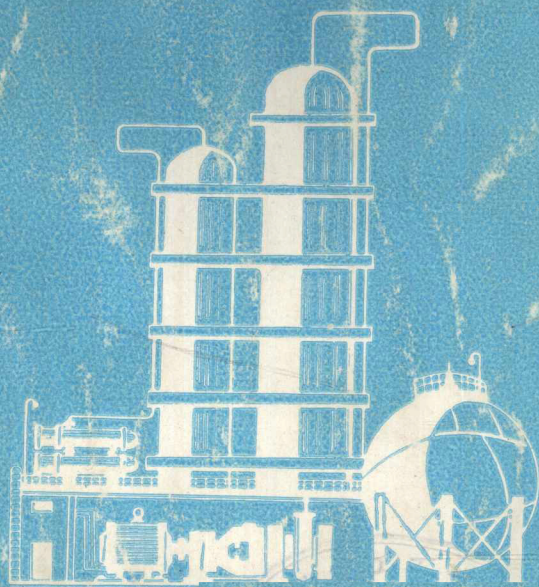


化工过程及设备

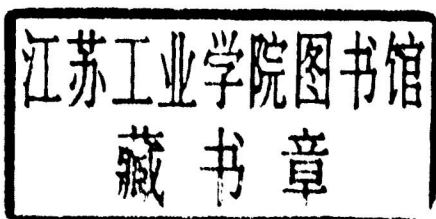
下 册



浙江化工学院

化工过程及设备

下 册



浙江化工学院化工原理教研组编

一九七七年

毛主席语录

这是一种责任。你有那么多人，你有那么一块大地方，资源那么丰富，又听说搞了社会主义，据说是具有优越性，结果你搞了五、六十年还不能超过美国，你象个什么样子呢？那就要从地球上开除你的球籍！所以，超过美国，不仅有可能，而且完全有必要，完全应该。如果不是这样，那我们中华民族就对不起全世界各民族，我们对人类的贡献就不大。

人人都要努力学习。有条件的，要努力学技术，学业务，学理论，造成工人阶级知识分子的新部队（这个新部队，包含从旧社会过来的真正经过改造站稳了工人阶级立场的一切知识分子）。这是历史向我们提出的伟大任务。在这个工人阶级知识分子宏大新部队没有造成以前，工人阶级的革命事业是不会充分巩固的。

华主席指示

从现在起到本世纪末，只有二十三年的时间。大大加快我国国民经济发展的步伐，是刻不容缓的了。

建设速度问题，不是一个单纯的经济问题，而是一个政治问题。特别是从国际阶级斗争的形势来看，这个问题的政治性质就更加尖锐。

今后二十三年，中国共产党和中国工人阶级的任务，就是要领导全国人民，继承毛主席的遗志，遵循党的基本路线，以阶级斗争为纲，坚持无产阶级专政下的继续革命，把我国建设成为伟大的社会主义的现代化强国。

目 录

第 六 章 传 质 概 论

6—1	概述.....
第 一 节	从几个实例看传质过程.....
6—2	氨的吸收.....
6—3	酒精的蒸馏.....
6—4	聚氯乙烯的干燥.....
第 二 节	相平衡.....
6—5	两相间的平衡关系.....
第 三 节	传质效率.....
6—6	传质效率.....
第 四 节	传质的推动力.....
6—7	传质的推动力.....
第 五 节	扩散和扩散定律.....
6—8	流体中的分子扩散.....
6—9	扩散系数.....
6—10	流体的对流扩散.....

第七章 气液传质设备——塔设备

第一节	对气液传质设备的要求.....
第二节	填料塔.....
7—1	填料塔的基本构造和操作原理.....
7—2	填料.....
7—3	填料的润湿.....
7—4	液泛和气速的确定.....
7—5	填料塔径的确定.....
7—6	填料塔的压强降.....
7—7	填料塔的附属装置.....
7—8	多管填料塔.....
第三节	板式塔.....
7—9	板式塔的塔型简介.....
7—10	板式塔的操作原理.....
7—11	板式塔塔径的估算.....
7—12	塔板流动型式.....
7—13	塔板的共同结构.....
7—14	筛板塔的结构设计.....
7—15	筛板塔上的流体力学计算.....
7—16	浮阀塔的结构设计.....
第四节	塔设备的比较和选型.....
7—17	板式塔的比较.....

第八章 气体的吸收

第一节	概述
8—1	吸收操作在化工生产中的应用.....
8—2	吸收剂的选用.....
第二节	气液相平衡关系
8—3	浓度的表示方法.....
8—4	气、液相平衡关系.....
8—5	从平衡关系看气体在液体中的溶解度.....
8—6	气体的吸收和解吸.....
8—7	吸收推动力.....
第三节	吸收过程的机理
8—8	双膜理论.....
第四节	吸收速率方程式和吸收系数
8—9	气、液相吸收速率方程式和气、液膜吸收系数.....
8—10	吸收系数和吸收速率方程.....
8—11	用浓度差作推动力的吸收速率方程式.....
8—12	用容积吸收系数表示的吸收速率方程式.....
8—13	吸收系数的确定.....
第五节	填料吸收塔的计算
8—14	物料衡算和操作线方程式.....
8—15	吸收剂单位消耗量的选定.....

第 八 节	吸收剂蒸气压的影响
8—20	吸收剂蒸气压的影响.....
第 九 节	吸收操作和流程
8—21	吸收操作流程.....
第 十 节	脱吸操作
8—22	脱吸（提馏）操作.....
第十一节	化学吸收
8—23	化学吸收.....
常用符号及其单位	
主要公式	
习题	
主要参考资料	

第 九 章 液 体 的 精 馏

第 一 节	基本概念
9—1	概述.....
第 二 节	气、液相平衡
9—2	双组分混合液的气液相平衡.....
第 三 节	双组分混合液的精馏
9—3	精馏原理.....
9—4	双组分混合液连续精馏过程的分析 and 计算.....
第 四 节	精馏塔塔板数的计算

第 五 节	精馏操作和流程
9—11	加料方法和加料状况.....
9—12	冷凝器和回流方法.....
9—13	精馏釜的型式和加热方式.....
第 六 节	直接蒸汽加热的精馏
9—14	直接蒸汽加热的连续精馏塔的计算.....
第 七 节	填料精馏塔
9—15	填料精馏塔的计算.....
第 八 节	间歇精馏（分批精馏）
9—16	概述.....
9—17	间歇精馏的物料衡算.....
9—18	回流比维持恒定的操作.....
9—19	馏出液组成维持恒定的操作.....
第 九 节	特殊精馏
9—20	特殊精馏.....
第 十 节	多组分混合液的精馏
9—21	多组分精馏的流程装置.....
常用符号及其单位	
主要公式	
习题	
主要参考资料	

第 十 章 固 体 的 干 燥

§ 10-1 概 论.....

10—4	水分在物料中的结合状态·····
10—5	水分在物料中的移动机理·····
第 4 节	干燥器的设计计算·····
10—6	湿球温度和绝热饱和温度·····
10—7	干燥器的物料衡算与热量衡算·····
10—8	干燥实验——干燥曲线和干燥速度曲线·····
10—9	干燥曲线和干燥速度曲线的分析·····
10—10	恒定干燥介质状况下干燥速度和干燥时间的计算·····
第 5 节	干燥器·····
10—11	干燥器的分类·····
10—12	厢式干燥器·····
10—13	气流干燥器·····
10—14	转筒干燥器·····
10—15	沸腾干燥器·····
10—16	其它类型干燥器·····
10—17	其它干燥方法·····
10—18	干燥设备的选择·····
10—19	沸腾干燥器设计举例·····
常用符号及其单位·····	
主要公式·····	
习题·····	
主要参考资料·····	

第六章 传质概论

6—1 概 述

传质操作过程是指两相间（气—液相、气—固相、液—固相等

传质操作在化工生产上占有很重要的地位，往往成为生产中的关键操作。例如，吸收、聚氯乙烯生产中的精馏、石油的分馏、固体物料制成产品前的干燥等。同时，传质速率又往往决定于各相的流体力学条件和温度变化，伴随着吸热和放热。所以讨论传质问题是牵涉面较广，并要求在掌握了热力学的基础上进行的。

第一节 从几个实例看传质过程

我们先来分析以下几个实例：

6—2 氨的吸收

图6—1为用水来吸收空气中 NH_3 的设备，这种设备一般称为塔设备，内部构造将在下一章（塔设备）中详细介绍。

从图中可知气体由下而上，液体由上而下作逆流流动。水与混合气体在塔中不断接触后， NH_3 就被水吸收，氨水自塔底排出，空气（还含极少量的 NH_3 ）自塔顶排出。

空气↑

因此这个操作过程是 NH_3 从气相传入液相的过程，这种操作称为“气体的吸收”。严格地讲，这里也会发生水气化进入空气的传递过程，但此量很少，所以吸收操作通常都可简化为单方向的传递。

6—3 酒精的蒸馏

图6—2为将稀酒精蒸浓的装置，也用塔设备来进行。

上面是冷凝器 下面是加热器

从上面的简单说明可以清楚：“液体的精馏”是包括既有从气相到液相也有从液相到气相的两个相反方向的传质操作。

6—4 聚氯乙烯的干燥

图6—3为聚氯乙烯的干燥设备。湿物料由螺旋输送机送入一直立管道内，用热空气向上吹送，物料中水份汽化传递到空气中。当它吹到顶部时已成为生产所要求的干聚氯乙烯产品，然后经旋风分离器将其分离、包装。

这种操作称为“固体的干燥”，图6—3这类干燥设备称为气流干燥器。

很明显，此例是水分由固相传入气相的过程。

以上讨论的“气体的吸收”、“液体的精馏”和“固体的干燥”，它们的研究对象尽管不同，并且有其各自的特殊规律性，然而它们都有一个共同点，即：物质在相际进行传递，这就是传质操作的共性。伟大领袖和导师毛主席指出：“……每一个事物内部不但有矛盾，而且包含了矛盾的普遍性，普遍性即存在于特殊性之中，……”。单元操作主要是讨论传质的理论基础、有关的传质机理、传质设备的结构

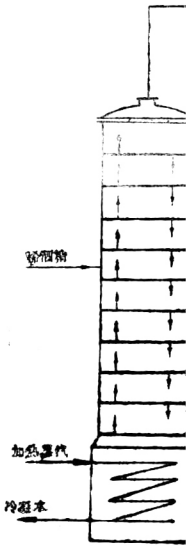
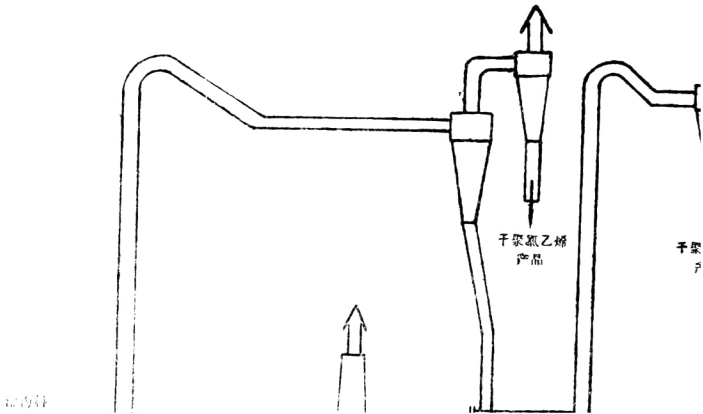


图6—2 酒



体讨论这些单元操作之前，本章主要对有关传质操作过程的共性问题指出，这些问题对于萃取（液相—液相间、液相—固相间），吸附和离子交换（液相—固相间）等操作也是具有普遍意义的。

第 二 节 相 平 衡

6—5 两相间的平衡关系

上面介绍了几种传质操作，这些操作中当两相接触后就产生物质传递。我们要提出这样一个问题：当两相接触时，物质的传递能进行到什么程度？在 NH_3 的实例中，能否将 NH_3 全部吸收？

要回答这个问题，必须讲一讲“相平衡”的概念，我们以水吸收 NH_3 为例。现将一含有 NH_3 的空气在一定温度下与水相接触。我们知道的， NH_3 很易溶于水，因此气相中的 NH_3 就进入水中，如图 6—4(a) 所示。随着吸收的进行，单位时间内逸出液相的 NH_3 量少于从气相进入液相的 NH_3 量，因此气相中的 NH_3 浓度不断下降。随着吸收的进行，单位时间内从液相逸出的 NH_3 量逐渐增加。当过程进行的速率与从液相逸出的速率相等时，两相 NH_3 浓度就各维持一定值，如图 6—4(b)。即 NH_3 的吸收已达极限，这种状态称为两相达到了平衡。在一定的温度下，对于某一气相（或液相）浓度，总有一与之成平衡的液相（或气相）浓度。不同的气相浓度和与之相应成平衡的液相浓度之间的关系称为平衡关系。

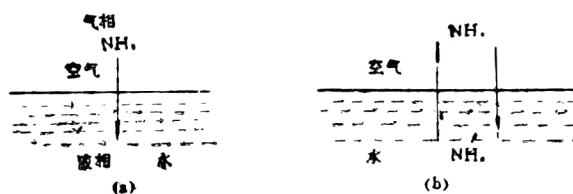


图 6—4 气、液相的平衡

事物的平衡不是绝对的，而是有条件的。影响相平衡的因素有温

〔注〕：1. 液相浓度 x 和气相浓度 y 均以 NH_3 在各相所占的分子分

$$x = \frac{NH_3 \text{ 在水中的分子数}}{\text{水溶液的总分子数}},$$

$$y = \frac{NH_3 \text{ 在空气中的分子数}}{\text{混合气的总分子数}}$$

2. 在 y 上加一个“*”表示与 x 成平衡的浓度，这个符号也

之，在某一方浓度上加“*”符号的，都表示与另一方

而温度为 $30[^\circ C]$ 和总压为 $1[大气压]$ 时，气液相 NH_3 浓度的平衡关

表 6—2

液相浓度 x	0	0.02	0.04	0.06	0.08	0.1
气相浓度 y^*	0	0.0634	0.1268	0.1902	0.2536	0.317

由以上两表可看出温度对平衡关系的影响。

当液相浓度为 x 时，与 x 平衡的 y^* 值在 $30[^\circ C]$ 时
要比 $20[^\circ C]$ 时为大。一般可将一定温度下的 x 与
 y^* 的关系（即平衡数据）表示为函数关系如下：

$$y^* = f(x) \quad (6-1)$$

也可绘成曲线，称为平衡曲线，如图 6—5
所示。

相平衡与平衡关系是传质操作中十分重要的
概念，它不仅仅告诉我们传质可以进行到什么程
度，而且是传质设计计算的基础。



图 6—5 NH_3 平衡曲

第 三 节 传 质 效 率

6—6 传质效率

在了解了平衡概念的基础上，现再介绍一个关于传质方面的重要概念
这是衡量一个传质设备优劣的主要标志之一。

设有一容器，如图 6—6。进入的气体中

与液相浓度 x 成平衡（在一定温度和压力下）。然而在生产实际中，是不可能的。因为气泡通过液层的时间不可能很长，即使在设备结构完善，也不可能使离开容器的气液达到平衡。因此对一个传质设备接触后所得的实际浓度与平衡浓度之间有一定的差距，可以用传质效率

对于理想的情况，气相 NH_3 浓度的变化应从 y_0 降到与离开液相 y^* ，即其变化值为 $y_0 - y^*$ ，而实际上气体中 NH_3 的浓度差为 $y_0 - y$ ，下式表示。

$$\eta = \frac{y_0 - y}{y_0 - y^*}$$

一个传质设备的传质效率越高，其操作性能也越好。影响传质主要有两相接触的流体力学特性、温度和压强、物系的性质以及设备来讲，设备构造起着重要的作用。所以在下一章关于传质设备的项重要指标。

例 6—1 某一鼓泡式吸收器用水吸收 NH_3 ，操作温度为 $20^\circ C$ ， $y_0 = 0.25$ ，离开吸收器的气液相浓度分别为 $y = 0.1$ 和 $x = 0.02$ ，求

解：与 $x = 0.02$ 成平衡的气相含 NH_3 浓度可以从表 6—1 中查得，就是说假如如此吸收器接触性能为理想情况，离开的气相浓度为 0.0548 ，故传质效率为：

$$\eta = \frac{0.25 - 0.1}{0.25 - 0.0548} = \frac{0.15}{0.1952} = 77.8\%$$

第 四 节 传 质 的 推 动 力

6—7 传质的推动力

在传热中，已知传热的推动力为温度差 Δt ，那末，传质过程中力是什么呢？我们还是用图 6—4 中 NH_3 被水吸收作为例子来加以

我们已知当液相浓度为 x ，而气相浓度为与 x 成平衡的 y^* 时（在物质的净传递。设现在一气相中 NH_3 的浓度为 y ，与 NH_3 浓度为 x 的 y 大于与液相浓度成平衡的 y^* ，这种情况下，气相中的 NH_3 就会进入液相，气相浓度 y 越高， NH_3 自气相向液相的传递率也越高。因此我们把 $(y - y^*)$ 称为传质的推动力。概括地说：传质

解：从表 6—2 可查到，当温度 30〔℃〕时，与 $x=0.02$ 成平衡的气相故吸收相动力为：

$$\Delta y = y - y^* = 0.12 - 0.0634 = 0.0566$$

例 6—3 上题中若 $y=0.04$ 时，情况与上例有什么不同？

解：此时 $y < y^*$ ，故 NH_3 将从水中逸出，其脱吸推动力为：

$$\Delta y = y^* - y = 0.0634 - 0.04 = 0.0234$$

前面所提的均为气体吸收和脱吸的例子。但不论对那一种传质操作例如固体物料的干燥，水分从湿物料中进入气流时，物料表面的水蒸气压力大于气流中的水蒸汽分压（ p ），因此干燥的推动力可以表示为（ p 表

第 五 节 扩散和扩散定律

两相间的物质传递是通过扩散进行的，扩散有两种方式：分子扩散

6—8 流体中的分子扩散

物质通过静止的流体和层流层是以分子扩散方式进行传递的。例如一滴墨水，可以看到墨水的颜色逐渐向四周扩散，这种传递基本上是以的。这一过程与传热中的热传导相类似。扩散的推动力为扩散距离上扩

设有一含 A 、 B 的双组分系统，组分 A 扩散进入组分 B 中，如图 6—8。在距离为 dz 内组分 A 的浓度变化为 dC_A ， $\frac{dC_A}{dz}$ 称为浓度梯度，是扩散的推动力，表示组分 A 沿单位扩散距离 z 的变化率，所以组分 A 在组分 B 中的扩散速率为

$$N_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dz} \quad (6-3) \quad \text{流体}$$

式中： N_A ——组分 A 的扩散速率， $\left[\frac{\text{公斤分子}}{\text{米}^2 \cdot \text{小时}} \right]$ ，

C_A ——组分 A 的浓度， $[\text{公斤分子}/\text{米}^3]$ ，

z ——扩散距离， $[\text{米}]$ ，

D_{AB} ——组分 A 在组分 B 中的扩散系数， $[\text{米}^2/\text{时}]$ 。

上式即为分子扩散定律，称为菲克第一定律。

式中: G ——单位时间内 A 的扩散量,〔公斤分子/时〕,

F ——扩散面积,〔米²〕。

6-9 扩散系数

扩散系数是物质的一个物理性质,它的大小表明物质分子的扩散与扩散物质及介质的性质、温度和压力有关。物质在液相及气相中,液相中较难扩散,故扩散系数值要比在气相中扩散小得多。扩散系数可靠实验数据可用以下方法估算。

一、气相间的扩散系数

气体 A 在气体 B 中的扩散系数 D_{AB} 可用以下半经验公式求取:

$$D_{AB} = \frac{0.00155 T^{\frac{3}{2}}}{P (V_A^{\frac{1}{3}} + V_B^{\frac{1}{3}})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad \text{〔米}^2\text{/秒〕}$$

式中: P ——气体总压,〔大气压〕,

T ——绝对温度,〔°K〕,

M_A 、 M_B ——组分 A 、 B 的分子量,

V_A 、 V_B ——组分 A 、 B 的分子体积,〔厘米³/克分子〕

分子体积是1克分子物料在沸点下呈液态时的体积,以〔厘米³〕算,即为该气体分子中各原子体积之和。某些元素的原子体积见表

表 6-3

原子体积〔厘米³/克原子〕

元 素	原子体积	元 素
溴	27.0	氟
碳	14.8	氢
氯、在一端的,如 $R-Cl$,	21.6	碘
$\begin{array}{c} H \\ \\ R-C-R' \\ \\ Cl \end{array}$	26.6	氮,在伯胺中
氧、双键(如羧基中的氧)	7.4	在仲胺中
与其他两元素相联:		磷
在醛和酮中	7.4	硅
在田醇中	6.1	硫
		三元环,如环氧乙烷
		四元环,如环丁烷