA$ , 若流体的质量定压热容为  $c_p$ , 则单位体积流体的热量变化为  $\rho c_p \delta\bar{\theta} = \rho c_p l d\bar{\theta}/dy$ 。两流体层间的涡流热流量  $Q_E$  可按下式求出

$$Q_E t = -(\tilde{v}'tA)(\rho c_p l d\bar{\theta}/dy)$$

或

$$q_E \equiv \frac{Q_E}{A} = -\rho c_p l \tilde{v}' \frac{d\bar{\theta}}{dy} \quad (1-16)$$

令

$$\lambda_E = \rho c_p l \tilde{v}' \quad (1-17)$$

可将式(1-16)写成傅立叶定律的形式

$$q_E = -\lambda_E \frac{d\bar{\theta}}{dy}$$

式中,  $q_E$  为涡流传热速率,  $\text{J} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $\lambda_E$  为涡流导热系数,  $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ , 它与导热系数  $\lambda$  有本质区别。

### 1.1.2.3 湍流扩散

在有浓度梯度的湍流场中, 若某溶质在流体层 1 及 2 处浓度的时均值分别为  $\bar{c}$  及  $(\bar{c} + \delta \bar{c})$ , 有

$$\delta \bar{c} = l d\bar{c}/dy$$

对两流体层间交换的单位流体体积, 溶质的传递量即为  $\delta \bar{c}$ , 因此两流体层间通过面积  $A$  的涡流溶质速率  $Q_{m,E}$  可按式求出

$$Q_{m,E} t = -(\tilde{v}' t A)(l dc/dy)$$

或

$$q_{m,E} \equiv \frac{Q_{m,E}}{A} = -l \tilde{v}' \frac{d\bar{c}}{dy} \quad (1-18)$$

令

$$D_E = l \tilde{v}' \quad (1-19)$$

可将式(1-18)写成费克定律的形式

$$q_{m,E} = -D_E \frac{d\bar{c}}{dy}$$

式中,  $q_{m,E}$  为涡流传质速率,  $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $D_E$  为涡流扩散系数,  $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 。

涡流传热、传质公式(1-16)、式(1-18)与动量传递方程(1-13)一样, 也不能单纯靠理论求解。但由于它们在导出概念及形式上的一致性, 可在一定的条件下, 由对比分析得出宏观传递系数间的某种定量关系, 称为三传类比。

### 1.1.3 雷诺类比

最早的类比公式由雷诺在 1874 年提出, 它将热量和动量传递联系起来考虑, 找出表面传热系数与摩擦因数间的关系。

现将传递系数的定义式写成

$$\tau_w = \Phi \rho u_m^2 \quad (1-20)$$

$$q_w = h(\theta_m - \theta_w) \quad (1-21)$$

式中,  $\tau_w$ ,  $q_w$  分别为流体对壁面(单位壁面积)的动量,  $\text{N} \cdot \text{m}^{-2}$  及热量传递速率  $\text{W} \cdot \text{m}^{-2}$ ;  $u_m$ ,  $\theta_m$  分别为流体在流动截面上的平均速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$  及平均温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $\Phi$  为摩擦因数, 与导热系数的关系为:  $\Phi = \lambda/8$ ;  $h$  为表面传热系数(对整个传热壁面的平均值),  $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ 。

在湍流强烈时, 可以忽略分子传递。假定: ①从任一流体层直到壁面, 分子传递都可忽略; ②选择  $y = y_m$  的流体层, 其时均速度、温度皆为截面上的平均值。

若流体层与壁面交换了单位体积的流体, 传递的动量为  $\rho u_m$ , 热量为  $\rho c_p(\theta_m - \theta_w)$ ; 又在时间  $t$  内, 面积为  $A$  的壁面与此流体层交换的流体体积为  $q_v$ , 则传递的动量和热量

分别为  $q_V \rho u_m$  和  $q_V \rho c_p (\theta_m - \theta_w)$ ; 故传递速率分别为

$$\tau_w = \frac{q_V \rho u_m}{A \theta}$$

$$q_w = \frac{q_V \rho c_p (\theta_m - \theta_w)}{A \theta}$$

两式相除得

$$\frac{\tau_w}{q_w} = \frac{u_m}{c_p (\theta_m - \theta_w)} \quad (1-22)$$

将式(1-20)及式(1-21)代入式(1-22)得

$$\frac{\Phi \rho u_m^2}{h (\theta_m - \theta_w)} = \frac{u_m}{c_p (\theta_m - \theta_w)}$$

即

$$\Phi = \frac{h}{\rho u_m c_p} \quad (1-23)$$

上式左边为动量传递的无量纲摩擦因数; 右边为传热的一个无量纲群, 称为斯坦顿数 (Stanton number), 记作  $St$

$$St \equiv \frac{h}{\rho u_m c_p} \equiv \frac{Nu}{Pr \cdot Re} \quad (1-24a)$$

式中,  $Nu$ ,  $Re$ ,  $Pr$  分别为努塞尔数、雷诺数、普朗特数。

上述概念可推广用于传质, 当溶质浓度较低时, 流体对壁面的传质方程为

$$q_{m,w} = k(c_m - c_w) \quad (1-25)$$

式中,  $q_{m,w}$  为流体对壁面的传质速率,  $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $c_m, c_w$  分别为对截面平均溶质浓度及紧邻壁面处的溶质浓度,  $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$ ;  $k$  为以浓度差为推动力的表面传质系数,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

用同样的方法, 可得到与式(1-23)类似的关系式

$$\Phi = k/u_m \quad (1-26)$$

此式右面为传质的无量纲群, 与传热的斯坦顿数相当, 称为传质斯坦顿数, 以符号  $St^*$  表示

$$St^* = \frac{k}{u_m} = \frac{Sh}{Sc \cdot Re} \quad (1-27)$$

式中,  $Sh$ ,  $Sc$  分别为谢伍德数、施密特数。

联系式(1-23)和式(1-26), 得到三传的雷诺类比式为

$$\Phi = \frac{h}{\rho u_m c_p} = \frac{k}{u_m} \quad (1-28a)$$

或

$$\Phi = St = St^*$$

雷诺类比以简单的关系表达了三传之间的联系, 由易测定的摩擦因数计算出表面传热系数、表面传质系数。

将式(1-24a)代入式(1-23)得

$$\frac{Nu}{Pr \cdot Re} = \Phi \quad \text{或} \quad Nu = \Phi \cdot Re \cdot Pr \quad (1-24b)$$

以光滑圆管内的传热为例,摩擦因数如按布拉修斯式表示,为

$$\Phi = 0.316/8Re^{1/4} \approx 0.04Re^{-1/4} \quad (1-29)$$

代入式(1-24b)得

$$Nu = 0.04Re^{3/4} \cdot Pr \quad (1-30)$$

与湍流传热的常用式相比较:

加热流体时

$$Nu = 0.023Re^{0.8} \cdot Pr^{0.4} \quad (1-31)$$

冷却流体时

$$Nu = 0.023Re^{0.8} \cdot Pr^{0.3}$$

$Re$  在  $10^4 \sim 10^5$  范围内,  $0.04Re^{0.75}$  与  $0.023Re^{0.8}$  相当接近,这可将  $\Phi$  与  $Re$  的关系表达为适用于  $Re$  范围更广(至  $3 \times 10^6$ )的另一关系式

$$\Phi = 0.23Re^{-0.2} \quad (1-32)$$

就更清楚了。但是,  $Pr$  的方次却相差甚大,只有在  $Pr \approx 1$  时,才能较好地符合。

再以湿壁塔内的传质为例,常用的准数式为

$$Sh = 0.023Re^{0.83} \cdot Sc^{0.44} \quad (1-33)$$

由式(1-27)、式(1-32)及式(1-26),得

$$Sh = 0.023Re^{0.8} \cdot Sc \quad (1-34)$$

可见,只有在  $Sc \approx 1$  时,雷诺类比才能较好地符合。这是因为假定与实际情况有差距,雷诺类比有局限性。在湍流主体中,分子传递与涡流传递相比一般很小,可忽略;但是,愈接近固体壁处,对脉动运动的制约也愈大,因而分子传递不能忽略。

流体对壁面的分子传递与涡流传递叠加,可得到总传递速率  $\tau, q, q_m$  的表达式为

$$\tau = -(\mu + \rho l \tilde{v}') \frac{d\bar{u}}{dy} \quad (1-35a)$$

$$q = -(\lambda + \rho_p l \tilde{v}') \frac{d\bar{t}}{dy} \quad (1-36a)$$

$$q_m = -(D + l \tilde{v}') \frac{d\bar{c}}{dy} \quad (1-37a)$$

为了便于比较,将式(1-35a)及式(1-36a)改写为

$$\tau = -\left(\frac{\mu}{\rho} + l \tilde{v}'\right) \frac{d(\bar{\rho}u)}{dy} = -(v + l \tilde{v}') \frac{d(\bar{\rho}u)}{dy} \quad (1-35b)$$

$$q = -\left(\frac{\lambda}{\rho_p} + l \tilde{v}'\right) \frac{d(\bar{\rho}_p t)}{dy} = -(a + l \tilde{v}') \frac{d(\bar{\rho}_p t)}{dy} \quad (1-36b)$$

式中,  $\mu/\rho = \nu$  为流体的运动粘度,  $m^2 \cdot s^{-1}$ ;  $\lambda/\rho_p \equiv a$  为流体的热扩散系数,  $m^2 \cdot s^{-1}$ 。

对比式(1-35a)、式(1-36a)和式(1-37a)可见,当  $v = a = D$  时,三式在形式上完全一致。

对于流体在圆管内的传递,已知  $\tau$  沿半径  $r$  的分布为

$$\tau/\tau_w = r/r_w$$

式中,  $r_w$  为管壁的半径,  $m$ 。

将  $r = r_w - y$  代入上式得

$$\tau = \tau_w(1 - y/r_w) \quad (1-38)$$

在  $r=0$  的轴心上,  $q=0, q_m=0$ ; 而在  $r=r_w$  的管壁上, 达到最大值  $q=q_w, q_m=q_{m,w}$ 。设  $q, q_m$  沿  $r$  的分布亦符合正比关系, 则同样可得

$$q = q_w(1 - y/r_w)$$

$$q_m = q_{m,w}(1 - y/r_w)$$

代入式(1-35b)、式(1-36b)和式(1-37a)得

$$\tau_w \left[ 1 - \frac{y}{r_w} \right] = -(\nu + l \tilde{v}') \frac{d(\rho \bar{u})}{dy} \quad (1-35c)$$

$$q_w \left[ 1 - \frac{y}{r_w} \right] = -(a + l \tilde{v}') \frac{d(\rho c_p \bar{t})}{dy} \quad (1-36c)$$

$$q_{m,w} \left[ 1 - \frac{y}{r_w} \right] = -(D + l \tilde{v}') \frac{dc}{dy} \quad (1-37c)$$

在  $\nu=a$  的条件下, 式(1-36a)与式(1-36b)相除, 得

$$\frac{\tau_w}{q_w} = \frac{d\bar{u}}{c_p dt} \quad \text{或} \quad \frac{d\bar{u}}{dt} = \frac{c_p \tau_w}{q_w} \quad (1-39)$$

式中,  $c_p \tau_w / q_w$  为一常数。

式(1-39)表明, 对距离  $y$  的任一微小增量  $dy$ , 相应的温度增量  $d\bar{\theta}$  与  $d\bar{u}$  成正比。对式(1-39)积分(注意  $y=0$  时,  $\bar{u}=0, \bar{\theta}=\theta_w$ )得

$$\int_0^{\bar{u}} d\bar{u} = \int_w^{\bar{\theta}} \frac{c_p \tau_w}{q_w} d\bar{\theta}$$

即

$$\bar{u} = \frac{c_p \tau_w}{q_w} (\bar{\theta} - \theta_w)$$

可见,  $(\bar{\theta} - \theta_w)$  与  $\bar{u}$  成正比, 也就是说, 温度分布曲线  $\bar{\theta} - \theta_w = \theta(y)$  与速度分布曲线  $\bar{u} = u(y)$  相似。故当  $y=y_m$ , 有  $\bar{u}=u_m$  及  $\bar{\theta}=\theta_m$ 。从  $y=0$  至  $y=y_m$  对式(1-39)积分, 得

$$u_m = (c_p \tau_w / q_w) (\theta_m - \theta_w) \quad (1-40)$$

该式与式(1-22)相同, 由此可得到类比式(1-23)。当  $\nu \approx a$  或  $Pr \equiv \nu/a \approx 1$  时, 式(1-23)与实验数据颇为符合, 这也反过来说明, 原假设  $q$  与  $r$  成正比是合理的。

当  $\nu$  与  $a$  有明显差别时, 式(1-35c)与式(1-36c)的对比表明,  $d\bar{\theta}$  与  $d\bar{u}$  的比例关系不成立, 即温度、速度分布曲线不相似, 因而不能得到式(1-40)。显然,  $a$  与  $\nu$  的差别愈大, 即  $Pr$  离 1 愈远, 雷诺类比的误差就愈大。

回顾导出雷诺类比的两个假定: ①“从任一流体层直到壁面, 分子传递都可忽略”一般不能成立, 但当  $a=\nu$  时, 就不需要这一假定; ②“ $\bar{u}=u_m$  处同时亦有  $\bar{\theta}=\theta_m$ ”, 在  $a=\nu$  时也能成立。故知两假定可用条件  $a=\nu$  代替。

同样的推理和结论也可用于质量和动量传递的类比。

气体的  $Pr$  近于 1,  $Sc$  也与 1 较接近, 液体的  $Pr$  及  $Sc$  则与 1 相差较远。故雷诺类比可近似地用于气体, 但一般不适用于液体。由式(1-28a)所得传热与传质的雷诺类比为

$$\frac{a}{\rho u_m c_p} = \frac{k}{u_m} \quad \text{或} \quad k = \frac{a}{\rho c_p} \quad (1-28b)$$

对于水从湿表面汽化进入空气的“绝热汽化过程”(此时水的汽化热全靠空气供给)颇为准确,称为刘易斯(Lewis)关系。

#### 1.1.4 $j$ 因子

随着研究的深入,对三传类比的研究取得不少进展,已逐步克服雷诺类比的局限性,以下简单介绍有关情况。

##### 1.1.4.1 近壁区校正

在固体壁面附近,分子传递占主要地位,普朗特和泰勒(Taylor)对雷诺类比做了最重要的修正。他们假定,紧邻壁面处有一层很薄的滞流体层(底层区),其中湍流传递可以忽略,在湍流区,其中分子传递可以忽略。对动量、热量同时传递的情况如图 1-3 所示。设两区的交界面上,流速为  $u_b$ ,温度为  $\theta_b$ ;由于底层厚度很小,界面处的切应力  $\tau_b$  和传热速

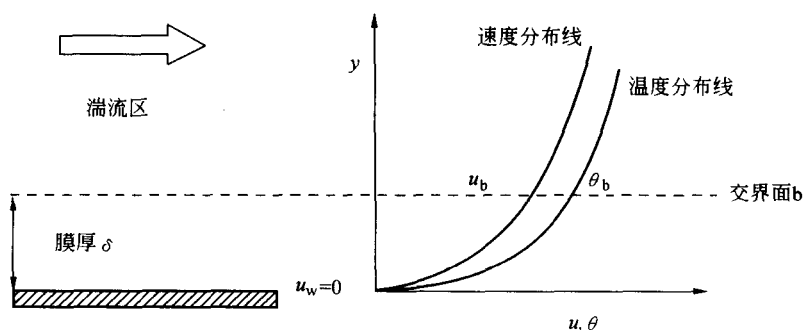


图 1-3 速度、温度分布示意图

率  $q_b$  可认为与壁面处相等,即

$$\tau_b = \tau_w, \quad q_b = q_w$$

滞流底层仅有分子传递,故

$$\tau_w = \frac{\mu u_b}{\delta}, \quad q_w = \frac{\lambda(\theta_b - \theta_w)}{\delta}$$

两式相除得

$$\frac{\tau_w}{q_w} = \frac{\mu u_b}{\lambda(\theta_b - \theta_w)} \quad (1-41a)$$

在湍流区,由于分子传递可以忽略,令式(1-35b)中的  $\nu = 0$ ,式(1-36b)中的  $a = 0$ ,用与导出式(1-40)相同的方法,从  $y = 0$  的界面到  $y = y_m$  间积分,得

$$\frac{u_m - u_b}{\theta_m - \theta_b} = \frac{c_p \tau_w}{q_w} \quad (1-42a)$$

从以上两式中可以消去  $\theta_b$ ,即由式(1-41a)得

$$\theta_b - \theta_w = \left( \frac{q_w}{\tau_w} \right) \left( \frac{\mu u_b}{\lambda} \right) \quad (1-41b)$$