

成人高等教育教学用书

化工原理

下册

郑州工学院 陆美娟 主编

化学工业出版社

8-9514

成人高等教育教学用书

化 工 原 理

下 册

陆美娟 主编

王 红 张浩勤 参编

李云倩 黄大镗 审

化学工业出版社

· 北 京 ·

(京)新登字 039 号

图书在版编目(CIP)数据

化工原理 下册/陆美娟主编.-北京:化学工业出版社,
1996.1

成人高等教育教学用书

ISBN 7-5025-1592-5

I.化… II.陆… III.化工原理-成人教育:高等教育-
教材 N.TQ02

中国版本图书馆CIP数据核字(95)第22901号

出版发行: 化学工业出版社(北京市朝阳区惠新里3号)

社长: 俸培宗 总编辑: 蔡剑秋

经 销: 新华书店北京发行所
印 刷: 北京市朝阳区东华印刷厂
装 订: 北京市朝阳区东华印刷厂
版 次: 1996年3月第1版
印 次: 1996年3月第1次印刷
开 本: 787×1092¹/₁₆
印 张: 16
字 数: 399千字
印 数: 1--10500
定 价: 16.80元

内 容 提 要

本书主要介绍化工单元操作的基本原理、计算方法、典型设备和有关的化工工程实用知识。全书分上、下两册。上册包括绪论、流体流动、流体输送机械、非均相混合物分离、传热、蒸发等章和附录；本册为下册，包括吸收、蒸馏、气液传质设备、干燥、萃取等章。为适应成人教育的特点，从便于自学和实际应用出发，以必需、够用为度，加强运用基本概念和工程观点分析解决化工实际问题的基本训练。为照顾不同类型学制和不同专业的需要，部分内容列为选学(均用*号标出)。

本书适于各种函授大学、职工大学、高等教育自学考试等化(轻)工类专业使用，也可作为全日制化工类专业的大专教材。

本书由郑州工学院陆美娟主编。下册执笔人：郑州工学院张浩勤(第六章)、北京化工大学王红(第七、八章)、陆美娟(第九、十章)。

下 册 目 录

第六章 吸收	1
本章学习要求	1
第一节 概述	1
一、吸收的依据和目的.....	1
二、工业吸收过程.....	2
三、吸收设备中气、液两相接触方式.....	3
四、吸收操作的分类.....	3
第二节 传质机理	4
一、相组成的表示方法.....	4
二、相内传质.....	7
三、相际传质.....	19
第三节 吸收过程的气液相平衡关系	21
一、气体在液体中的溶解度.....	21
二、亨利定律.....	23
三、气液相平衡与吸收过程的关系.....	26
第四节 吸收速率	28
一、相际传质速率的基本形式.....	28
二、气相组成用分压表示、液相组成用摩尔浓度表示时的总传质速率方程.....	29
三、气、液相组成均用摩尔比表示时的总传质速率方程.....	33
四、各种形式的传质速率方程.....	33
五、吸收剂的选择.....	35
第五节 吸收塔的计算	36
一、物料衡算和操作线方程.....	36
二、塔径的计算.....	41
三、低浓度气体定常吸收过程填料层高度的计算.....	42
四、吸收塔计算分析.....	51
五、理论板数计算.....	55
六、解吸塔计算.....	57
第六节 传质系数	60
一、直接实测.....	60
二、经验公式.....	60
三、准数方程式.....	60
第七节 其他类型吸收操作简介	63
一、高浓度气体吸收.....	63
二、非等温吸收.....	63

三、多组分吸收	64
四、化学吸收	64
思考题	64
习题	65
本章主要符号说明	68
第七章 蒸馏	70
本章学习要求	70
第一节 概述	70
一、蒸馏分离的目的和依据	70
二、蒸馏操作的分类	71
第二节 双组分溶液的汽液相平衡	73
一、理想物系的汽液相平衡	73
二、非理想物系的汽液相平衡	81
第三节 蒸馏方式及其原理	83
一、简单蒸馏	83
二、平衡蒸馏	85
三、精馏	88
第四节 双组分连续精馏塔的计算	93
一、全塔物料衡算	94
二、理论板与恒摩尔流假设	95
三、操作线方程	96
四、理论塔板数的确定	99
五、进料热状况的影响和 q 线方程	103
六、回流比的影响及其选择	115
七、理论塔板数的简捷算法	123
八、理论板当量高度和填料层高度	124
九、精馏装置的热量衡算	124
*十、双组分连续精馏塔的操作计算	129
第五节 间歇精馏	131
一、馏出液组成维持恒定时的操作	132
二、回流比维持恒定时的操作	132
思考题	132
习题	133
本章主要符号说明	136
第八章 气液传质设备	137
本章学习要求	137
第一节 气液传质设备类型与基本要求	137
第二节 板式塔	138
一、板式塔的主要类型与结构特点	138
二、塔板上气液流动和接触状况	141

三、全塔效率与单板效率	145
四、板式塔的设计	147
第三节 填料塔	162
一、填料塔的结构及填料特性	162
二、填料塔内的流体力学特性	165
三、塔径的计算	168
四、填料塔的附件	170
第四节 板式塔与填料塔的比较	173
一、板式塔的特点	174
二、填料塔的特点	174
思考题	174
习题	175
本章主要符号说明	175
第九章 干燥	177
本章学习要求	177
第一节 概述	177
一、固体物料的去湿方法	177
二、干燥过程的分类	177
三、对流干燥过程	178
第二节 湿空气的性质和湿度图	179
一、湿空气的性质	179
二、湿空气的湿度图及其应用	187
第三节 连续干燥过程的物料衡算与热量衡算	193
一、干燥过程的物料衡算	193
二、干燥系统的热量衡算	194
三、干燥器进、出口气体状态的确定	197
四、干燥器的热效率	198
第四节 干燥过程的平衡关系和速率关系	200
一、水分在汽-固两相间的平衡关系	200
二、恒定干燥条件下的干燥过程	201
三、恒定干燥条件下干燥时间的计算	204
第五节 干燥器	206
一、对干燥器的要求	206
二、干燥器的分类	206
三、常用干燥器简介	207
四、干燥器的选用	213
思考题	214
习题	214
本章主要符号说明	216
第十章 液-液萃取	217

本章学习要求.....	217
第一节 概述.....	217
一、液-液萃取原理	217
二、液-液两相的接触方式	218
三、液-液萃取的工业应用	218
四、萃取操作的特点.....	219
第二节 液-液相平衡关系	220
一、三角形相图.....	220
二、部分互溶物系的相平衡.....	223
三、分配系数和分配曲线.....	224
第三节 萃取剂的选择.....	225
一、萃取剂的选择性.....	225
二、萃取剂 S 与原溶剂 B 的互溶度	225
三、萃取剂的其他有关性质.....	226
四、萃取剂的回收.....	227
第四节 萃取过程的计算.....	228
一、萃取理论级.....	228
二、单级萃取过程.....	229
三、多级错流萃取过程.....	231
四、多级逆流萃取过程.....	232
五、完全不互溶物系的萃取过程.....	235
第五节 液-液萃取设备	241
一、概述.....	241
二、液-液萃取设备简介	242
三、液-液萃取设备的选用	245
思考题.....	246
习题.....	247
本章主要符号说明.....	248
主要参考资料	248

第六章 吸 收

本章学习要求

(一) 熟练掌握的内容

相组成的表示方法及换算；费克定律及其在等摩尔反向扩散和单向扩散中的应用；扩散速率与传质速率；湍流中的对流传质和双膜理论；吸收的气液相平衡关系及其应用；总传质系数、总传质速率方程以及总传质阻力的概念；吸收的物料衡算、操作线方程和传质推动力及其图示方法；吸收剂最小用量和适宜用量的确定；填料塔直径和填料层高度的计算；传质单元数的计算(吸收因数法和对数平均推动力法)；吸收塔的设计型计算。

(二) 理解的内容

吸收剂的选择；各种形式的传质速率方程、传质系数和传质推动力的对应关系；各种传质系数之间的关系；总传质单元数的图解积分方法；吸收塔的操作型计算与调节；解吸的特点、计算和对吸收的影响。

(三) 了解的内容

分子扩散系数的估算；气液界面浓度的确定和 N_G (或 N_L) 的图解方法；理论塔板数的计算；传质系数的计算；高浓度吸收、非等温吸收、多组分吸收、化学吸收的特点。

* * * * * * * * * *

第一节 概 述

化工生产过程中常需将反应物提纯使之满足工艺的要求，而反应后的产物也往往需要分离成各种不同的产品或者除去杂质以得到较为纯净的产品，这个过程称为分离过程。分离的结果是改变混合物中各个组分的浓度；分离的方法视物系的性质和分离要求而定，除在第三章中已介绍的对于某些非均相混合物可采用机械方法(如沉降、过滤等)分离外，一般是根据混合物中不同组分间某种物理或物理化学性质的差异，采用适当的方法和装置使之形成两相物系，并使其中某个组分(或某些组分)从一相转移到另一相，这样的过程属于物质传递过程或称传质过程。物质在一相内部由一处向另一处的转移也是传质过程。前者称为相间传质或相际传质，后者称为相内传质。由于传质主要依靠物质的扩散，所以又称为扩散过程。传质过程是本书中讨论的吸收、蒸馏、萃取、干燥等单元操作中的基本过程。

一、吸收的依据和目的

吸收是分离气体混合物的单元操作。它根据气体混合物中各组分在某种溶剂中溶解度的不同而进行分离。例如，用水处理空气-氨混合物，由于氨在水中溶解度很大，而空气在水中溶解度很小，所以大部分氨从空气转移至水中而与空气分离。

在气体吸收操作中所用的溶剂称为吸收剂，用 S 表示；气体中能溶于溶剂的组分称为溶质(或吸收质)，用 A 表示；基本上不溶于溶剂的组分统称为惰性气体，用 B 表示。惰性气体

可以是一种或多种组分。如用水吸收空气-氨混合气体时，水为吸收剂，氨为溶质，空气为惰性气体。

化工生产中有时还需将溶质从吸收后的溶液中分离出来，这种使溶质与吸收剂分离的操作称为解吸或脱吸。解吸是吸收操作的逆过程。通过解吸可使溶质气体得到回收；并使吸收剂得以再生循环使用。

吸收操作在化工生产中的主要用途为：

(1) 回收混合气体中的有用组分，或用以制取产品。例如，用硫酸处理焦炉气以回收其中的氨；用水吸收二氧化氮以制取硝酸等。

(2) 除去有害组分以净化气体。例如，用水或碱液脱除合成氨原料气中的二氧化碳；用丙酮脱除石油裂解气中的乙炔等；在环境保护方面，用吸收方法除去工业放空尾气中的有害物质如 H_2S 、 SO_2 等，应用也很广泛。

二、工业吸收过程

图 6-1 以合成氨生产中 CO_2 气体的净化为例，说明吸收与解吸联合操作的流程。

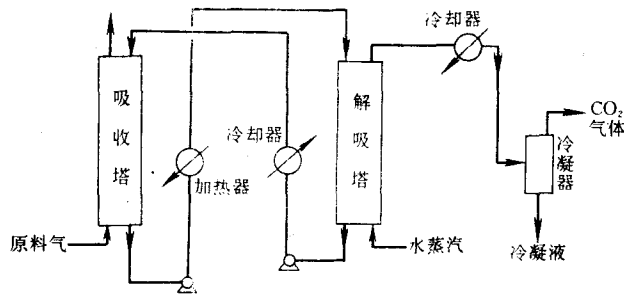


图 6-1 吸收与解吸流程

合成氨原料气(含 CO_2 30% 左右)从底部进入吸收塔，塔顶喷入乙醇胺溶液。气、液逆流接触传质，乙醇胺吸收了 CO_2 后从塔底排出，从塔顶排出的气体中 CO_2 含量可降至 0.5% 以下。将吸收塔底排出的含 CO_2 的乙醇胺溶液用泵送至加热器，加热至 $130^\circ C$ 左右后从解吸塔顶喷淋下来，与塔底送入的水蒸汽逆流接触， CO_2 在高温、低压下自溶液中解吸出来。从解吸塔顶排出的气体经冷却、冷凝后得到可用的 CO_2 。解吸塔底排出的含有少量 CO_2 的乙醇胺溶液经冷却降温至 $50^\circ C$ 左右，经加压后仍可作为吸收剂送入吸收塔循环使用。

由此可知，常用的吸收操作是通过一种具有选择性的吸收剂将气体混合物中的溶质溶解，然后通过解吸操作使溶质从吸收剂中脱吸出来，实现气体混合物中各组分的分离。上述过程的实现，一般必须解决三个方面的问题：

- (1) 选择合适的吸收剂；
- (2) 提供适当的气液传质设备，使气液两相充分接触，使溶质从气相转移至液相；
- (3) 吸收剂的再生和循环使用。

一个完整的吸收过程一般包括吸收和解吸两个部分。显然，若吸收溶质后的溶液是过程的产品或可直接排弃，则吸收剂无需再生，也就不需要解吸操作了。

三、吸收设备中气、液两相接触方式

吸收过程是在吸收设备中进行的。吸收设备有多种形式，最常用的是塔式设备，它分为板式塔与填料塔两大类(参见第八章)。

图 6-2(a)为板式塔的示意图。液体自塔顶进入，气体自下而上通过板上气相孔道逐板上升，在每一块塔板上与液体接触，溶质就部分地溶解于吸收剂中。气体每经过一块塔板，其溶质浓度便阶跃式地下降一次；液体逐板下降，其中所含溶质的浓度则阶跃式地逐板升高。所以，板式塔是逐级接触式的传质设备。

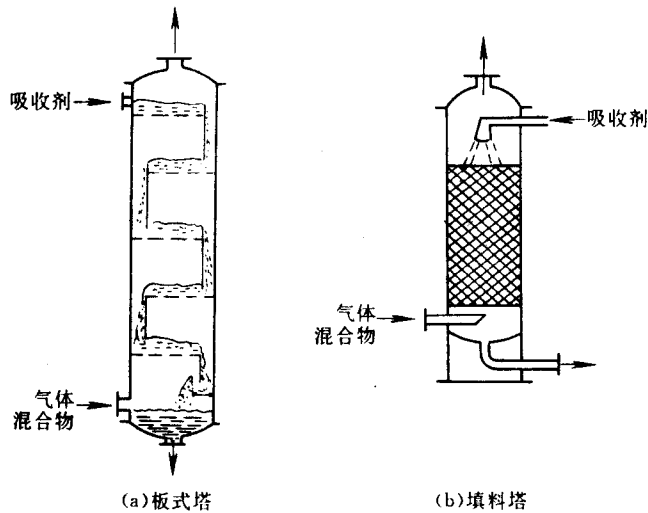


图 6-2 两类吸收设备

图 6-2(b)为填料塔的示意图。塔内充以瓷环等类的填料，液体自塔顶均匀地淋下并沿填料表面下流，气体由下而上通过填料间的空隙上升，与液体进行连续的逆流接触。气体中的溶质不断地转移到液体中，其浓度自下而上不断降低；液体中的溶质浓度由上而下不断升高，所以，填料塔是连续接触式的传质设备。

四、吸收操作的分类

吸收操作通常有以下几种分类方法：

1. 按过程有无化学反应可分为：(1)物理吸收。吸收过程中溶质与吸收剂之间不发生明显的化学反应，如用水吸收二氧化碳等；(2)化学吸收。吸收过程中溶质与吸收剂之间有显著的化学反应，如用碱液吸收二氧化碳等。

2. 按被吸收的组分数目可分为：(1)单组分吸收。吸收时混合气体中只有一个组分(溶质)进入液相，如用碱液吸收合成氨原料气中的二氧化碳，其他组分的溶解度极小，可视为单组分吸收；(2)多组分吸收。吸收时混合气体中有多个组分进入液相，如用洗油吸收焦炉煤气中的苯、甲苯等。

3. 按吸收过程有无温度变化可分为：(1)非等温吸收。气体溶解于液体中，常常伴随着溶解热的放出；当有化学反应时，还会放出反应热，其结果是随着吸收过程的进行，液相温度会逐渐升高，如用水吸收氯化氢气体取盐酸等；(2)等温吸收。若吸收过程的热效应较小，

溶质在混合气体中浓度较低或溶剂用量较大时，液相温度升高并不显著，可视为等温吸收。

4. 按吸收过程的操作压强可分为：(1) 常压吸收。(2) 加压吸收。当操作压强增大时，溶质在吸收剂中的溶解度将随之增加。

本章以填料塔为例，着重讨论单组分、等温、常压下的物理吸收过程。并假设溶剂的蒸汽压很低，其挥发损失可以忽略。这样，气相可看作由一个溶质组分与惰性气体组成，液相中只有溶质组分和溶剂，都可看成双组分均相混合物。

至于板式塔将在第七章(蒸馏)中加以讨论，但不要误解为吸收操作只能使用填料塔。

第二节 传质机理

对任何过程都需要解决两个基本问题：过程的极限和过程的速率。传质过程是吸收等单元操作的基本过程，本节讨论传质的基本概念以解决传质速率的计算问题。

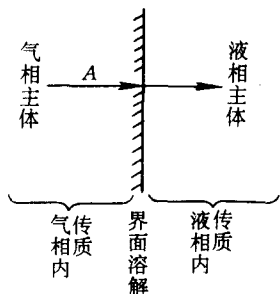


图 6-3 相际传质示意图

以吸收为例，它涉及气液两相间的物质传递，包括三个步骤：
(1) 溶质由气相主体传递到气液界面，即气相内的物质传递；
(2) 溶质在相界面上的溶解，溶质由气相进入液相；
(3) 溶质由液相侧界面向液相主体的传递，即液相内的物质传递。

这样的物质传递过程与间壁式换热器中两流体通过间壁的传热过程相类似，但更为复杂。为了研究物质的相际传质过程，必须首先了解相内传质问题。相内传质过程涉及相内组分浓度的变化，作为基础知识，先讨论相组成(浓度)的表示方法。

一、相组成的表示方法

若多种物质混合在一起形成均相混合物，每一种物质称为该混合物的一个组分，该组分在混合物中的相对数量关系称为该组分的组成(或浓度)。组成可用多种方法表示，常用的有下列几种：

(一) 质量分数和摩尔分数(或称质量分率和摩尔分率)

1. 质量分数 是指混合物中某组分的质量占总质量的分率。

若均相混合物中有组分 A 、 B 、 \dots 、 N ，则有

$$w_A = \frac{m_A}{m}, w_B = \frac{m_B}{m}, \dots, w_N = \frac{m_N}{m}$$

式中 w_A 、 w_B 、 \dots 、 w_N ——组分 A 、 B 、 \dots 、 N 的质量分数；

m_A 、 m_B 、 \dots 、 m_N ——组分 A 、 B 、 \dots 、 N 的质量，kg；

m ——混合物的总质量，kg。

由于 $m = m_A + m_B + \dots + m_N = \sum_i m_i$

将上式两边除以 m ，得

$$w_A + w_B + \dots + w_N = \sum_i w_i = 1 \quad (6-1)$$

即各组分质量分数之和等于 1。

对于双组分物系，有 $w_A + w_B = 1$ ，若令 A 组分的质量分数为 w ，则 B 组分的质量分数为

(1-w), 于是下标 A、B 可以略去。

2. 摩尔分数 是指混合物中某组分的千摩尔数占总千摩尔数的分率。在传质过程计算中用到较多。其表示式为:

$$x_A = \frac{n_A}{n}, x_B = \frac{n_B}{n}, \dots, x_N = \frac{n_N}{n}$$

式中 x_A, x_B, \dots, x_N ——组分 A、B、...、N 的摩尔分数;

n_A, n_B, \dots, n_N ——组分 A、B、...、N 的千摩尔数, kmol;

n ——混合物的总千摩尔数, kmol。

由于

$$n = n_A + n_B + \dots + n_N = \sum_i n_i$$

则有

$$x_A + x_B + \dots + x_N = \sum_i x_i = 1 \quad (6-2)$$

式(6-1)和(6-2)即为绪论中提及的组成归一性方程。

传质计算中通常用 x 表示液相的摩尔分数, 用 y 表示气相的摩尔分数。

3. 质量分数与摩尔分数的换算

对于 i 组分, 有

$$n_i = \frac{m_i}{M_i} = \frac{mw_i}{M_i}$$

式中 M_i —— i 组分的千摩尔质量(数值上等于其分子量), kg/kmol。

由于

$$n = \sum_i n_i = \frac{mw_A}{M_A} + \frac{mw_B}{M_B} + \dots + \frac{mw_N}{M_N} = m \sum_i \frac{w_i}{M_i}$$

可得

$$x_i = \frac{n_i}{n} = \frac{mw_i/M_i}{m \sum_i w_i/M_i} = \frac{w_i/M_i}{\sum_i w_i/M_i} \quad (6-3)$$

同样, 可以推得:

$$m_i = n_i M_i = n x_i M_i$$

$$m = \sum_i m_i = n \sum_i x_i M_i$$

$$w_i = \frac{m_i}{m} = \frac{x_i M_i}{\sum_i x_i M_i} \quad (6-4)$$

(二) 质量浓度和摩尔浓度

质量浓度是指单位体积混合物内所含物质的质量, 对于 i 组分, 有

$$\rho_i = \frac{m_i}{V}$$

式中 ρ_i ——混合物中 i 组分的质量浓度, kg/m³;

V ——混合物的总体积, m³。

摩尔浓度是指单位体积混合物内所含的物质的量(用千摩尔数表示)。对于 i 组分, 有

$$c_i = \frac{n_i}{V}$$

式中 c_i ——混合物中 i 组分的摩尔浓度, kmol/m³。

1. 质量浓度与质量分数的关系 由定义知, 混合物的密度 ρ 即为各组分质量浓度的总和, 即

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{\sum_i m_i}{V} = \sum_i \rho_i$$

故

$$\rho_i = \frac{m_i}{V} = \frac{mw_i}{V} = w_i \rho \quad (6-5)$$

●读者可考虑混合物中质量浓度 ρ_A 与 A 组分单独存在时的密度有无差别(参见第一章第一节)。

2. 摩尔浓度与摩尔分数的关系

$$c_i = \frac{n_i}{V} = \frac{nx_i}{V} = x_i c \quad (6-6)$$

式中 c ——混合物的总摩尔浓度, kmol/m^3 。

显然

$$c = \frac{n}{V} = \frac{\sum_i n_i}{V} = \sum_i c_i$$

3. 质量浓度与摩尔浓度的关系

$$\rho_i = \frac{m_i}{V} = \frac{n_i M_i}{V} = c_i M_i \quad (6-7)$$

(三) 质量比和摩尔比

有时以某一组分为基准来表示混合物中其他组分的组成会给计算带来方便, 更常用于双组分物系。

对于双组分($A+B$)物系, 以 B 为基准, A 组分的组成可以表示为:

质量比

$$W = \frac{m_A}{m_B}$$

摩尔比

$$X = \frac{n_A}{n_B}$$

于是有:

1. 质量比与质量分数的关系

$$W = \frac{m_A}{m_B} = \frac{mw_A}{mw_B} = \frac{w_A}{w_B} = \frac{w}{1-w} \quad (6-8)$$

同样有

$$w = \frac{W}{1+W} \quad (6-8a)$$

2. 摩尔比与摩尔分数的关系

$$X = \frac{n_A}{n_B} = \frac{nx_A}{nx_B} = \frac{x_A}{x_B} = \frac{x}{1-x} \quad (6-9)$$

$$x = \frac{X}{1+X} \quad (6-9a)$$

3. 质量比与摩尔比的关系

$$W = \frac{m_A}{m_B} = \frac{n_A M_A}{n_B M_B} = X \frac{M_A}{M_B} \quad (6-10)$$

(四) 理想气体混合物中组成的表示方法

对于气体混合物, 在压强不太高、温度不太低的情况下, 可视为理想气体, 则对于 A 组分有

摩尔分数

$$y_i = \frac{p_i}{p} \quad (6-11)$$

摩尔浓度

$$c_A = \frac{n_A}{V} = \frac{p_A}{RT} \quad (6-12)$$

摩尔比

$$Y = \frac{n_A}{n_B} = \frac{p_A}{p_B} \quad (6-13)$$

式中 p_A 、 p_B ——气体混合物中组分 A 、 B 的分压, kPa ;

p ——混合气体的总压, kPa 。

▲读者可自行推导理想气体混合物的质量分数、质量浓度、质量比的表达式。

例 6-1 某吸收塔在常压、25°C下操作，已知原料混合气体中含 CO₂ 29% (体积百分数)，其余为 N₂、H₂ 和 CO (可看作惰性组分)，经吸收后，出塔气体中 CO₂ 的含量为 1% (体积百分数)，试分别计算以摩尔分数、摩尔比和摩尔浓度表示的原料混合气和出塔气体中的 CO₂ 组成。

解：系统可视为由溶质 CO₂ 和惰性组分构成的双组分系统。以下标 1、2 分别表示入、出塔的气体状态。

①原料混合气(入塔气体)

摩尔分数：理想气体的体积分数等于摩尔分数，所以 $y_1 = 0.29$

摩尔浓度：由分压定律知

$$p_{A1} = P \cdot y_1 = 101.3 \times 0.29 = 29.38 \text{ kPa}$$

所以
$$c_{A1} = \frac{p_{A1}}{RT} = \frac{29.38}{8.314 \times 298} = 0.0119 \text{ kmol/m}^3$$

摩尔比：由式(6-9)知

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.29}{1 - 0.29} = 0.408$$

②出塔气体组成

$$y_2 = 0.01$$

$$c_{A2} = \frac{p_{A2}}{RT} = \frac{101.3 \times 0.01}{8.314 \times 298} = 4.09 \times 10^{-4} \text{ kmol/m}^3$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = \frac{0.01}{1 - 0.01} = 0.0101$$

例 6-2 氨水中氨的质量分数为 0.25，求氨水中氨的质量比、摩尔分数和摩尔比。

解：已知氨的质量分数 $w = 0.25$

质量比：
$$W = \frac{w}{1 - w} = \frac{0.25}{1 - 0.25} = 0.333$$

摩尔分数：氨的分子量 $M_A = 17$ ，水的分子量 $M_B = 18$ ，由式(6-3)知

$$x = \frac{\frac{w}{M_A}}{\frac{w}{M_A} + \frac{1 - w}{M_B}} = \frac{\frac{0.25}{17}}{\frac{0.25}{17} + \frac{0.75}{18}} = 0.261$$

摩尔比：

$$X = \frac{x}{1 - x} = \frac{0.261}{1 - 0.261} = 0.353$$

二、相内传质

(一) 扩散现象

扩散现象在日常生活中是经常遇到的，如在密闭的室内，酒瓶盖被打开后，在其附近很快就可闻到酒味。若在一个容器中间装有隔板，两边分别盛有压强相等的 N₂ 和 O₂，如图 6-4 (a) 所示。将隔板打开后，如图 6-4 (b)，左端的 N₂ 将向右端扩散，右端的 O₂ 也会向左端扩散，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，则完全混合的时间比不搅拌时缩短，搅拌愈激烈，则所需的时间愈短。

由上述例子可以看出：

(1) 当相内各处浓度不等时，组分总要从浓度高处自动地向低处转移。这种现象称为扩

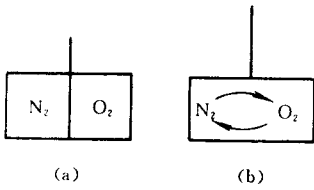


图 6-4 扩散现象

散。扩散过程要进行到各处浓度相等为止，此时扩散达到动平衡（类似于一个物体内部有温度差时，热量将由高温部分向低温部分传递，直至各部分温度相等为止）。所以，浓度差在扩散中的地位相当于温度差在传热中的地位，浓度差是相内传质过程的推动力。

(2) 如果没有流体质点宏观的不规则运动（即湍流流动），则扩散仅依靠微观的分子热运动来进行，这种扩散称为分子扩散。在图 6-4(b) 中，在没有搅拌和其他扰动的情况下，就属于这种情况。分子扩散与传热中的热传导有着类似的规律，分子扩散一般进行的很慢。

(3) 当流体有宏观运动时，依靠流体质点的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。例如前例中在激烈搅拌下进行的扩散。湍流扩散比分子扩散要快得多。

(4) 在实际传质过程中，流体是运动的，而分子热运动与流体总体是否运动无关，所以在实际传质操作中分子扩散与涡流扩散常常同时存在。通常把分子扩散与涡流扩散的总和称为对流扩散或对流传质。流体的某一部分（如湍流主体）湍动程度很大时，该部分的分子扩散的影响常可忽略不计。

由于连续的工业过程一般为定常过程，因此下面分别讨论定常条件下双组份物系的分子扩散和对流传质问题。

(二) 分子扩散

1. 费克定律 设均相混合物由 A 、 B 两个组分组成，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单位时间内通过垂直于扩散方向的单位面积传递的物质的量来度量，称为扩散通量或扩散速率。

在恒定的温度和压强下，且两组份摩尔浓度之和为常数时，均相混合物中的分子扩散通量服从下述的费克定律，其表达式：

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dZ} \quad (6-14)$$

式中 J_A —— A 组分在 Z 方向上的扩散速率， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；

$\frac{dc_A}{dZ}$ —— A 组分在扩散方向 Z 上的浓度梯度， kmol/m^4 ；

D_{AB} —— A 在 B 中扩散时的扩散系数， m^2/s 。

式中负号表示扩散沿着组分 A 浓度降低的方向进行，与浓度梯度方向相反。

费克定律是一个实验定律，它表明只要混合物中存在着浓度梯度，就必然会产生物质的分子扩散流。

费克定律在形式上与牛顿粘性定律、傅立叶定律类似，这也说明在动量、热量、质量传递这三种过程之间存在着广泛的类似性。在静止流体中或流体在与传递方向相垂直的方向上作层流流动时，这三种传递都是分子热运动的结果。但是由于分子不断发生碰撞，实际分子扩散速率远小于分子热运动速率。

对于双组份混合物，若相内总浓度处处相等，即 $c = c_A + c_B = \text{常数}$ ， $\frac{dc}{dZ} = 0$ ，于是

$$\frac{dc_A}{dZ} = -\frac{dc_B}{dZ}$$

由于系统的总浓度不变，故产生物质 A 的扩散流 J_A 的同时必然伴有方向相反、大小相等

的物质 B 的扩散流 J_B ，由费克定律知

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

将上式与式(6-14)比较可知

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

即对于双组分扩散系统， A 在 B 中与 B 在 A 中的扩散系数相等，故下标可以省略。

对于理想气体，温度、总压恒定则总浓度恒定，费克定律可表示为

$$J_A = -\frac{D}{RT} \cdot \frac{dp_A}{dz} \quad (6-15)$$

2. 分子扩散与主体流动 扩散过程是多种多样的，最常见的是等摩尔反向扩散和一组分通过另一停滞组分的单方向扩散，简称单向扩散。

如图 6-5 所示，设想用一段均匀细直管将两个很大的容器联通。两容器中分别充有浓度不同的 A 、 B 混合气体，其温度和总压都相等，已知 $p_{A1} > p_{A2}$ ， $p_{B1} < p_{B2}$ 。两容器内均装有搅拌器，用以保持各自浓度均匀。显然，由于两容器存在浓度差异，联通管中将发生分子扩散现象，组分 A 向右传递而组分 B 向左传递。由于容器很大而联通管较细，故在有限的时间内扩散作用不会使两容器中的气体浓度发生明显的变化，可以认为 1、2 两截面上的 A 、 B 分压都维持不变，联通管中发生的分子扩散过程是定常的。

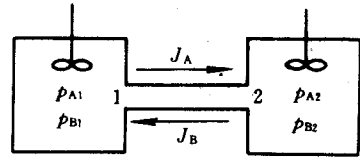


图 6-5 定常扩散过程

由于两容器的温度和总压相同，联通管内任一截面上单位时间、单位面积上向右传递的 A 的摩尔数与向左传递的 B 的摩尔数必定相等。这种情况称为定常的等摩尔反向扩散。

若以 A 的传递方向(Z)为正方向，由费克定律知， $J_A = -J_B$ ，或 $J_A + J_B = 0$ 。因此，等摩尔反向扩散的特点是通过扩散截面的净的物质的量为零(或净的传质速率为零)。某些蒸馏过程可以认为属于等摩尔反向扩散过程。

若在图 6-5 所示系统中的截面 2 位置上，有一层只允许 A 分子通过但不允许 B 分子通过的膜(此处假设的膜，实际上相当于单组分气体吸收过程中气、液两相间的接触界面，在此界面上仅有溶质 A 通过，而没有惰性气体组分 B 和溶剂分子 S 通过)，则传质的结果是 A 组分不断通过截面 2 进入右侧空间，但截面 2 不能使 B 组分反向通过，因而不能保持等摩尔反向扩散。在定常条件下，联通管中的 B 组分不可能有净的传递，表观上看 B 处于“停滞”状态，所以这样的过程称为一组分通过另一停滞组分的单方向扩散。

对此情况可作进一步分析，由于 1、2 截面间浓度的差异，组分 A 的分子将不断地向右扩散。在定常条件下，系统中各处的总浓度相等，即 A 组分存在浓度差的同时，也必然形成了 B 组分的反向浓度差，即联通管中组分 B 的分子也必有自右向左的分子扩散运动，且 $J_A = -J_B$ 。这样，尽管截面 2 不能反向通过 B 组分，但在截面 2 左侧组分 B 的反向分子扩散流仍然存在。

组分 A 通过截面 2 的膜进入右侧空间和组分 B 从截面 2 的左侧，向截面 1 的反向扩散流，都导致截面 2 左侧气体总压的降低。于是，联通管中各截面上混合气体会自动地向截面 2 依次递补过来，以维持系统的总压(总浓度)处处相等。这种流动是一种附加的主体流动，简称为主体流动。

主体流动不同于分子扩散，分子扩散是分子微观运动的宏观结果，它所传递的是纯组分