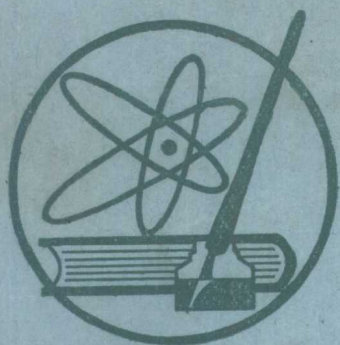




高等学校试用教材

化工原理

下册

谭天恩 麦本熙 丁惠华 编著

张洪沅 丁绪淮 审定

化学工业出版社

高等学校试用教材

化 工 原 理

下 册

谭天恩 麦本熙 丁惠华 编著

张洪沅 丁绪淮 审定

化学工业出版社

内 容 提 要

本书论述化学工程中单元操作的基本原理,上册包括绪论、流体流动、流体输送、机械分离、搅拌、传热、传热设备、蒸发等章,下册包括传质过程导论、吸收、蒸馏、气液传质设备、萃取、干燥(附空气调节)、固体流态化等章。本书重视基本概念,阐述力求严谨,同时亦注意实际应用与工程观点的培养,可作高等学校或同类学校化工原理课程的教材,亦可供化工部门从事研究、设计与生产的工程技术人员参考。

本书由谭天恩、麦本熙、丁惠华三人合编,由张洪沅、丁绪淮两教授审定。上册绪论、第一、二、三、四章由麦本熙执笔,第五、六、七章由丁惠华执笔。下册第八、九、十、十二章由谭天恩执笔,第十一、十四章由麦本熙执笔,第十三章由丁惠华执笔。

高等学校试用教材

化 工 原 理

下 册

谭天恩 麦本熙 丁惠华 编著

张洪沅 丁绪淮 审定

责任编辑:施承薇

封面设计:许 立

化学工业出版社出版

(北京和平里七区十六号楼)

化学工业出版社印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

开本 $787 \times 1092 \frac{1}{16}$ 印张 $18 \frac{3}{4}$ 字数469千字印数1—42,670

1984年12月北京第1版1984年12月北京第1次印刷

统一书号15063·3664(K-277)定价2.40元

下 册 目 录

第八章 传质过程导论

第一节 概述	1
8-1 化工生产中的传质过程	1
8-2 相组成的表示法	2
第二节 扩散原理	5
8-3 基本概念和费克定律	5
8-4 一维稳态分子扩散	7
8-5 扩散系数	11
8-6 湍流流体中的扩散	14
第三节 质量、热量、动量传递之间的联系	16
8-7 三种传递间的类比	16
第四节 传质设备简介	19
8-8 填料塔和板式塔	20
重要符号表	20
主要参考读物	21
习题	21

第九章 吸 收

第一节 概述	23
9-1 工业生产中的吸收过程	23
9-2 吸收的流程和溶剂	24
第二节 有关吸收的基本理论	26
9-3 气体在液体中的溶解度	26
9-4 传质速率方程	29
第三节 吸收(或脱吸)塔的计算	36
9-5 物料衡算	36
9-6 填料层高度, (一)对低浓气体的计算	41
9-7 传质单元	50
9-8 填料层高度, (二)对高浓气体的计算	53
9-9 塔板数	60
9-10 脱吸(解吸)	63
第四节 其它类型吸收	65
9-11 多组分吸收	65
9-12 化学吸收	66
9-13 非等温吸收	67
第五节 传质系数和传质理论	70

9-14 传质系数关联式	70
9-15 传质理论概况	76
重要符号表	78
主要参考读物	80
习题	80
附录	82

第十章 蒸 馏

10-1 概述	84
第一节 二元物系的汽液平衡	84
10-2 理想溶液	84
10-3 挥发度和相对挥发度	88
10-4 非理想溶液	90
第二节 蒸馏方式	92
10-5 简单蒸馏	92
10-6 平衡蒸馏和平衡级	95
10-7 精馏	99
第三节 二元连续精馏的分析和计算	100
10-8 全塔物料衡算	100
10-9 精馏段的分析及其图解法	101
10-10 提馏段的分析和进料状况的影响	104
10-11 理论塔板数	108
10-12 实际塔板数、塔板效率	112
10-13 填料精馏塔的填料层高度	113
10-14 精馏装置的热量衡算	114
10-15 回流比的影响及其选择	117
10-16 理论板数的捷算法	119
第四节 其它蒸馏方式	122
10-17 水蒸气蒸馏	122
10-18 间歇蒸馏	125
10-19 恒沸蒸馏和萃取蒸馏	129
第五节 多元蒸馏	132
10-20 基本概念	132
10-21 多元物系的汽液平衡	133
10-22 多元蒸馏的物料衡算	136
10-23 捷算法求理论塔板数	138
重要符号表	140
主要参考读物和参考文献	142
习题	142

第十一章 气液传质设备

第一节 板式塔	144
---------------	-----

11-1 板式塔的主要类型结构与特点	144
11-2 板式塔的水力学性能	146
11-3 设计要领	157
11-4 板效率	164
第二节 填料塔	168
11-5 填料塔与填料	168
11-6 填料塔的水力学性能与传质性能	172
11-7 板式塔与填料塔的比较	179
重要符号表	179
主要参考读物和参考文献	181
习题	182

第十二章 萃 取

12-1 概述	184
第一节 萃取的基本概念	185
12-2 三角形相图	185
12-3 三角形相图在单级萃取中的应用	189
12-4 萃取剂的选择	192
第二节 萃取操作的流程和计算	193
12-5 单级萃取	193
12-6 多级错流萃取	194
12-7 多级逆流萃取	198
12-8 连续接触逆流萃取	201
第三节 萃取设备	204
12-9 混合-澄清槽	204
12-10 重力流动的萃取塔	205
12-11 输入机械能量的萃取塔	207
12-12 离心萃取机	210
12-13 萃取设备的选用	211
重要符号表	212
主要参考读物和参考文献	213
习题	213

第十三章 干燥 (附: 气体的增湿和减湿)

13-1 概述	215
第一节 湿空气的性质及湿度图	215
13-2 湿空气的性质	215
13-3 空气的湿度图	221
13-4 湿度图的用法	224
第二节 干燥器的物料衡算及热量衡算	227
13-5 空气干燥器的操作原理	227
13-6 空气干燥器的物料衡算	227

13-7	空气干燥器的热量衡算	229
13-8	干燥过程的图解法	232
第三节	干燥速度和干燥时间	236
13-9	物料中所含水分的性质	236
13-10	恒定干燥条件下的干燥速度	238
13-11	恒定干燥条件下恒速阶段干燥时间的计算	244
13-12	恒定干燥条件下,降速阶段干燥时间的计算	246
13-13	干燥条件变动情况下的干燥速度	248
第四节	干燥器	252
13-14	干燥器的分类	252
13-15	盘架式干燥器	253
13-16	间歇式减压干燥器	255
13-17	洞道式干燥器	256
13-18	回转式干燥器	257
13-19	气流干燥器	258
13-20	沸腾床干燥器	259
13-21	喷雾干燥器	260
13-22	常压滚筒式干燥器	262
13-23	减压滚筒式干燥器	262
第五节	气体的增湿与减湿	263
13-24	增湿和减湿过程的机理	263
13-25	增湿器和减湿器	264
13-26	凉水塔高度的计算	266
重要符号表		271
主要参考读物		273
习题		273

第十四章 固体流态化

14-1	固体流态化现象	276
14-2	流化床的水力学特性	279
14-3	流化床中的传热与传质	287
重要符号表		291
主要参考读物		292
习题		292

第八章 传质过程导论

第一节 概 述

8-1 化工生产中的传质过程

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)。这类单元操作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,从而得与不溶气体(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相等。物质在相际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 示出两相界面附近的传质情况,其中以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,也在图8-1 a 中示意。

2. 气体的减湿。当为水蒸气饱和的气体与冷水接触时,水蒸气将从气相转入液相(发生冷凝)。由于液相是水,传质只在气相进行,如图8-1 b 所示。减湿可以看成是吸收的一种特殊情况,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(溶解与浸渍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。

上述单元操作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(5-10项)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,最终的热平衡是温度相等;但相际传质最终的相平衡却一般不是两相的浓度相等。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(参看例8-1)。故为了研究两

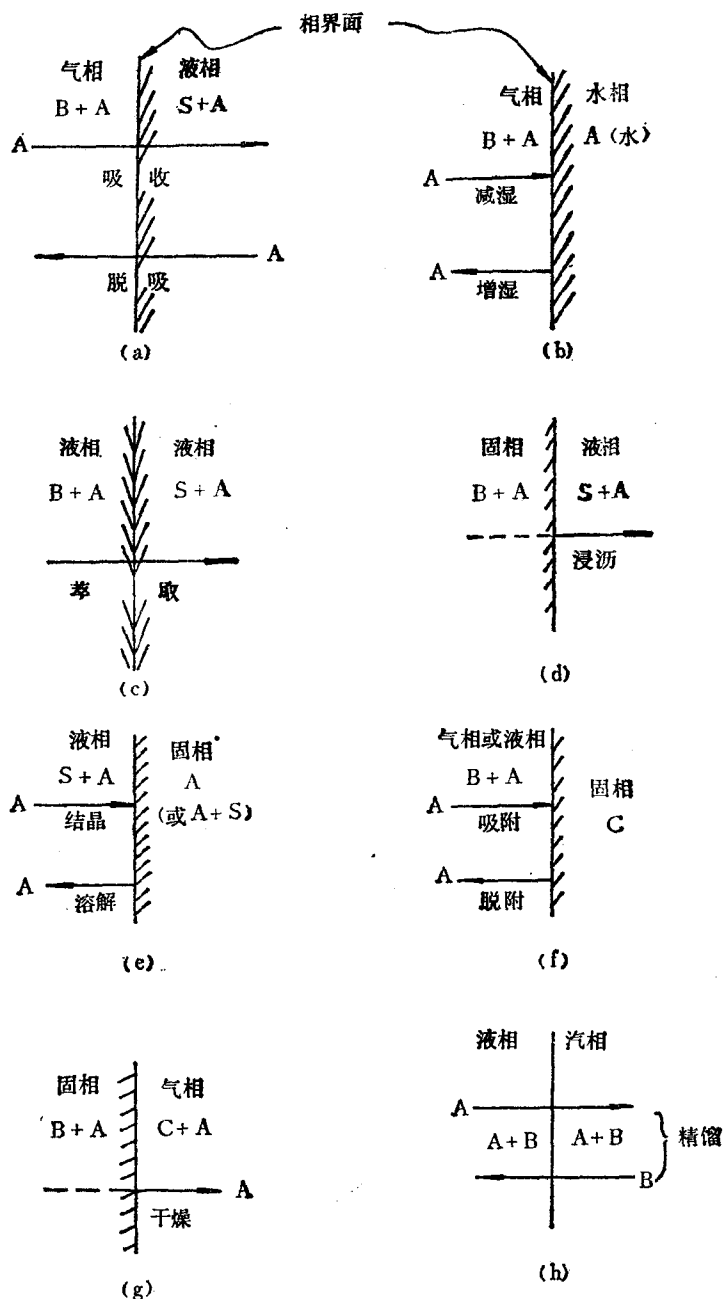


图 8-1 几种相际传质过程的示意图

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。

8-2 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，常用的有下列几种。

1. 质量分率（工程制用重量分率）和摩尔分率

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率或百分率，对含组分 A 、

B、C、……的均相混合物有：

$$a_A = \frac{m_A}{m}, \quad a_B = \frac{m_B}{m}, \quad a_C = \frac{m_C}{m}, \quad \dots\dots$$

式中 a_A, a_B, a_C ——组分 A、B、C 的质量分率；

m_A, m_B, m_C ——组分 A、B、C 的质量；

m ——总质量。

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

将上式两边除以 m ，得：

$$1 = a_A + a_B + a_C + \dots\dots$$

即各组分的质量分率之和等于 1。对最简单的双组分物系，任一组分的质量分率为 a ，另一组分的即为 $(1 - a)$ ，可省去下标 A、B。

传质机理与各组分的分子相对数目（摩尔数或千摩数）关系密切，故常需用到摩尔分率：

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

式中 x_A, x_B, x_C ——组分 A、B、C 的摩尔分率；

n_A, n_B, n_C ——组分 A、B、C 的摩尔数。

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

同理，各摩尔分率之和亦为 1：

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

对于双组分物系，可用两摩尔分率之一表示，记为 x ，另一为 $(1 - x)$ ，可省去下标 A、B。

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

质量分率和摩尔分率可相互换算如下：

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

$$n = \frac{a_A m}{M_A} + \frac{a_B m}{M_B} + \dots\dots = m \sum_i \frac{a_i}{M_i} \quad (i = A, B, C, \dots)$$

$$\text{故} \quad x_A = \frac{n_A}{n} = \frac{a_A m}{M_A} \bigg/ m \sum_i \frac{a_i}{M_i} = \frac{a_A}{M_A} \bigg/ \sum_i \frac{a_i}{M_i} \quad (8-1)$$

式中 $M_A, M_B, \dots\dots$ ——组分 A、B、……的分子量。

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

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

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代表组成，较常见于双组分物系。

质量比： $\bar{a} = m_A / m_B$

摩尔比： $X = n_A / n_B$

它们与上述两种组成表示法的关系如下（对双组分物系）：

$$\bar{a} = \frac{m_A}{m} / \frac{m_B}{m} = a_A/a_B = a/(1-a) \quad (8-3)$$

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

$$X = x/(1-x) \quad (8-4)$$

$$x = X/(1+X) \quad (8-4a)$$

3. 浓度

以上各组成表示法虽也广义地称为浓度，但严格说来，浓度的定义是单位体积中的物质质量，物质量可用质量或摩尔（千摩）数来表示。

质量浓度：
$$c_A = \frac{m_A}{V} \quad \text{kg/m}^3$$

摩尔浓度：
$$C_A = \frac{n_A}{V} \quad \text{kmol/m}^3$$

式中 V ——均相混合物的体积， m^3 。

现讨论浓度与其它组成表示法的换算。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：

$$\rho = c_A + c_B + \dots = \sum_i c_i \quad (i=a, b, \dots)$$

故质量浓度：
$$c_A = \frac{m_A}{V} = \frac{a_A m}{V} = a_A \rho \quad (8-5a)$$

同理，摩尔浓度：
$$C_A = \frac{n_A}{V} = \frac{x_A n}{V} = x_A C \quad (8-5)$$

式中 $C = \frac{n}{V}$ ——混合物的总摩尔浓度， kmol/m^3 。

对于气体混合物来说，若某一组分 A 的分压为 p_A （单位 Pa），可由理想气体定律计算其摩尔浓度：

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

式中 V 、 T ——气体混合物的体积（ m^3 ）和温度（K）；

R ——通用气体常数， $R=8314\text{J/kmol K}$ 。

又其质量浓度为：
$$c_A = \frac{m_A}{V} = \frac{M_A n_A}{V} = \frac{M_A p_A}{RT} \quad (8-6a)$$

故实际也常用分压来表示气相的组成。

气体混合物的总摩尔浓度为：

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

与式8-6相除，可知摩尔分率与分压分率相等：

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

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:

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

现将理想气体定律各参数采用某些常用的单位时 (温度皆用开尔文度), 气体常数 R 的值和单位列入表8-1。恰当地选用 R , 可减少换算单位的工作量 (参看例8-1至8-3)。

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	8.314	J/kmol K
kPa	m ³	kmol	8.314	kJ/kmol K
kgf/m ²	m ³	kmol	848	kgf m/kmol K
kgf/cm ²	m ³	kmol	0.0848	kgf m ³ /kmol K
atm	m ³	kmol	0.08206	atm m ³ /kmol K
mmHg	m ³	kmol	62.36	mmHg m ³ /kmol K
atm	l	mol	0.08206	atm l/mol K
kPa	m ³	kg	8.314/M	kJ/kg K

说明: [] 表示某个量的单位, M 代表气体的分子量。

例8-1 实验测得在总压1atm及温度20℃下, 100g水中含氨1g时, 液面上氨的平衡分压为6mmHg。求气、液相组成皆以摩尔浓度表示时的相平衡关系。

解: 氨在气相的摩尔浓度 C_{AG} 按式8-6计算, 其中分压单位为mmHg时的 R 由表8-1查得为62.36mmHg m³/kmol K,

$$\therefore C_{AG} = p_A / RT = 6 / 62.36 \times 293 = 0.000328 \text{ kmol/m}^3$$

氨在液相的摩尔浓度 C_{AL} 可计算如下: 100kg水含氨1kg, 由于氨水很稀, 可设其密度与水相同, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$; 其体积为 $(100 + 1) / 1000 = 0.101 \text{ m}^3$; 而氨的千摩数为1/17,

$$\text{故 } C_{AL} = (1/17) / 0.101 = 0.582 \text{ kmol/m}^3$$

结果表明, 以摩尔浓度表示的上述物系的相平衡关系, 液相要比气相大一千倍以上。

第二节 扩散原理

8-3 基本概念和费克定律

前述相际传质的概念表明其基本特征是均相流体中的传质 (流体主体到相界面或相反)。当流体为静止或作平行于相界面 (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作说明。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, 一组分 A 的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。

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。对于双组分物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, kmol/m^3 ;

$\frac{dC_A}{dz}$ ——组分A的浓度梯度, kmol/m^4 ;

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

D_{AB} ——比例系数, 称为组分A在介质B中的扩散系数, m^2/s 。

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 $\left(C_A = \frac{p_A}{RT}\right)$ 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, 前者较后者复杂之处在于: 在一个个分子沿扩散方向移去后, 留下相应的空位, 需由其它分子填补, 由此就产生了扩散通量是相对于什么截面的问题。在式8-9或8-10中定义 J_A 所通过的截面是“分子对称”的, 即有一个A分子通过某一截面, 就有一个B分子反方向通过这一截面, 填补原A分子的空位。显然, 这种分子对称面为固定时(而不是在空间移动时), 较为简单, 对此, 现举例说明如下。

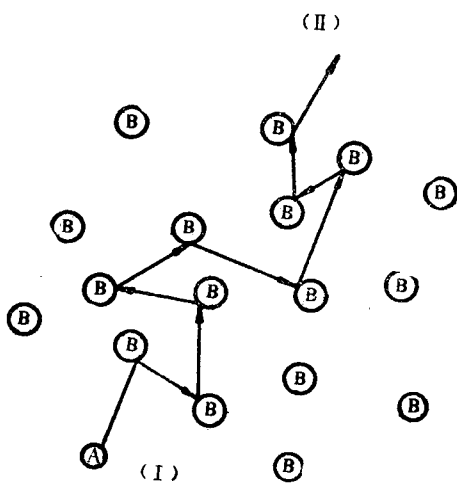


图 8-2 分子扩散示意图

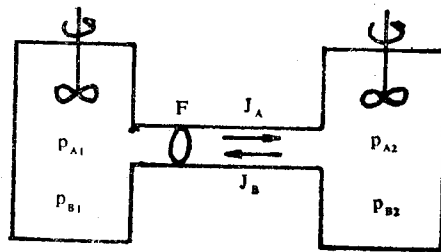


图 8-3 等摩尔相互扩散

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 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, 管内 A 、 B 的相互 (逆向) 扩散是稳定的。对任一截面 F 来说, A 的扩散通量按式 8-10 为:

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

同理, 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, 故:

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

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:

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

8-4 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 所示是一种 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 (参看图 8-1h); 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 8-3 项为基础作进一步的讨论, 重点是后一种情况。

一、等摩尔相互扩散

前已得出式 8-10 等, 现进行积分以便于计算。将式 8-10 改写成:

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

如图 8-3 所示, 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:

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

传质过程中所需计算的传质速率 (物质通量) 一般是相对于空间的固定截面 (而不是定义式 8-9 的分子对称面), 对此, 以符号 N_A 代表。前已述及, 对于目前等摩尔相互扩散的情况, 这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相当)。

对于液相中的相互扩散, 若总浓度 $C = C_A + C_B$ 为常数, 可直接对式8-9积分而得到物质通量:

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

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

式中各参数都系对液相而言。

例8-2 氨 (A) 与氮 (B) 在图8-3的接管中相互扩散, 管长100mm, 总压 $P = 1 \text{ atm}$, 温度 $T = 298\text{K}$, 扩散系数 $D = 0.230 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ 。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, 现采用 SI 单位: $R = 8314 \text{ J/kmol K}$, $z = 0.1 \text{ m}$ 。

$$\begin{aligned} N_A &= -\frac{D}{RTz} (p_{A1} - p_{A2}) = -\frac{0.23 \times 10^{-4} (10.13 - 5.07) \times 10^3}{8314 \times 298 \times 0.1} \\ &= -4.70 \times 10^{-7} \text{ kmol } A/\text{m}^2\text{s} \end{aligned}$$

显然, 若 p_A 的单位用 kPa , R 的单位用 kJ/kmol K , 所得 N_A 的结果相同。而 N_B 可按式8-15, 或简单地由下式求得:

$$N_B = -N_A = -4.70 \times 10^{-7} \text{ kmol } B/\text{m}^2\text{s}$$

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)。

单向扩散与上述等摩尔相互扩散的区别, 在于现分子对称面将随着总体流动向界面推移, 而不再是空间的固定面, 故通过任一划定截面 FF' 的传质速率应同时考虑分子扩散和摩尔扩散的总效应。令通过 FF' 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 , 其中 A 、 B 的总体流动通量分别为:

$$N_{A,b} = -\frac{C_A}{C} N, \quad N_{B,b} = -\frac{C_B}{C} N$$

式中 $C = C_A + C_B$ ——混合气的总浓度, $C = P/RT$ 。

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, 其通量以 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22', 只有A溶于液体的物质通量, 以 N_A 代表。在两截面FF'及22'之间作物料衡算:

$$\text{组分 A} \quad N_A = J_A + \frac{C_A}{C} N \quad (8-16)$$

$$\text{组分 B} \quad 0 = J_B + \frac{C_B}{C} N \quad (8-17)$$

$$\text{总和} \quad N_A = (J_A + J_B) + N = N \quad (8-18)$$

其中式8-16的意义是明显的: 溶于液相的 N_A 为A在任一截面的分子扩散与摩尔扩散两通量之和; 式8-17表明, 组分B通过界面22'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, 正好抵消, 没有净的传质, 所以说B是停滞的; 式8-18中因 $J_A + J_B = 0$ (适合式8-12), 故总体流动通量 N 与A穿过界面2-2'的传质通量 N_A 相等。

为求出 N_A , 可从式8-17解出 N , 代入式8-16, 再积分。由式8-17及8-12, 得:

$$N = -\frac{C}{C_B} J_B = \frac{C}{C_B} J_A$$

代入式8-16, 并应用式8-8、8-10:

$$N_A = J_A + \frac{C_A}{C_B} J_A = \left(1 + \frac{p_A}{p_B}\right) \cdot J_A = \left(\frac{p_B + p_A}{p_B}\right) J_A$$

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

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:

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

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

式中用到 $z_2 - z_1 = z$ 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:

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

则

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

代入式8-19, 最后得到:

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

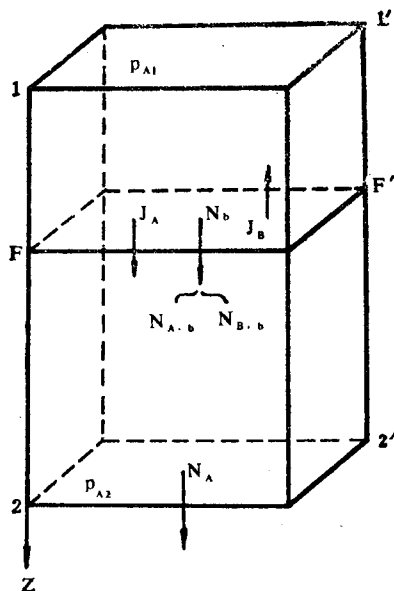


图 8-4 可溶性气体A通过惰性气体B的单向扩散(向下)

将此式与式8-14比较, 可知单向扩散时的传质速率比等摩尔相互扩散时多了一个因子 (P/p_{Bm}) , 显然, 其值大于1, 原因就是由于总体流动。如同顺水行舟, 水流使船速加大, 故称 (P/p_{Bm}) 为漂流因数。当混合气中A的分压 p_A 愈高, P/p_{Bm} 就愈大; 反之, 当 p_A 甚低时, P/p_{Bm} 很近于1, 总体流动的因素可以忽略, 单向扩散与等摩尔相互扩散就无甚差别了。

液相中的单向扩散在总浓度 C 能作为常数时, 同理可得出:

$$N_{AL} = \left(\frac{D}{z} \right)_L \left(\frac{C}{C_{im}} \right) (C_{A1} - C_{A2})_L \quad (8-20a)$$

式中以下标 L 表示液相, C_{im} 为液相扩散初、终截面1、2处溶剂 S 的对数平均浓度。与相互扩散的式8-14a比较, 式8-20a多了一个大于1的因子 C/C_{im} 。当溶液很稀时, C/C_{im} 甚近于1, 就可以从式中略去, 结果与式8-14a相同。

显然, 对于传质方向相反, 即A由液相单方向通过界面扩散至气相的情况, 如脱吸、蒸发等, 式8-20或8-20a仍然适用。

从式8-14及式8-19的导出中可知: 相互扩散时, 分压 p_A 、 p_B 沿扩散路程 z 的变化为直线函数; 而在单向扩散时则为指数函数, 分别如图8-5a、b所示。

例8-3 在温度25℃、总压1atm下, 用水吸收空气中的氨。气相主体含氨20%, 由于水中氨的浓度很低, 其平衡分压可取为零。若氨在气相中的扩散阻力相当于2mm厚的停滞气层, 扩散系数 $D=0.228\text{cm}^2/\text{s}$, 求吸收的传质速率 N_A 。又若气相主体中含氨为2.0% (均为摩尔百分率), 试重新求解。

解: 本题属于单向扩散, 可直接应用式8-20。其中 $z=0.002\text{m}$, $D=0.228 \times 10^{-4}\text{m}^2/\text{s}$, $T=298\text{K}$, $P=1\text{atm}$, $p_{A1}=0.2\text{atm}$, $p_{A2}=0$, 又 $p_{B1}=1-0.2=0.8\text{atm}$, $p_{B2}=1\text{atm}$, $\therefore p_{Bm} \approx \frac{1}{2}(0.8+1)=0.9\text{atm}$ 。按现用压力、长度的单位, 在表8-1中选用 $R=0.08206\text{atm m}^3/\text{kmol K}$ 。代入式8-20, 得:

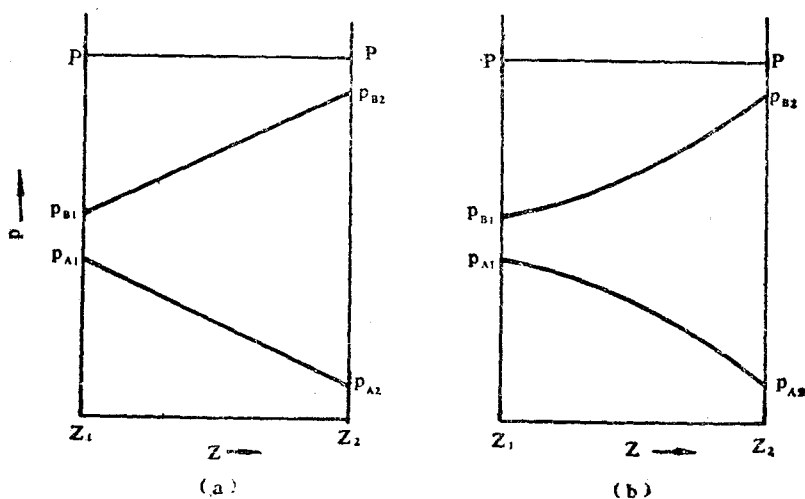


图 8-5 组分分压 (及气相总压) 随扩散距离 z 的变化情况
 (a) A、B 的等摩尔相互扩散 (b) A 在 B 中的单向扩散