

化工原理

下 册

成都科技大学化工原理教研室编著

张 洪 沅 审 定

成都科技大学出版社

化 工 原 理

下 册

成都科技大学化工原理教研室 编著

=K325/12

成都科技大学出版社

内 容 提 要

本书系根据成都科技大学化工原理教研室多年教学实践,参考国内外有关教材及专著,并参照化学工业部教育司拟定的“化工原理”指导性教学大纲编著的。教材以化学工程中单元操作原理、典型化工设备结构及工艺设计计算为基本内容,并注意理论与实践结合,培养解决化学工程实际问题的能力。“化工原理”下册内容包括:传质概论、气体吸收、蒸馏、吸收和蒸馏设备、固体干燥、液-液萃取和结晶七章。可供有关院校化工及同类专业选作教材及教学参考书,亦可供化工、石油、轻工、食品等部门从事科学研究、设计及生产的科技人员参考。

全书(上、下册)由王能勤、马克承主编,张洪沅教授审定。参加下册编著人员有:第九、十、十三章马克承;第十一、十二章杨积义;第十四章蒋述曾;第十五章白德慈。

化 工 原 理

下册

成都科技大学化工原理教研室编著

责任编辑: 李晓琴

成都科技大学出版社出版、发行

简阳县美术印制厂印刷

1/16印张 20 开本787×1092毫米

字数 500千字 印数 1—6,000

1987年1月第1版 1987年1月第1次印刷

ISBN7—5616—0011—9/T·5

统一书号15475·27

定价: 3.70元

目 录

第九章 传质概论	(1)
第一节 传质过程	(1)
第二节 相内传质	(2)
9-1 扩散现象	(2)
9-2 总体流动对传质的影响	(4)
9-3 稳定分子扩散	(8)
9-4 扩散系数	(11)
9-5 相内传质速率方程式	(14)
9-6 相内传质系数	(17)
第三节 相际传质	(18)
9-7 相平衡关系	(19)
9-8 相际传质速率方程式	(23)
习题	(32)
本章符号说明	(33)
参考文献	(35)
第十章 气体吸收	(36)
10-1 概述	(36)
第一节 吸收过程的相平衡关系	(37)
10-2 影响平衡关系的主要因素	(37)
10-3 气—液相平衡关系式	(39)
第二节 连续接触逆流吸收的物料衡算及塔径计算	(43)
10-4 物料衡算与吸收操作线方程式	(44)
10-5 吸收剂用量的确定	(45)
10-6 塔径的计算	(50)
第三节 低浓度气体吸收时填料层高度的计算	(50)
10-7 填料层高度的基本计算式	(50)
10-8 传质单元数与传质单元高度	(52)
10-9 传质单元数的计算	(55)
第四节 高浓度气体吸收时填料层高度的计算	(67)
10-10 基本计算方法	(68)
10-11 简化计算	(70)
第五节 阶梯接触逆流吸收的计算	(78)
10-12 板式塔理论板数的计算	(78)

第六节 传质系数	(90)
10-13 传质系数	(90)
第七节 传质理论简介	(95)
10-14 传质理论简介	(95)
第八节 吸收过程的个别问题简介	(100)
10-15 吸收过程个别问题简介	(100)
附录10-1 求传质单元数的数值积分法	(101)
附录10-2 高浓度气体吸收时计算填料层高度的数值积分法	(106)
习题	(107)
本章符号说明	(111)
参考文献	(115)
第十一章 蒸馏	(116)
11-1 概述	(116)
第一节 双组份理想溶液的汽液平衡	(116)
11-2 相律	(116)
11-3 拉乌尔定律	(117)
11-4 汽液相平衡图	(117)
11-5 压力对汽液平衡的影响	(120)
第二节 简单蒸馏	(120)
11-6 平衡蒸馏	(120)
11-7 简单蒸馏	(122)
第三节 精馏	(123)
11-8 连续精馏装置图	(123)
11-9 精馏原理	(124)
第四节 双组份混合液精馏塔的计算	(126)
11-10 全塔物料衡算	(126)
11-11 理论塔板数的确定	(127)
11-12 回流比的确定	(135)
11-13 板效率和实际塔板数	(141)
11-14 精馏装置的热量衡算	(143)
11-15 其它类型精馏塔理论塔板数的确定	(145)
第五节 间歇精馏	(149)
11-16 塔顶产品组成恒定时的间歇精馏计算	(149)
第六节 恒沸精馏与萃取精馏	(154)
11-17 恒沸液的相平衡关系	(154)
11-18 恒沸精馏	(155)
11-19 萃取精馏	(156)
习题	(157)

本章符号说明	(160)
参考文献	(161)
第十二章 吸收和蒸馏设备	(162)
12-1 概述	(162)
第一节 板式塔	(162)
12-2 塔板类型	(162)
12-3 浮阀塔板的气液操作状况	(166)
12-4 浮阀塔的工艺设计	(168)
第二节 填料塔	(187)
2-5 填料	(187)
12-6 气液通过填料层的流动	(189)
12-7 填料塔的工艺设计	(191)
12-8 填料塔的主要附属结构	(195)
12-9 填料塔和板式塔的应用概况	(199)
习题	(199)
本章符号说明	(201)
参考文献	(202)
第十三章 固体干燥	(203)
第一节 湿气体的性质与空气——水系统湿度图	(203)
13-1 湿气体的性质	(203)
13-2 空气——水蒸汽系统湿度图	(214)
第二节 干燥过程的物料衡算与热量衡算	(221)
13-3 物料衡算	(221)
13-4 热量衡算	(222)
第三节 干燥过程的基本规律	(228)
13-5 湿份在空气和物料间的平衡关系	(228)
13-6 对流干燥的恒速段与降速段	(232)
第四节 干燥速率与干燥时间的计算	(238)
13-7 恒定干燥条件下的干燥速率与干燥时间	(238)
13-8 变动干燥条件下的干燥时间	(249)
第五节 常用的干燥设备	(254)
13-9 概述	(254)
13-10 常用干燥器简介	(256)
习题	(265)
本章符号说明	(267)
参考文献	(269)
第十四章 液——液萃取	(270)
第一节 萃取操作的基本概念	(270)

14-1	基本概念	(270)
第二节	三角形坐标图的应用基础	(272)
14-2	三角形坐标图	(272)
14-3	三角形坐标图所表示的平衡关系	(274)
14-4	单级萃取在三角形坐标图上的表示法	(276)
第三节	萃取分离效果及其主要影响因素	(276)
14-5	分离效果的定量表示	(276)
14-6	影响萃取分离效果的因素	(277)
第四节	萃取过程的计算	(278)
14-7	单级萃取的计算	(278)
14-8	多级错流萃取计算	(279)
14-9	多级逆流萃取计算	(279)
14-10	萃取剂与稀释剂互不相溶时的多级流萃取计算	(284)
14-11	溶剂比及最小溶剂比	(285)
14-12	微分接触式逆流萃取	(286)
第五节	液—液萃取设备	(286)
14-13	逐级接触式萃取设备	(287)
14-14	微分接触式萃取设备	(288)
	习题	(290)
	本章符号说明	(292)
	参考文献	(293)
第十五章	结晶	(294)
15-1	概述	(294)
第一节	基本概念和操作原理	(294)
15-2	基本概念	(294)
15-3	溶解度与溶液的过饱和度	(296)
15-4	晶体的发生与成长	(299)
第二节	结晶的方法与设备	(302)
15-5	结晶方法的分类	(302)
15-6	移除部分溶剂的结晶器	(302)
15-7	不移除溶剂的结晶器	(305)
第三节	结晶操作的物料衡算和热量衡算	(308)
15-8	物料衡算	(308)
15-9	热量衡算	(309)
	习题	(311)
	本章符号说明	(311)
	参考文献	(312)

第九章 传质概论

第一节 传质过程

化学工业生产过程复杂而繁多，但根据其基本原理，大体上可分为化学反应过程与分离过程两大类。化学反应是化学工业生产过程的核心。然而在反应之前，往往需要将反应物提纯，而反应后的生成物又要分离成各个不同的产品，或者要除去杂质使产品纯净。此外有些生产过程没有化学反应，分离过程就成了唯一的主要过程，如从植物中溶解有效成份以制成固体产品就属于这类过程。

分离的目的是改变混合物或溶液中各个组份的浓度、分离的方法视物系的性质和要求而定，除了对于某些非均相混合物可采用机械方法（如除尘、过滤等）外，通常要使物质由一相向另一相转移，这样的过程称为物质传递过程或传质过程。物质在一个相内部由一处向另一处转移也是传质过程，前者称为相际传质，后者称为相内传质，由于传质主要是依靠物质的扩散作用，所以又称为扩散过程。

化学工业中常见的传质过程有：

(1) 气体——液体系统

吸收——如用水吸收空气和氨混合物中的氨。组份（氨）由气相向液相转移。

解吸（脱吸）——如空气与氨的水溶液接触，氨散发到空气中。组份（氨）由液相向气相转移。

气体增湿——湿份由液相向气相转移。

气体减湿——湿份由气相向液相转移。

(2) 蒸气——液体系统

蒸馏——如酒精与水的混合物和混合物的蒸气相接触，酒精向汽相转移，水向液相转移，即易挥发组份由液相向汽相转移，难挥发组份由汽相向液相转移。

(3) 液体——液体系统

液——液萃取或简称萃取。例如用苯溶解煤焦油液体中的苯酚，即组份（苯酚）由一个液相转移到另一个液相。

(4) 液体——固体系统

结晶——例如由过饱和糖溶液中产生糖的晶粒。组份（糖）由液相向固相转移。

液——固萃取或称浸取。例如从植物中浸提中药有效成份。组份由固相向液相转移。

(5) 气体——固体系统

干燥——例如用热风除去某些固体产品中多余的水份。组份（水份）由固相向气相转移。

吸附——例如用活性炭回收气体混合物中某些溶剂的蒸气。组份由气相转移到固相。

第二节 相内传质

物质由一相转移到另一相时，总是先在本相内把物质传到界面处，再由界面处传到另一相中。例如用水吸收混合气体中的氨，必然是氨先由气相主体传到界面处气相的一侧，通过界面达到界面处液相一侧，然后再传入液相主体中。

所以研究相际传质时，应该首先研究比其更简单更基本的问题，即单相传质或相内传质问题。

9-1 扩散现象

扩散现象在日常生活中是经常遇到的，如将香水洒在衣物上，在其附近很快即可闻到香气。

又如，一个容器中间装有一隔板，两边分别盛有压力相等的 N_2 和 O_2 ，如图 9-2(a) 所示。将隔板打开后，如图 9-2(b)，右端 N_2 的浓度逐步加大，左端 O_2 的浓度逐步加大，直到完全混合均匀，各处浓度都相等为止。

如果对这个系统加以搅拌，则完全混合均匀所需的时间比不搅拌所需的时间短，搅拌越是强烈，则所需的时间越短。这是单一气相中扩散的实例。

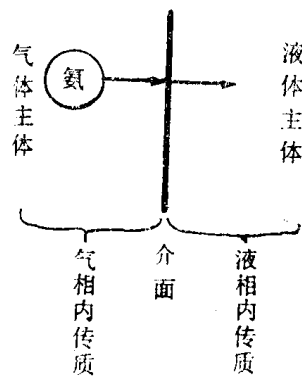


图 9-1 相际传质示意图

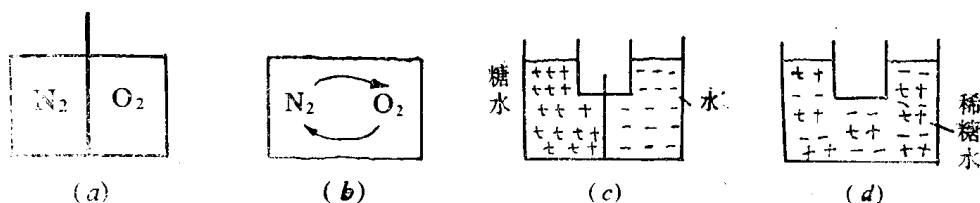


图 9-2 扩散现象

再如一个有隔板的容器中，两边分别装有液面相等的浓度不高的糖水和水（假定二者的密度可视为相等），如图 9-2(c) 所示。将隔板打开后如图 9-2(d)，只要有足够的时间，则整个容器内糖水的浓度最终必将变得均匀一致（成为更稀的糖水）。如果加以搅拌，则过程加快，搅拌越是强烈，则过程越快，这是单一液相中扩散的实例。

由无数类似这样的例子，可以看出下面的规律：

(1) 当一相内各处浓度不等时，物质总要从浓度高处向浓度低处转移，这种现象称为扩散。扩散过程要进行到各处浓度相等为止，此时扩散达到平衡（这类似于一个物体内部有温差时，高温部分向低温部分传热，直到各部分温度相等为止）。所以浓度差在扩散中的地位与温度差在传热中的地位相当。

(2) 当整个相在扩散方向上没有宏观的定向流动即总体流动（bulk flow 或 bulk motion）时，如图 9-2 所示的例子，则组份由一处到另一处的转移完全依靠扩散作用。用定向流动一词是为了与流体质点杂乱无章的运动相区别。例如流体在管内呈湍流流动时，一方面流体有由管的进口到出口的定向流动，同时又有流体质点在各个不同方向不规则的运动。

当扩散方向上有总体流动时，则组份由一处向另一处的传递不仅靠扩散也靠总体流动。如果图 9-2(a) 中，隔板两边的压力不等，例如左边的压力大于右边，当隔板移去后，整个气

相将发生由左至右的定向流动(总体流动),直至各处的总压相等为止。

(3) 如果在扩散方向上没有总体流动,也没有流体质点宏观的不规则运动(即湍流运动),则扩散只依靠微观的分子运动来进行,这种扩散称为分子扩散。图 9-2(b) 与 (d) 中,在没有搅拌和其它扰动时就属于这种情况。气体中进行的分子扩散和热传导都是由分子的随机运动引起的,两者之间有着类似的规律。分子扩散一般进行得很慢。

(4) 当流体有宏观运动时,依靠流体质点(比分子大得多的微团)不规则的运动即湍动来进行的扩散称为湍流扩散或涡流扩散。例如前面两例中在激烈搅拌下进行的扩散,湍流扩散比分子扩散快得多。

(5) 在实际传质操作中,流体是运动的,而无论其运动与否,分子运动总是存在的,所以在实际操作中分子扩散与湍流扩散同时并存。有的学者把分子扩散与湍流扩散的总和称为对流扩散。流体的湍动程度越大,则相对而言分子扩散越小,流体的某一部分(例如流体主体)湍动程度很大时,该部分的分子扩散可以忽略不计。

以上定性地讨论了扩散现象,下面简略地介绍定量的规律。

设均相混合物由 A、B 两个组份组成,由于各处浓度不等而发生分子扩散。扩散过程进行的快慢可用扩散通量来量度。由于扩散,在单位时间内通过单位面积传递的物质的量称为扩散通量。

在恒定的温度、压力下,均相混合物中的分子扩散服从费克定律(Fick's law)。

费克定律的表达式如下:

$$J_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dz} \quad (9-1)$$

式中 J_A ——A 组份在 z 方向上的扩散通量 $\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$;

C_A ——A 组份的摩尔浓度 kmol/m^3 , 即单位体积混合物中所含 A 组份的千摩尔数;

z——z 方向的距离, m;

D_{AB} ——A 组份在 A、B 两组份混合物中扩散时的扩散系数, m^2/s ;

$\frac{dC_A}{dz}$ ——浓度梯度。

负号表示扩散沿着浓度降低的方向进行,即沿着浓度梯度为负值的方向进行。

同样,对于 B 组份:

$$J_B = -D_{BA} \frac{dC_B}{dz} \quad (9-1a)$$

后面将证明 $D_{AB} = D_{BA} = D$, 所以用统一的符号 D 代表扩散系数。

费克定律与牛顿粘性定律及付立叶定律在数学形式上是相同的。

扩散系数 D 对于气体混合物是一种物性常数,在给定的—对组份中, D 只与温度和压力有关。由式 9-1 可以看出,对于气体混合物,扩散通量与组份的摩尔浓度梯度成正比,对于液体溶液,扩散系数不是物性常数,它与溶液的浓度有关,只有对于稀溶液才可大致视为与浓度无关的常数。这时,对给定的一对组份,扩散系数只与温度有关。组份在液体中的扩散系数比在气体中的扩散系数小得多,在数量级上,前者约为后者的 10^5 分之一。例如 NH_3 ——水系统在 25°C 时稀溶液的扩散系数为 $1.79 \times 10^{-9} \text{m}^2/\text{s}$, 而在 101325Pa 和 25°C 时,空气—— NH_3 系统扩散系数为 $2.29 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$, 二者的比值是 7.817×10^{-5} 。

前已提及，生产中常遇到分子扩散与涡流扩散同时发生的情况，对此可仿照分子扩散的公式写成：

$$J_A = -(D + D_e) \frac{dC_A}{dz} \quad (9-2)$$

式中 D_e ——涡流扩散系数 m^2/s 。

此式在形式上和费克定律类似，但涡流扩散系数与扩散系数不同，前者不是物性常数，而主要是由流体动力状况所决定的。它不仅因流体的湍动程度不同而异，而且由于流体中不同部位湍动程度不一样，因而位置不同涡流扩散系数也不同，故 D_e 比 D 要复杂得多。因为湍流运动的复杂性，如何求 D_e 的问题还远没有解决。所以不能由式 9-2 积分求解，得到可用于实际的方程式。

9-2 总体流动对传质的影响

前已提到总体流动是指混合物作为一个整体的定向运动。如果混合物每一个组份在各处的浓度都相同，从而没有扩散现象存在，各个组份的运动速度都等于混合物的总体运动速度 (bulk flow velocity)。总体运动是由总压差或其他因素引起的，引起总体运动的原因可能来自外界，也可能来自传质过程本身 (这一点将在以后讨论)。只有扩散方向上的总体运动对传质产生影响，而与扩散方向严格垂直的总体运动对传质是没有影响的。以后提到总体流动都是指扩散方向上的总体流动。

如果混合物没有总体流动，而混合物中每个组份在各处的浓度又不相等，则因扩散作用，组份也将发生运动。从宏观的效果上看，相当于组份的每一个分子都以某种平均速度由高浓度处向低浓度处运动，此平均速度称为扩散速度 (diffusion velocity)。

当混合物既有总体运动又有扩散时，组份的运动速度是扩散速度和总体运动速度之和。组份的传递即传质是扩散和总体运动联合作用的结果。

一、组份运动速度与传质通量的关系

单位时间内通过单位传质面积传递的 i 物质的量称为 i 物质的传质通量 (mass transfer flux)，以 N_i 表之。其单位与扩散通量的单位相同，为 $kmol/m^2 \cdot s$ ， N_A 为 A 组份的传质通量， N_B 为 B 组份的传质通量。

下面以 A 组份为例，导出组份运动速度与传质通量的关系。如图 9-3，A 组份的分子以速度 v_A 通过截面 S ，设 S 的截面积亦以 S 表示，而截面 S 处 A 组份的摩尔浓度为 C_A $kmol/m^3$ 。取微分时间 $d\tau$ ，与截面 S 相距小于 $v_A d\tau$ 的全部分子将于 $d\tau$ 时间内通过截面 S 。即在体积 $Sv_A d\tau$ 内原有的 A 分子都通过截面 S ，亦即在 $d\tau$ 时间内有 $Sv_A d\tau C_A$ 千摩尔的 A 组份通过 S ，由定义

$$N_A = \frac{Sv_A d\tau C_A}{Sd\tau}$$

$$\therefore N_A = C_A v_A \quad (9-3)$$

$$\text{同理} \quad N_B = C_B v_B \quad (9-3a)$$

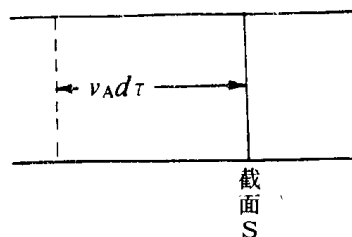


图 9-3 组份运动速度与传质通量的关系

二、总体运动的速度与通量

如果组份A以 v_A 的速度运动，组份B以 v_B 的速度运动，那么混合物以怎样的速度作总体运动呢？实际上两个组份分别是以各自的速度运动，而并没有一个“共同的”速度。人们往往用两个组份运动速度的某种平均值来作为总体运动的速度。通常取摩尔平均值，即

$$v = x_A v_A + x_B v_B \quad (9-4)$$

此处 v 为混合物的总体运动速度；

x_A 为混合物中A组份的摩尔分率，即1摩尔混合物中所含的A组份的摩尔数。

x_B 为混合物中B组份的摩尔分率。

设 C_M 为混合物的总摩尔浓度 kmol/m^3 ，又称混合物的摩尔密度。即 1 m^3 的混合物中所含各种物质总的千摩尔数。

式9-4 两端乘以 C_M

$$C_M v = C_M x_A v_A + C_M x_B v_B = C_A v_A + C_B v_B \quad (9-5)$$

与9-3 类似

$$N = C_M v \quad (9-6)$$

N 为混合物的总体流动通量，于是

$$N = N_A + N_B \quad (9-7)$$

令 N'_A 及 N'_B 分别为因总体流动而造成的A组份和B组份的传递通量，简称为A组份的总体流动通量和B组份的总体流动通量。则

$$N'_A = N x_A \quad (9-8)$$

$$N'_B = N x_B \quad (9-8 \text{ a})$$

$$N'_A + N'_B = N(x_A + x_B) = N$$

$$N = N'_A + N'_B \quad (9-9)$$

由式9-7 和9-9 可见，混合物的总体流动通量既等于A组份和B组份的传质通量的总和，也等于A组份和B组份的总体流动通量的总和。但应指出，这决不意味着 $N_A = N'_A$ 和 $N_B = N'_B$ 。

三、组份的传质通量与扩散通量的关系

设 $v_{A,d}$ 和 $v_{B,d}$ 分别为A组份和B组份的扩散速度，则 $v_A = v_{A,d} + v$ ，或 $v_{A,d} = v_A - v$ ，又设 J_A 为A组份的扩散通量。

与式9-3 类似

$$J_A = v_{A,d} C_A$$

$$J_A = (v_A - v) C_A = C_A v_A - v C_A = C_A v_A - v C_A \cdot \frac{C_A}{C_M} = N_A - N x_A$$

$$\therefore N_A = J_A + N x_A = J_A + (N_A + N_B) x_A \quad (9-10)$$

$$\text{同理} \quad N_B = J_B + N x_B = J_B + (N_A + N_B) x_B \quad (9-10a)$$

式9-10 与9-10a 相加

$$N_A + N_B = J_A + J_B + (N_A + N_B)(x_A + x_B)$$

考虑到 $x_A + x_B = 1$ 得到 $J_A + J_B = 0$

$$\text{或} \quad J_A = -J_B \quad (9-11)$$

式 9-10 与 9-10a 表示某个组份的传质通量由两部份组成, 即该组份的扩散通量和该组份的总体流动通量。而式 9-11 说明, 两个组份的扩散通量大小相等、方向相反。

四、几个具体情况的讨论

1. 没有总体流动的情况

当 $N=0$ 由式 9-7 $N_A + N_B = 0$

$$N_A = -N_B \quad (9-12)$$

所以 A 组份的传质通量与 B 组份的传质通量大小相等、方向相反, 即没有总体流动时将发生等摩尔反向传质。

又由式 9-10 和式 9-10a

$$N_A = J_A \quad (9-13)$$

$$N_B = J_B \quad (9-13a)$$

即无总体流动时, 传质全由扩散所引起, 故传质通量等于扩散通量。等摩尔反向传质又称为等摩尔反向扩散。某些液体混合物的蒸馏属于这种情况。

由 $J_A = -J_B$, 在只有分子扩散, 且 C_M 保持常数时

$$-D_{AB} \frac{dC_A}{dz} = -(-D_{BA} \frac{dC_B}{dz}) \quad C_M = C_A + C_B = \text{常数}$$

$$\frac{dC_A}{dz} = - \frac{dC_B}{dz} \quad -(-D_{AB} \frac{dC_B}{dz}) = -(-D_{BA} \frac{dC_B}{dz})$$

$$\therefore D_{AB} = D_{BA} \quad (9-14)$$

即 A 组份在 A、B 两组份混合物中的扩散系数等于 B 组份在 A、B 两组份混合物中的扩散系数。所以可用一个统一的符号 D 表示 D_{AB} 和 D_{BA} 。

2. 通过停滞的 B 组份层的传质

所谓停滞就是指 B 组份没有净的传质。

当 $N_B = 0$, 由式 9-10

$$N_A = J_A + N_A x_A \quad N_A (1 - x_A) = J_A$$

$$\therefore 1 - x_A = x_B \quad N_A = J_A / x_B \quad (9-15)$$

由式 9-10a, 当 $N_B = 0$ 时 $J_B + N x_B = 0$

前已导出 $J_B = -J_A$; 当 $J_A \neq 0$ 时 $J_B \neq 0$

$$\therefore N x_B = -J_B \quad N'_{B'} = -J_B \quad (9-16)$$

式 9-16 表明, 当 $N_B = 0$ 时, 存在着一个总体流动, 此总体流动所造成的 B 组份的传质通量 (B 组份的总体流动通量) 与扩散造成的 B 组份的传质通量 (B 组份的扩散通量) 大小相等、方向相反, 因而互相抵消。

式 9-15 表明, 此总体流动所造成的 A 组份的传质通量 (A 组份的总体流动通量), 则与 A 组份的扩散方向相同, 使 A 组份的传质通量大于 A 组份的扩散通量。当 A 的浓度很稀, $x_B \approx 1$ 时 $N_A \approx J_A$ 。

又由 $N = N_A + N_B$, 当 $N_B = 0$

$$N = N_A \quad (9-17)$$

混合物的总体流动通量与A组份的传质通量不但方向相同, 而且数值相等。

如果气体混合物由能溶解的组份A和完全不溶解的组份B所组成, 则用液体吸收此气体混合物时, 就属于B组份停滞的情况。

以上从有关的关系式出发对A组份通过停滞的B组份层的传质问题进行了讨论, 下面再对这一问题作一些直观的说明。

如图 9-4 所示, 随着A组份的溶解, 出现A组份由气体主体至界面的浓度差, A组份由气体主体向界面扩散, A组份扩散到界面后, 即溶解于溶液之中。在A组份形成浓度差的同时, 形成B组份由界面至气相主体的浓度差, B组份由界面向气相主体扩散, 由式 9-11 知 $J_B = -J_A$, 即B组份以A组份同等大小的扩散通量向反方向扩散。B组份扩散后, 液相无法向气相补充B组份, 这样, 在界面附近气相将变得稀薄, 造成由主体至界面的总压差, 引起由主体至界面的总体流动。此总体流动把A组份和B组份一起由主体向界面传递, 方向与A组份扩散方向相同, 而与B组份的扩散方向相反。因而加强了A组份的传递(如式 9-15 所示), 阻碍了B组份的传递。由于B组份实际上不发生净的传递, 可知B组份的扩散与总体流动恰好相互抵消, 如式 9-16 所示。

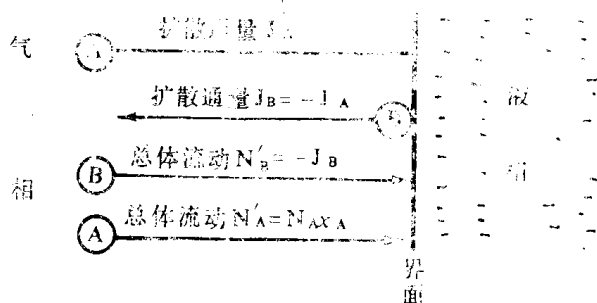


图 9-4 通过停滞的B组份的传质

在此应予指出, 上述总体流动是传质过程本身引起的。

3. 其它情况

由 $N = N_A + N_B$ 知 如果 $N_A \neq -N_B$ 则 $N \neq 0$

即如果传质的条件不能使得系统发生等摩尔反向传质, 则传质过程本身将引起总体流动。例如含A(易挥发组份)、B(难挥发组份)的蒸气与含A、B的饱和液体接触, 如果在两相浓度的具体情况下, 平衡关系使得传质净的结果是A向汽相转移(汽化), B向液相转移(冷凝), 汽化的A由界面向汽相主体传递, 界面上冷凝的B来自汽相主体。假若B的摩尔汽化热为A的摩尔汽化热的1.1倍, 则每冷凝1摩尔B将使得1.1摩尔的A汽化, 所以 $N_A = -1.1N_B$, 负号表示 N_A 与 N_B 方向相反, 这样就必然造成通量为:

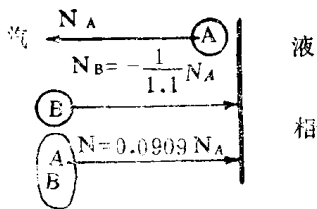


图 9-5 总体流动一例

$$N = N_A + N_B = N_A - \frac{1}{1.1} N_A = 0.0909 N_A \text{ 的总体流动。}$$

传质通量, 扩散通量与总体流动通量之间的关系小结于表 9-1 中。

表 9-1 所列各式是很重要的, 至于总体流动速度、扩散速度等在本书中只是作为导出有关公式的工具, 后面将不直接用到。

表 9-1

一般情况	$N_A = J_A + N x_A = J_A + (N_A + N_B) x_A$	式9-10
	$N_B = J_B + N x_B = J_B + (N_A + N_B) x_B$	式9-10a
	$N = N_A + N_B = N'_A + N'_B$	式9-7及9-9
	$J_A = -J_B$	式9-11
特殊情况	当 $N=0$; $N_A = J_A, N_B = J_B$	式9-13及9-13a
	$N_A = -N_B$	式9-12
扩散通量	当 $N_B=0$; $N_A = J_A/x_A$	式9-15
	$N'_B = -J_B$	式9-16
	$N = N_A$	式9-17
	对流扩散: $J_A = -(D + D_0) \frac{dC_A}{dz}$	式9-2
分子扩散: $J_A = -D \frac{dC_A}{dz}$	式9-1	

9-3 稳定分子扩散

稳定分子扩散是指各有关影响因素都不随时间变化，从而浓度分布、传质通量等也不随时间变化时的分子扩散。这种情况下：

$$J_A = -D \frac{dC_A}{dz}$$

$$N_A = -D \frac{dC_A}{dz} + (N_A + N_B) x_A \quad (9-18)$$

积分上式可得各种条件下的工作方程式。

一、等摩尔反向稳定分子扩散

$$N_A = J_A = -D \frac{dC_A}{dz}$$

当穿过厚度为 δ 的一层混合物时，一边的浓度为 C_{A1} ，另一边的浓度为 C_{A2}

$$\frac{N_A}{D} \int_0^\delta dz = - \int_{C_{A1}}^{C_{A2}} dC_A$$

$$\therefore N_A = \frac{D}{\delta} (C_{A1} - C_{A2}) \quad (9-19)$$

对于理想气体 $C_A = \frac{p_A}{RT}$

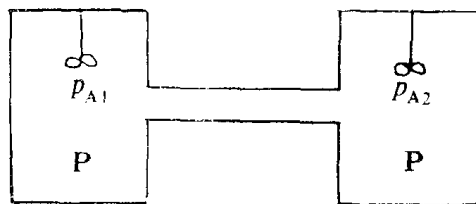
此处 p_A 为A组份的分压，Pa

R为通用气体常数， $8314 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} / \text{kmol} \cdot \text{K}$

$$\therefore N_A = \frac{D}{RT\delta} (p_{A1} - p_{A2}) \quad (9-20)$$

例 9-1 如图, 左右两容器中都盛有氮气和氨的混合物, 两容器间有长 0.1m 的连通管, 在左容器中氨的分压为 $p_{A1} = 1.013 \times 10^4 \text{ Pa}$, 在右容器中氨的分压为 $p_{A2} = 0.507 \times 10^4 \text{ Pa}$, 每个容器中的气体都得到充分的搅拌, 可以认为在各容器中浓度是均匀的。由于连通管很小, 扩散很慢, 在一定的时间范围内可以认为 p_{A1} , p_{A2} 不随时间变化。整个系统保持恒定的总压 $P = 1.0132 \times 10^5 \text{ Pa}$ 和温度 $T = 298 \text{ K}$, 扩散系数 $D = 0.23 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$, 如忽略连通管中气体在管口受到的骚动, 求 NH_3 和 N_2 的传质通量与扩散通量。

[解] D , p_{A1} , p_{A2} , P , 扩散距离等不随时间变化, 属于稳定扩散。A、B 两组份都可自由通过连通管, 在连通管的轴向上没有总体流动, 属于等摩尔反向扩散。两容器内各个组份没有浓度差, 故只考虑通过连通管的扩散, 连通管中没有骚动, 因而只存在分子扩散。



例 9-1 附图

这样, 本题可归结为通过连通管的等摩尔反向稳定分子扩散。

$$\therefore N_A = \frac{D}{RT\delta} (p_{A1} - p_{A2})$$

$$N_A = \frac{(0.23 \times 10^{-4})(1.013 \times 10^4 - 0.507 \times 10^4)}{(8314)(298)0.1} = 4.70 \times 10^{-7} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$J_A = N_A = 4.70 \times 10^{-7} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \quad (\text{自左向右})$$

$$J_B = -J_A = -4.70 \times 10^{-7} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \quad (\text{自右向左})$$

二、通过停滞的 B 组份层的稳定分子扩散

由式 9-15 并考虑到 $x_B = C_B/C_M$

$$N_A = J_A/x_B = J_A \frac{C_M}{C_B}$$

对分子扩散 $J_A = -D \frac{dC_A}{dz}$

$$N_A = -D \frac{dC_A}{dz} \frac{C_M}{C_B} \quad N_A = -D \frac{d(C_M - C_B)}{dz} \frac{C_M}{C_B}$$

$$N_A = D \frac{dC_B}{dz} \frac{C_M}{C_B} \quad (9-21)$$

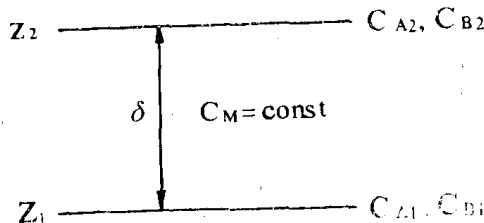


图 9-6 通过停滞层的稳定分子扩散

下面导出通过停滞的 B 组份层, 其厚度为 δ , 在稳定分子扩散情况下的工作方程式。

$$(N_A/DC_M) \int_{z_1}^{z_2} dz = \int_{C_{B1}}^{C_{B2}} \frac{dC_B}{C_B}$$

$$N_A = \frac{DC_M \ln(C_{B2}/C_{B1})}{z_2 - z_1}$$

令 $C_{B2} = \frac{C_{B2} - C_{B1}}{\ln(C_{B2}/C_{B1})}$ $z_2 - z_1 = \delta$ 代入上式

$$N_A = \frac{DC_M}{\delta} \frac{C_{B2} - C_{B1}}{C_{Bm}}$$

以 $C_{B2} = C_M - C_{A2}$, $C_{B1} = C_M - C_{A1}$ 代入上式

$$N_A = \frac{D}{\delta} (C_{A1} - C_{A2}) \frac{C_M}{C_{Bm}} \quad (9-22)$$

可见 9-22 与 9-19 两式之差异, 在于 9-22 式多了一个大于 1 的乘数 C_M/C_{Bm} 。此处 C_M 为混合物的总摩尔浓度, C_{Bm} 为在停滞层两面 B 组份摩尔浓度的对数平均值。

对于理想气体, 将 $C_A = \frac{P_A}{RT}$, $C_A = \frac{P_A}{RT}$, $C_B = \frac{P_B}{RT}$ 代入式 9-22 时

$$N_A = \frac{D}{RT\delta} (P_{A1} - P_{A2}) \frac{P}{P_{Bm}} \quad (9-23)$$

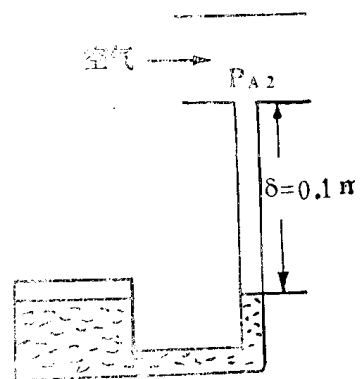
式中 p_A 为 A 组份的分压; P 为总压;

p_{Bm} 为停滞层两面 B 组份分压的对数平均值。

$$p_{Bm} = \frac{P_{B2} - P_{B1}}{\ln(P_{B2}/P_{B1})} \quad (9-24)$$

(C_M/C_{Bm}) 或 (P/p_{Bm}) 等于通过停滞的 B 组份层的传质通量与等摩尔反向扩散时的传质通量的比值。此比值表示因总体流动的存在使传质通量增大的程度, 称为漂流因子。

例 9-2 如图所示, 直立小管中盛有一些水, 小管与空气导管相连, 空气平稳地流过小管口。由于扩散很慢, 可认为空气流经小管口前后, 水蒸汽分压不变, 保持 $p_{A2} = 1000 \text{ Pa}$, 且导管中水蒸汽分布均匀; 又由于小管在左端与一密闭容器相连接, 在一定时间范围内, 可认为小管中的液面保持恒定。如水及空气均为 25°C , 这时水蒸汽在空气中的扩散系数为 $0.256 \text{ cm}^2/\text{s}$, 系统总压为 $3 \times 10^4 \text{ Pa}$, 求水蒸汽的传质通量。



例 9-2 附图

[解] 水在水面汽化后, 以分子扩散方式通过厚度为 0.1 m 的空气层, 由于空气几乎不溶于水, 空气不能向液面移动, 故属于 A 组份(水蒸汽)通过停滞的 B 组份(空气)层的分子扩散。各种条件不随时间变化, 所以过程是稳定的。

$$\therefore N_A = \frac{D}{RT\delta} (P_{A1} - P_{A2}) \frac{P}{P_{Bm}}$$

水面上的水蒸汽分压为 25°C 时, 水蒸汽的饱和蒸汽压可向汽压表查得 $p_{A1} = 3168 \text{ Pa}$

$$p_{B1} = P - p_{A1} = 3 \times 10^4 - 3168 = 2.683 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$p_{B2} = P - p_{A2} = 3 \times 10^4 - 1000 = 2.9 \times 10^4 \text{ Pa}$$