



普通高等教育“十一五”国家级规划教材

化工原理

第三版

下册

谭天恩 窦梅 周明华 等编著



化学工业出版社

普通高等教育“十一五”国家级规划教材

化 工 原 理

第三版

下 册

谭天恩 窦梅 周明华等 编著



化学工业出版社

· 北 京 ·

本书在第二版的基础上进行修订。论述化工过程单元操作的基本原理、典型设备等。本版更注重基本概念 的阐述,加强实际应用与培养工程观念;适当调整了全书结构,删减已少用的内容,补充了新型分离过程的内容;更换和补充了例题、习题,并给出了习题的参考答案。

全书分上、下册。下册包括:传质过程导论、吸收、蒸馏、气液传质设备、萃取、干燥、其他传质分离过程等。

本书为工科高等院校化工(多学时)及相关专业的化工原理课程的教材,亦可供化工行业从事研究、设计与生产的工程技术人员参考。

为便于本书的教学,将配备化工原理习题解答和电子教学课件(PPT格式)。

图书在版编目(CIP)数据

化工原理. 下册/谭天恩, 窦梅, 周明华等编著. —3
版. —北京: 化学工业出版社, 2006. 7
普通高等教育“十一五”国家级规划教材
ISBN 7-5025-8785-3

I. 化… II. ①谭…②窦…③周… III. 化工原
理-高等学校-教材 IV. TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2006) 第 079333 号

普通高等教育“十一五”国家级规划教材

化 工 原 理

第三版

下 册

谭天恩 窦梅 周明华 等编著

责任编辑: 何 丽

文字编辑: 贾 婷

责任校对: 陈 静

封面设计: 潘 峰

*

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里3号 邮政编码 100029)

购书咨询: (010)64982530

(010)64918013

购书传真: (010)64982630

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

北京永鑫印刷有限责任公司印刷

三河市万龙印装有限公司装订

开本 787mm×1092mm 1/16 印张 16 $\frac{3}{4}$ 字数 450 千字

2006年8月第3版 2006年8月北京第18次印刷

ISBN 7-5025-8785-3

定 价: 25.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者, 本社发行部负责退换

“研究生教育创新工程”化工类研究生教学用书

指导委员会

主任委员 余国琮院士（天津大学）

副主任委员（按姓氏笔画排序）

时铭显院士（中国石油大学）

杨锦宗院士（大连理工大学）

欧阳平凯院士（南京工业大学）

金涌院士（清华大学）

胡英院士（华东理工大学）

袁渭康院士（华东理工大学）

徐南平院士（南京工业大学）

委员（按姓氏笔画排序）

马振基教授（新竹清华大学）

王祥生教授（大连理工大学）

元英进教授（天津大学）

石碧教授（四川大学）

曲景平教授（大连理工大学）

朱家骅教授（四川大学）

仲崇立教授（北京化工大学）

刘昌俊教授（天津大学）

刘洪来教授（华东理工大学）

孙彦教授（天津大学）

李永丹教授（天津大学）

李伯耿教授（浙江大学）

李笃中教授（台湾大学）

余宝乐教授（香港科技大学）

张丰志教授（新竹交通大学）

陈建峰教授（北京化工大学）

陆小华教授（南京工业大学）

段雪教授（北京化工大学）

姚善泾教授（浙江大学）

钱宇教授（华南理工大学）

徐春明教授（中国石油大学）

谢国煌教授（台湾大学）

谭天伟教授（北京化工大学）

编审委员会

- 主任委员** 王静康院士 (天津大学)
- 副主任委员** 费维扬院士 (清华大学)
- 元英进教授 (天津大学)
- 委 员** (按姓氏笔画排序)
- 王 志教授 (天津大学)
- 刘晓勤教授 (南京工业大学)
- 李 忠教授 (华南理工大学)
- 吴乃立教授 (台湾大学)
- 辛 忠教授 (华东理工大学)
- 张卫东教授 (北京化工大学)
- 陈纪忠教授 (浙江大学)
- 陈国华教授 (香港科技大学)
- 赵 洪教授 (清华大学)
- 郭绍辉教授 (中国石油大学)
- 郭新闻教授 (大连理工大学)
- 梁 斌教授 (四川大学)

目 录

第八章 传质过程导论	1
第一节 概述	1
一、工业生产中的传质过程	1
二、相组成的表示法	2
第二节 扩散原理	5
一、基本概念和非克定律	5
二、一维稳定分子扩散	6
三、扩散系数	9
第三节 流体与界面间的传质	12
第四节 质量、热量、动量传递之间的联系——三种传递间的类比	14
第五节 传质设备简介	16
习题	18
符号说明	18
第九章 吸收	20
第一节 概述	20
一、工业生产中的吸收过程	20
二、吸收的流程和溶剂	21
第二节 吸收的基本理论	23
一、气液相平衡	23
二、吸收传质速率	26
第三节 吸收(或脱吸)塔的计算	31
一、物料衡算和操作线方程	31
二、填料层高度——对低浓度气体的计算	34
三、传质单元	40
四、吸收塔的调节和操作型问题	43
五、填料层高度——对高浓度气体的计算	45
六、塔板数	49
七、脱吸	52
第四节 其他类型的吸收	54
一、多组分吸收	54
二、化学吸收	55
三、非等温吸收	56
第五节 传质系数和传质理论	58
一、传质系数关联式	59
二、传质理论概况	64
习题	66
附录一 若干气体在水中的亨利系数 E	68
附录二 氨在水中的溶解度	68

符号说明	69
参考文献	70
第十章 蒸馏	71
第一节 二元物系的汽液相平衡	71
一、理想溶液	71
二、挥发度和相对挥发度	74
三、非理想溶液	76
第二节 蒸馏方式	78
一、简单蒸馏	78
二、平衡蒸馏	80
三、平衡级蒸馏和精馏原理	81
第三节 二元连续精馏的分析和计算	84
一、全塔物料衡算	84
二、精馏段的分析及其图解	85
三、提馏段的分析和进料状况的影响	87
四、理论塔板数	90
五、实际塔板数与塔板效率	94
六、填料精馏塔的填料层高度	95
七、回流比的影响及其选择	96
八、理论板数的捷算法	98
九、精馏塔的操作型问题	101
第四节 其他蒸馏方式	103
一、水蒸气蒸馏	104
二、间歇蒸馏	106
三、恒沸蒸馏和萃取蒸馏	109
四、反应精馏	112
第五节 多元蒸馏	113
一、基本概念	113
二、多元物系的汽-液平衡	114
三、多元精馏的物料衡算	118
四、捷算法求理论塔板数	119
习题	121
符号说明	123
第十一章 气液传质设备	124
第一节 板式塔	124
一、主要类型板式塔的结构和特点	124
二、板式塔的水力学性能	127
三、设计要领	136
四、板效率	143
第二节 填料塔	146
一、填料塔与塔填料	146
二、填料塔的水力学性能与传质性能	149
三、气液传质设备的比较与选用	155

习题	155
符号说明	156
参考文献	157
第十二章 萃取	158
第一节 萃取的基本概念	158
一、三角形相图	159
二、三角形相图在单级萃取中的应用	162
三、萃取剂的选择	164
第二节 萃取过程的流程和计算	165
一、单级萃取	166
二、多级错流萃取	166
三、多级逆流萃取	170
四、连续接触逆流萃取	174
五、回流萃取, 双溶质的萃取	176
六、萃取过程的传质	176
第三节 萃取设备	177
一、混合-澄清槽	178
二、重力流动的萃取塔	178
三、输入机械能量的萃取塔	180
四、离心萃取机	182
五、萃取设备的选用	183
习题	184
符号说明	185
第十三章 干燥	186
第一节 湿空气的性质及湿度图	186
一、湿空气的性质	186
二、空气湿度图	193
三、湿度图的用法	195
第二节 干燥器的物料衡算及热量衡算	196
一、湿物料中含水率的表示方法	196
二、空气干燥器的物料衡算	196
三、空气干燥器的热量衡算	197
四、干燥过程的图解	199
第三节 干燥速度和干燥时间	203
一、水分在空气与物料间的平衡关系	203
二、恒定干燥条件下的干燥速度	205
三、恒定干燥条件下恒速阶段干燥时间的计算	209
四、恒定干燥条件下降速阶段干燥时间的计算	211
五、干燥条件变化情况下的干燥过程	212
第四节 干燥器	215
一、概述	215
二、盘架式干燥器	217
三、间歇式减压干燥器	220

四、洞道式干燥器	220
五、转筒式干燥器	221
六、气流干燥器	222
七、流化床干燥器	223
八、喷雾干燥器	225
九、滚筒式干燥器	226
第五节 气体的增湿与减湿	227
一、增湿和减湿过程的机理	227
二、增湿器和减湿器	229
习题	230
符号说明	231
参考文献	231
第十四章 其他传质分离过程	232
第一节 超临界流体萃取	232
一、概述	232
二、超临界流体	232
三、超临界流体萃取的过程	234
四、超临界流体萃取的应用	234
第二节 吸附	235
一、吸附剂	235
二、吸附相平衡	236
三、吸附速率	239
四、固定床吸附	240
五、吸附循环	242
第三节 膜分离	244
一、分离膜及膜组件	244
二、反渗透、纳滤、超滤和微滤	247
三、电渗析	251
四、气体分离	254
五、渗透汽化和蒸气渗透	256
六、膜接触器	257
习题	258
符号说明	258
参考文献	258
习题参考答案	259
参考读物	262

第八章 传质过程导论

第一节 概 述

一、工业生产中的传质过程

在第三章中已介绍了多相物系的分离法，现在进一步讨论均相物系的分离（包括提纯、回收等）。这类工业过程通常基于物质由一个相到另一个相的转移。例如，在分离气体混合物时，可以用选定的溶剂进行吸收（如分离氨和空气，用水吸收），使溶质气体（氨）由气相转移到液相，而与不溶气体（空气）分离；又如生活中在煎中药时，可溶性药理成分由固体中转移到液体中等。物质在相际间的转移属于物质传递过程（简称传质过程），这类以相际传质为特征的单元操作在化工生产中应用甚广，现将常见的几种简单介绍如下。

(1) 吸收 物质由气相转入液相，图 8-1(a) 所示为两相界面附近的传质情况，其中用 A 代表在相间传递的物质即溶质（上述例中的氨），B 代表惰性气体（空气），S 代表溶剂（水），加号“+”表示这一个相是哪些物质的混合物。吸收的逆过程是脱吸，如图 8-1(a) 所示。

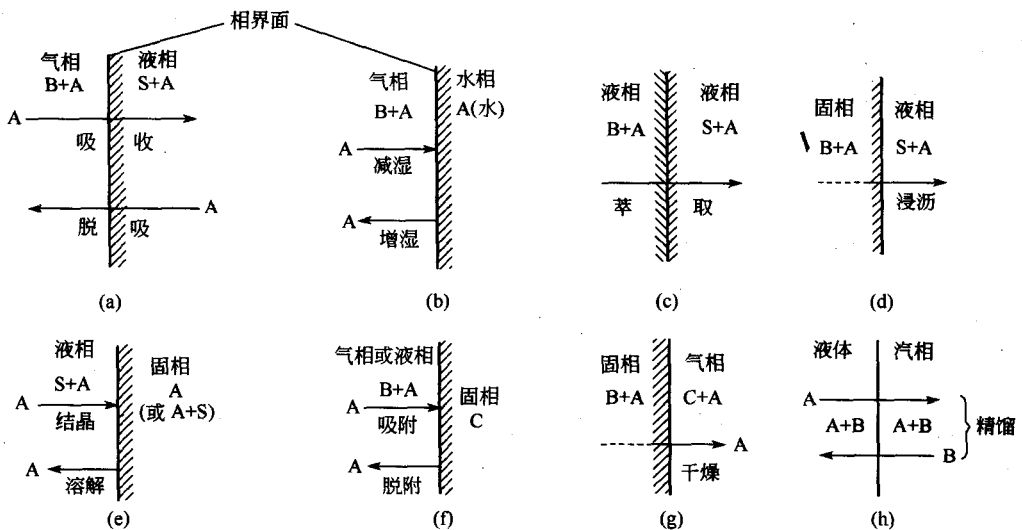


图 8-1 常见相际传质过程的示意图

(2) 气体的减湿 当气体中的饱和水蒸气与冷水接触时，水蒸气将从气相转入液相（发生冷凝）。由于液相为水，传质只在气相进行，如图 8-1(b) 所示，其逆过程是增湿。

(3) 液-液萃取 亦简称萃取，溶质由一液相转入另一液相，如图 8-1(c) 所示，其逆过程仍然是萃取。

(4) 固-液萃取 简称浸渍或浸取，溶质由固相转入液相，如图 8-1(d) 所示（虚线表示溶质可能从固相的表面或内部转入液相）。由于固体混合物一般是多相系，故浸渍常属多相系的分离。

(5) 结晶 溶质由液相趋附于溶质晶体的表面，转为固相，使晶体长大，如图 8-1(e)

所示, 其逆过程为溶解 (溶解与浸沥的差别是后一过程中溶质与很多不溶性杂质混在一起)。

(6) 吸附 物质由气相或液相趋附于固体表面 (主要是多孔性固体的内表面), 如图 8-1(f) 所示, 其逆过程为脱附。

(7) 干燥 液体 (通常是水) 经过汽化, 从固体的表面或内部转入气相, 如图 8-1(g) 所示。

(8) 精馏 不同物质在汽液两相间的相互转移, 二元精馏时易挥发组分 A 由液相转入汽相, 同时难挥发组分 B 由汽相转入液相, 如图 8-1(h) 所示。

上述传质过程中也有少数其目的不是为了分离, 而是一种混合, 如增湿、溶解。

相际传质是一类复杂的过程。以吸收为例, 溶质首先在气相中朝向气液相界面扩散 (传质推动力是气相主体与界面间的浓度差), 继而穿过相界面, 再由界面向液相主体扩散 (推动力是液相界面与主体中的浓度差)。这一过程与换热器中两流体通过间壁的传热颇为类似, 但比传热更为复杂, 首先在于过程最终的平衡状态。参与传热的两流体间, 最终的热平衡是各处温度皆相等; 但相际传质最终达到的相平衡, 在每一相内虽然是浓度相等, 但在两相之间浓度却一般不等。例如, 含氨气体与水达成相平衡时, 氨在液相中的浓度通常比气相中大得多 (参见例 8-1)。故为了研究两相间的传质, 表达其推动力, 必须了解两相间的平衡关系。其次, 传热时温度的单位颇为单纯 (K 或 $^{\circ}\text{C}$); 而传质时, 浓度或组成的常用单位则有多种, 这一问题将叙述如下。

二、相组成的表示法

对于混合物, 一个相的组成可以用多种方法表示, 常用的有以下几种。

1. 质量分数和摩尔分数

工业上最常用的组成表示法是某组分的质量占总质量的分数或百分数, 对含组分 A、B、C 等的均相混合物有

$$w_A = \frac{m_A}{m}, w_B = \frac{m_B}{m}, w_C = \frac{m_C}{m}, \dots$$

式中 w_A, w_B, w_C 等——组分 A、B、C 等的质量分数;

m_A, m_B, m_C 等——组分 A、B、C 等的质量;

m ——总质量。

$$m = m_A + m_B + m_C + \dots$$

将上式两边除以 m , 得

$$1 = w_A + w_B + w_C + \dots$$

即各组分的质量分数之和等于 1。对于最简单的双组分物系, 任一组分的质量分数为 w , 另一组分的即为 $(1-w)$, 可省去下标 A、B。

传质机理与各组分的分子相对数目 [物质的量 (mol)] 关系密切, 故常需用到摩尔分数

$$x_A = \frac{n_A}{n}, x_B = \frac{n_B}{n}, x_C = \frac{n_C}{n}, \dots$$

式中 x_A, x_B, x_C 等——组分 A、B、C 等的摩尔分数;

n_A, n_B, n_C 等——组分 A、B、C 等的物质的量, mol。

$$n = n_A + n_B + n_C + \dots$$

同理, 各摩尔分数之和亦为 1

$$x_A + x_B + x_C + \dots = 1$$

对于双组分物系, 可用两摩尔分数之一表示而省去下标, 记为 x , 另一为 $(1-x)$ 。

另一相中的摩尔分数可用 y_A 、 y_B 、 y_C 、 \dots 代表。当物系中有气（汽）相时，习惯上用 y 表示气相的摩尔分数。

质量分数和摩尔分数可相互换算如下。

$$\text{因} \quad n_A = \frac{m_A}{M_A} = \frac{w_A m}{M_A}, \quad n_B = \frac{w_B m}{M_B}, \quad \dots$$

$$n = \frac{w_A m}{M_A} + \frac{w_B m}{M_B} + \dots = m \sum_i \frac{w_i}{M_i} \quad (i = A, B, C, \dots)$$

$$\text{故} \quad x_A = \frac{n_A}{n} = \frac{w_A m / m}{\sum_i \frac{w_i}{M_i}} = \frac{w_A}{\sum_i \frac{w_i}{M_i}} \quad (8-1)$$

式中 M_A 、 M_B 等——组分 A、B 等的摩尔质量， $\text{kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$ 。

$$\text{又} \quad m_A = n_A M_A = x_A n M_A, \quad m_B = x_B n M_B, \quad \dots$$

$$\text{故} \quad w_A = x_A n M_A / \sum_i x_i n M_i = x_A M_A / \sum_i x_i M_i \quad (8-2)$$

2. 质量比和摩尔比

有时也用一个组分对另一组分的质量比或摩尔比表示组成，较常见于双组分物系。

$$\text{质量比} \quad \bar{w} = \frac{m_A}{m_B}$$

$$\text{摩尔比} \quad X = \frac{n_A}{n_B}$$

它们与上述两种组成表示法的关系如下（对于双组分物系）。

$$\bar{w} = \frac{\frac{m_A}{m}}{\frac{m_B}{m}} = \frac{w_A}{w_B} = \frac{w}{1-w} \quad (8-3)$$

$$w = \frac{\bar{w}}{1+\bar{w}} \quad (8-3a)$$

$$\text{又} \quad X = \frac{x}{1-x} \quad (8-4)$$

$$x = \frac{X}{1+X} \quad (8-4a)$$

3. 浓度

以上各组成表示法也广义地称为浓度，但严格说来，浓度的定义是单位体积中的物质量，物质量可用质量或物质的量来表示。

$$\text{质量浓度} \quad C_A = \frac{m_A}{V} \quad (\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$$

$$\text{物质的量浓度} \bullet \quad c_A = \frac{n_A}{V} \quad (\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3})$$

式中 V ——均相混合物的体积， m^3 。

现讨论浓度与其他组成表示法的换算。由于均相混合物的密度 ρ 即为各组分质量浓度（体积与混合物相等）的总和

$$\rho = C_A + C_B + \dots = \sum_i C_i \quad (i = A, B, \dots)$$

● 物质的量浓度以下简称浓度。

$$\text{故质量浓度} \quad C_A = \frac{m_A}{V} = \frac{a_A m}{V} = w_A \rho \quad (8-5)$$

$$\text{同理, 浓度} \quad c_A = \frac{n_A}{V} = \frac{x_A n}{V} = x_A c \quad (8-5a)$$

式中 c ——混合物的总浓度, $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$, $c = n/V$ 。

对于气体混合物来说, 若某一组分 A 的分压为 p_A (单位为 Pa), 在总压 P 不太高 (如 1MPa 以内) 时, 可由理想气体定律计算其浓度。

$$c_A = \frac{n_A}{V} = \frac{p_A}{RT} \quad (8-6)$$

式中 V ——气体混合物的体积, m^3 ;

T ——气体混合物的温度, K;

R ——通用气体常数, $R = 8314 \text{ J} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。

组分 A 的质量浓度为

$$C_A = \frac{m_A}{V} = \frac{M_A n_A}{V} = \frac{M_A p_A}{RT} \quad (8-6a)$$

故实际也常用分压来表示气相的组成。

气体混合物的总浓度为

$$c = \frac{n}{V} = \frac{P}{RT}$$

与式(8-6)相除, 可知摩尔分数与分压分数相等 (即分压定律)

$$y_A = \frac{n_A}{n} = \frac{p_A}{P} \quad (8-7)$$

气体混合物的摩尔比可用分压比表达如下。

$$Y = \frac{n_A}{n_B} = \frac{p_A}{p_B} \quad (8-8)$$

而质量比可表达为

$$\bar{w} = \frac{m_A}{m_B} = \frac{n_A M_A}{n_B M_B} = \frac{p_A M_A}{p_B M_B} \quad (8-8a)$$

我国已规定统一实行基于 SI 单位的法定计量单位, 但在阅读文献时会遇到其他单位。现将气体常数 R 的某些单位和对应值列于表 8-1 中, 恰当地选用, 可减少单位换算的工作量。

表 8-1 应用不同单位时的通用气体常数 R

压力	体积	物质量	通用气体常数 R	
Pa(N/m ²)	m ³	kmol	8314	J · kmol ⁻¹ · K ⁻¹
kPa	m ³	kmol	8.314	kJ · kmol ⁻¹ · K ⁻¹
kgf/m ²	m ³	kmol	848	kgf · m · kmol ⁻¹ · K ⁻¹
atm(101.3kPa)	m ³	kmol	0.08206	atm · m ³ · kmol ⁻¹ · K ⁻¹
mmHg	m ³	kmol	62.36	mmHg · m ³ · kmol ⁻¹ · K ⁻¹
atm	L	mol	0.08206	atm · L · mol ⁻¹ · K ⁻¹
kPa	m ³	kg	8.314/ M	kJ · kg ⁻¹ · K ⁻¹
lb · in ⁻²	ft ³	lb-mol	10.73	lb · in ⁻² · ft ³ · lb-mol ⁻¹ · °R ⁻¹

注: M —气体的摩尔质量, $\text{kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$ 。

【例 8-1】 实验测得在总压 101.3kPa^① 及温度 20℃下, 100g 水中含氨 1g 时, 液面上氨的平衡分压为 800 Pa。求气、液两相的组成皆以浓度表示时的相平衡关系。

解 氨在气相中的浓度 c_{AG} 按式(8-6) 计算, 其中分压的单位为 Pa, 得

① 指绝对压力; 本书下册中的 101.3kPa 都指绝压为 1atm (标准大气压), 省去“(绝)”的注明。

$$c_{AG} = \frac{p_A}{RT} = \frac{800}{8314 \times 293} = 0.000328 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$$

氨在液相中的浓度 c_{AL} 计算如下。100kg 水含氨 1kg，共 101kg 稀氨水；由于氨水很稀，可设其密度与水相同，即 $\rho = 1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ；其体积为 $101/1000 = 0.101 \text{ m}^3$ ；而其中氨的物质的量 (kmol) 为 1/17，故

$$c_{AL} = \frac{1/17}{0.101} = 0.582 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$$

结果表明，以上物系的相平衡关系中，液相的浓度要比气相大 1000 倍以上。

第二节 扩散原理

一、基本概念和非克定律

图 8-1 示出的相际传质概念，表明其基础是均相流体中的传质（流体主体到相界面或相反）。当流体为静止或做平行于相界面（垂直于传质方向）的层流流动时，传质只能靠分子运动所引起的扩散——分子扩散，现以双组分气体为例做说明。按分子运动论，气体中各组分的分子都处于不停的运动状态，分子在运动中相互碰撞，同时改变其速度的方向和大小。如图 8-2 所示，由于这种杂乱的分子运动，组分 A 的某个分子将通过另一组分 B（也称为“介质”）的分子群，由 (I) 处移动到 (II) 处；同理，(II) 处的 A 分子也会移动到 (I) 处。若各处 A 的浓度均等，上述两扩散量将相等，没有净的传质。若 A 在 (I) 处的浓度较 (II) 处为高，则由 (I) 处移到 (II) 处的 A 分子较 (II) 处移到 (I) 处的为多，造成组分 A 由 (I) 处至 (II) 处的净传质，直到浓度均匀（达均相平衡）时为止。

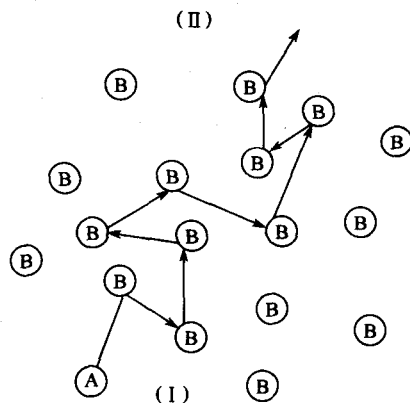


图 8-2 分子扩散示意图

传质中的分子扩散类似于传热中的热传导，扩散速率的规律也类似于导热，即与浓度梯度成正比。对于双组分子系在稳态下可表达为

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \quad (8-9)$$

式中 c_A ——组分 A 的浓度， $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$ ；

$\frac{dc_A}{dz}$ ——组分 A 的浓度梯度（沿浓度增大方向为正向）， $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-4}$ ；

J_A ——组分 A 的扩散通量， $\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ ，其方向与浓度梯度相反，故在式右侧加一负号；

D_{AB} ——比例系数，称为组分 A 在介质 B 中的扩散系数， $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 。

这一规律是 1855 年由菲克 (Fick) 在实验的基础上提出的，称为菲克定律。对于气体，也常用分压梯度的形式表示，将式 (8-6) ($c_A = p_A/RT$) 代入式 (8-9)，若沿 z 向无温度变化，可得

$$J_A = -\frac{D_{AB}}{RT} \frac{dp_A}{dz} \quad (8-10)$$

应注意的是分子扩散与导热也有重要的区别，前者较复杂之处在于：当一个个分子沿扩散方向移去后，留下相应的空位，需由其他分子填补；而后者则没有这种问题。在式(8-9)

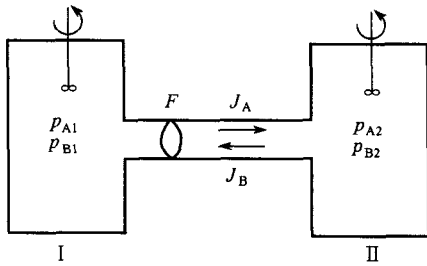


图 8-3 等摩尔相互扩散

或式(8-10)中对 J_A 的定义是通过“分子对称”的截面，即有一个 A 分子通过这种截面，就有一个 B 分子反方向通过同一截面，填补原 A 分子的空位。为满足“分子对称”的条件，这种截面在空间既可能是固定的，也可能是移动的（见下述第二小节），显然前者较为简单，现做如下说明。

设如图 8-3 所示，气体 A、B 的混合物分盛在容器 I、II 中，其间以接管相连，各处的总压 P 和温度 T 皆相等。容器 I 中 A 的分压 p_{A1} 较容器 II 中的 p_{A2} 为大，故 A 将通过接管向右扩散，同时 B 亦在接管内向左扩散，而且相对于管的任一截面 F （位置固定），两扩散通量的大小相等，即 F 为分子对称面，否则就不能保持总压 P 不变。两容器中都置有搅拌器，使容器中的浓度保持均匀（但扩散管内不受搅拌混合的影响）；且容器的容量与一段时间内的扩散量相比要大很多，使两容器中的气体浓度在较长时间内可看作不变，因而管内气体 A、B 的相互（逆向）扩散是稳定的。对于任一截面 F 来说，气体 A 的扩散通量按式(8-10) 计算为

$$J_A = -\frac{D_{AB}}{RT} \frac{dp_A}{dz}$$

同理，气体 B 的扩散通量为

$$J_B = -\frac{D_{BA}}{RT} \frac{dp_B}{dz} \quad (8-11)$$

前已述及，这两个通量的方向相反，大小相等，即

$$J_A = -J_B \quad (8-12)$$

由于总压 $P = p_A + p_B$ 为一常数，而有

$$0 = dp_A + dp_B \quad \text{或} \quad dp_B = -dp_A$$

代入式(8-11)，并应用式(8-12)，得到

$$J_A = -J_B = -\frac{D_{BA}}{RT} \frac{dp_A}{dz}$$

与式(8-10) 比较，可知 $D_{AB} = D_{BA}$ ，即对于二元气体 A、B 的相互扩散，A 在 B 中的扩散系数和 B 在 A 中的扩散系数两者相等。以后可略去下标而用同一符号 D 表示，即

$$D_{AB} = D_{BA} = D$$

二、一维稳定分子扩散

有两种简单而又常见的分子扩散现象，图 8-3 所示为一种 A、B 双组分一维稳定的等摩尔相互扩散，在精馏中可遇到这种情况 [见图 8-1(h)]；另外，如吸收中要遇到一组分通过另一停滞组分的一维稳定单方向扩散（简称“单向扩散”）。现以第一小节为基础做进一步的讨论，重点是后一种情况。

（一）等摩尔相互扩散

图 8-3 所示的情况即为等摩尔相互扩散，现对式(8-10) 进行积分以便于计算。

$$J_A dz = -\frac{D}{RT} dp_A$$

初、终截面处的积分限为 $z = z_1$ ， $p_A = p_{A1}$ ； $z = z_2$ ， $p_A = p_{A2}$ ；其余为常数，积分后得到

$$J_A = -\frac{D}{RT} \frac{p_{A2} - p_{A1}}{z_2 - z_1}$$

将扩散距离 ($z_2 - z_1$) 改写为 z , 可得

$$J_A = \frac{D}{RTz} (p_{A1} - p_{A2}) \quad (8-13)$$

通常, 传质过程中所需计算的传质速率 (物质通量) 是相对于空间的固定截面 [而不是定义式(8-9) 或式(8-10) 中的分子对称面], 对此, 以符号 N_A 代表, 其定义是单位时间内通过单位固定截面的物质质量。前已述及, 对于目前等摩尔相互扩散的情况, 两个性质不同的平面是一致的, 因此

$$N_A = J_A = \frac{D}{RTz} (p_{A1} - p_{A2}) \quad (8-14)$$

同理, 组分 B 的物质通量为

$$N_B = \frac{D}{RTz} (p_{B1} - p_{B2}) \quad (8-15)$$

且 $N_B = -N_A$ [与式(8-12)中的 $J_A = -J_B$ 相当]

对于液相中的相互扩散, 总浓度 $c = c_A + c_B$ 可认为是常数, 直接对式(8-9) 积分而得到物质通量

$$N_A = J_A = \frac{D}{z} (c_{A1} - c_{A2}) \quad (8-14a)$$

同理

$$N_B = J_B = \frac{D}{z} (c_{B1} - c_{B2}) \quad (8-15a)$$

式中, 各参数都系对液相而言。

【例 8-2】 氨 (A) 与氮 (B) 在图 8-3 所示的接管中相互扩散, 管长 100mm, 总压 $P = 101.3 \text{ kPa}$, 温度 $T = 298 \text{ K}$, 扩散系数 $D = 0.248 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 。氨在两容器中的分压分别为 $p_{A1} = 10.13 \text{ kPa}$ 、 $p_{A2} = 5.07 \text{ kPa}$, 求扩散通量 J_A 及 J_B 。

解 本题可直接按式(8-14) 求解, 现 $z = 0.1 \text{ m}$ 。 $R = 8.314 \text{ kJ} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

$$J_A = \frac{D}{RTz} (p_{A1} - p_{A2}) = \frac{0.248 \times 10^{-4} \times (10.13 - 5.07)}{8.314 \times 298 \times 0.1} \\ = 5.06 \times 10^{-7} \text{ kmol} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$$

显然, 若 p_A 的单位为 Pa, R 的单位为 $\text{J} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 所得 J_A 的结果相同。而 J_B 可按式(8-15), 或简单地由式(8-12) 求得

$$J_B = -J_A = -5.06 \times 10^{-7} \text{ kmol} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$$

(二) 单向扩散

在吸收时, 可简化地认为气液相界面只容许气相中的溶质 A 通过而不让惰性气体 B 通过, 也不让溶剂 S 逆向通过 (汽化)。如图 8-4 所示, 平面 2-2' 为气液界面, 当 A 被吸收时, A 分子向下扩散后所留下的空位, 只能由其上方的混合气来填补, 因而产生趋向于相界面的“总体流动”。注意: 这一流动是由于分子扩散本身所引起, 而不是由于外力 (如压力差) 的驱动; 这种流动与 A 分子的扩散方向一致, 有助于传质, 亦称为“摩尔扩散” (摩尔在这里指分子群)。

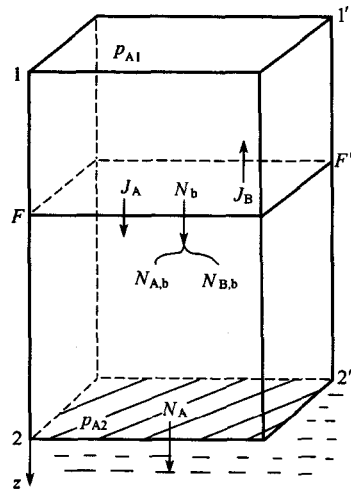


图 8-4 可溶性气体 A 通过惰性气体 B 的单向扩散 (向下)

单向扩散与上述等摩尔相互扩散的区别在于, 分子对称面将随着总体流向界面推移, 而不再是空间的固定面, 故通过任一划出的固定截面 $F-F'$ 的传质速率应同时考虑分子扩散和等摩尔扩散的总效应。令通过 $F-F'$ 截面的各个通量如下: 因 A 的浓度梯度产生的分子扩散为 J_A ; 总体流动为 N_b , 其中 A、B 的总体流动通量 (加下标 b 表示) 分别为

$$N_{A,b} = \frac{c_A}{c} N_b, \quad N_{B,b} = \frac{c_B}{c} N_b$$

式中 c ——混合气的总浓度, $c = c_A + c_B = P/RT$ 。

还由于总压 P 为常数, 与 A 的分压梯度相对应, 有一 B 的逆向分压梯度, 使 B 亦产生分子扩散, 其通量用 J_B 代表; 与前述式 (8-12) 同理, 仍有 J_B 与 J_A 的方向相反, 大小相等。此外, 通过相界面 2—2', 只有 A 溶于液体的物质通量, 以 N_A 代表。对两截面 $F-F'$ 及 2—2' 之间的体积做物料衡算。

$$\text{组分 A} \quad N_A = J_A + \frac{c_A}{c} N_b \quad (8-16)$$

$$\text{组分 B} \quad 0 = J_B + \frac{c_B}{c} N_b \quad (8-17)$$

以上两式中, 等号左侧为通过界面 2—2' 流出的通量, 而右边为通过截面 $F-F'$ 分别由于浓度梯度及总体流动流入的流量。两式相加得

$$N_A = (J_A + J_B) + N_b \quad (8-18)$$

式中, $J_A + J_B = 0$ [适合式 (8-12)], 故总体流动通量 N_b 与 A 穿过界面 2—2' 的传质通量 N_A 相等。式 (8-17) 表明, 组分 B 通过界面 2—2' 的扩散速率为零, 故任一截面处 B 的分子扩散与总体流动方向相反, 大小相等, 恰好抵消, 没有净的传质, 所以说 B 是停滞的。

为求出 N_A , 可由式 (8-17) 解出 N_b , 代入式 (8-16), 再积分。由式 (8-17) 及式 (8-12), 得

$$N_b = -\frac{c}{c_B} J_B = \frac{c}{c_B} J_A$$

代入式 (8-16), 并应用式 (8-8)、式 (8-10)

$$N_A = J_A + \frac{c_A}{c_B} J_A = \left(1 + \frac{p_A}{p_B}\right) J_A = \left(\frac{p_B + p_A}{p_B}\right) J_A$$

$$\text{故} \quad N_A = -\left(\frac{P}{P - p_A}\right) \left(\frac{D}{RT} \frac{dp_A}{dz}\right) \quad (8-16a)$$

分离变量, 在气相中的扩散初、终截面 ($z = z_1, p_A = p_{A1}; z = z_2, p_A = p_{A2}$) 之间积分

$$N_A \int_{z_1}^{z_2} dz = -\frac{PD}{RT} \int_{p_{A1}}^{p_{A2}} \frac{dp_A}{P - p_A}$$

$$N_A = \frac{PD}{RT(z_2 - z_1)} \ln \frac{P - p_{A2}}{P - p_{A1}} = \frac{PD}{RTz} \ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}} \quad (8-19)$$

其中用到 $z_2 - z_1 = z$ 及 $P = p_{A1} + p_{B1} = p_{A2} + p_{B2}$, 再令 p_{Bm} 代表初、终截面处 p_B 的对数平均值

$$p_{Bm} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln(p_{B2}/p_{B1})}$$

$$\text{则} \quad \ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{p_{Bm}} = \frac{p_{A1} - p_{A2}}{p_{Bm}}$$

代入式 (8-19), 最后得到

$$N_A = \frac{D}{RTz} \frac{P}{p_{Bm}} (p_{A1} - p_{A2}) \quad (8-20)$$