

前 言

用活性炭吸附法从含有有机溶剂的空气中回收溶剂的工艺，自第一次世界大战应用于无烟火药、印刷、油漆、干洗、片基、橡胶、赛璐珞等工业生产以来，到现在为止已经半个多世纪了。在这半个多世纪中，溶剂回收工艺已得到了迅速发展。1959年以前普遍采用固定床吸附器及以固定床为基础的改进型式，但仍属于固定床的范畴。1959年以后才发展了活性炭流化床吸附工艺，并首先将它应用于吸附二硫化碳。70年代，由于球形活性炭的问世，回收工艺才真正走向流态化、连续化。在我国，溶剂回收多采用固定床吸附器，而且许多工厂尚缺少吸附装置。近年来，由于能源短缺，国家对环境污染的重视，许多工厂纷纷增添回收装置，接二连三从国外引进设备。但由于缺少经验，管理跟不上，溶剂回收率均偏低。笔者从事溶剂回收方面的管理及设计工作多年，积累了许多资料和数据，现又参考有关文献，增添了三废治理内容，编撰成册，以供从事这一工作的工人、技术干部参考。

本书共分七章，第五章及附表由万邦廷同志执笔，其余各章由李克燮同志执笔，书中插图系由陈开道同志描绘。

本书出版过程中得到谢仲琼、魏仁和等同志的大力支持，特表感谢。

编者

1990.5.

41891

目 录

第一章 概述	(1)
第一节 吸附法回收溶剂的发展及其应用.....	(1)
第二节 吸附现象及其原理.....	(2)
第三节 吸附剂.....	(8)
第二章 发射药生产中的溶剂回收	(13)
第一节 溶剂回收的工艺过程及设备.....	(13)
第二节 抽回效率.....	(24)
第三节 吸附过程与吸附效率.....	(29)
第四节 脱除效率.....	(38)
第五节 溶剂回收中的安全技术.....	(42)
第三章 混合液的处理	(48)
第一节 蒸馏的一般原理及过程.....	(48)
第二节 进料情况对精馏操作的影响.....	(58)
第三节 回流比的选择.....	(63)
第四节 混合液处理的工艺过程及设备.....	(68)
第五节 混合液处理中的质量问题及故障排除... (73)	(73)
第六节 混合液处理中的安全技术.....	(79)
第四章 溶剂回收中的能源利用及管理	(86)
第一节 脱除溶剂气体直接进塔蒸馏.....	(86)

第二节	串联脱除与脱除气体	
	直接进塔蒸馏	(89)
第三节	溶剂回收的管理	(94)
第五章	溶剂回收装置的设计	(100)
第一节	主要设计数据	(100)
第二节	吸附过程计算与设备选型计算	(101)
第三节	设计举例	(136)
第六章	酒精、乙醚质量指标与试验方法	(149)
第一节	酒精质量指标与试验方法	(149)
第二节	乙醚质量指标与试验方法	(155)
第七章	活性炭吸附在三废治理中的应用	(160)
第一节	工业废气及恶臭的处理	(160)
第二节	工业废液、废渣的处理	(164)
附录	醇醚溶剂的物性数据	(167)
附录一	乙醇的物性数据	(167)
附录二	乙醚的物性数据	(183)
附录三	醇醚二元及多元系统的物性数据	(198)

第一章 概述

目前，在橡胶、塑料、纺织、印刷、油漆、军工、片基等工业领域内，均使用大量的有机溶剂。这些溶剂在产品的制造和加工过程中，大多数仅仅为了溶解高分子物质以便于产品的加工成型。在最终产品中，这些溶剂必须排除干净，因而形成有机废气，如人造纤维工业中用的二硫化碳，醋酸纤维制造中用的丙酮，压敏胶带制造中用的乙酸乙酯，油漆工业中用的香蕉水，发射药生产中用的酒精、乙醚、丙酮、乙酸乙酯等。这些有机溶剂大量排放到大气中不回收，不仅造成生产成本提高、大气污染，还会成为火灾及爆炸事故的起因。

对这类有机废气的回收与处理，一般有吸附法、吸收法、直接燃烧法与催化氧化法等。实际生产中根据具体情况进行选择，多数采用吸附法。

第一节 吸附法回收 溶剂的发展及其应用

用吸附法分离气体混合物的原理，早在1905年被迪瓦尔（Dewar）取得专利时已经为大家所熟知，但实际上这一原理仅在1916年之后，即利用氯化锌活化活性炭的方法问世后才得到应用。由于吸附法具有很大的优越性，回收溶剂效果极佳，其应用得到很快传播。特别在第一次世界大战期间，溶剂在工业中消耗量很大，造成溶剂极端缺乏，从而促使这

一工艺的传播。在战后时期，为了扩大活性炭的使用范围，这个方法又进一步得到发展。二次大战中又有新的进展，但世界各国发展仍不平衡，如日本仍采用豆油吸附溶剂。

吸附法回收溶剂，适用于低浓度（ $1\sim 20\text{g}/\text{m}^3$ ）范围。用活性炭回收溶剂应用范围见表1-1。

表1-1 活性炭回收溶剂的应用范围

序号	应用范围	主要溶剂
1	无烟药生产	乙醚、乙醇、丙酮、乙酸乙酯
2	印刷	二甲苯、甲苯、苯
3	干洗	汽油、苯、二氯乙烯、三氯甲烷
4	人造纤维织物生产	乙醚、乙醇、丙酮、二硫化碳、二氯乙烷
5	橡胶工业、涂胶织物、橡胶石棉制品	汽油、苯、甲苯
6	油漆车间	硝化纤维素漆稀释剂
7	赛璐珞生产	乙醇
8	塑料制品和人造革生产	乙醇、乙醚、丙酮、酯类
9	萃取工艺	汽油、苯、二氯乙烯
10	片基和箔材生产	乙醚、乙醇、丙酮、二氯乙烷
11	胶粘膏生产	汽油
12	天然气	汽油

活性炭还可以用于化学上的催化反应（如由一氧化碳和氯气制造光气的触媒），气体的干燥、精制，糖液的脱色，上水道的净化，废水及工业恶臭的处理等。当前世界各国采用液相吸附处理工业废水，亦非常盛行。

溶剂回收除了因生产安全及环境保护需要外，降低生产

成本也是其一个重要的原因。例如，在生产醋酸纤维人造丝中，1kg醋酸纤维需丙酮、乙醇混合物达4~6kg（亦有采用二氯甲烷者）。在生产发射药中，1t发射药需投入酒精、乙醚1t多。可见溶剂回收的经济价值不容忽视。

回收率的大小，根据生产工艺而有所不同，大多在50%以上，亦有高达95%以上者，详见表1-2。

表1-2 溶剂回收率

制 品	被回收的溶剂	回收率(%)
无烟药	酒精、乙醚、丙酮	50~95
人造纤维	乙醚、乙醇、二硫化碳	80
转轮印刷	醋酸乙酯、醋酸异丙酯、丁酮	80
皮革、布匹、纸张	酮类、酯类、醇类、碳氢化合物	90~95
合成塑料	酮类、酯类、醇类、碳氢化合物	90~95
气 体	苯、甲苯	90~95
赛璐珞	乙醇	50
醋酸纤维	二氯甲烷、丙酮	90~98

第二节 吸附现象及其原理

吸附现象在自然界是十分普遍的，如骨炭能脱色，防毒面具中的活性炭能吸附毒气，肥皂能去污垢等都是由于吸附的作用。

固体表面能吸附各种物质的现象很早就被发现了，1771年希尔（Sheele）就注意到木炭吸附气体的能力。1975年洛

维兹 (Т.Е.ЛОВИЧ) 又发现了木炭能吸附溶液中的染色物质, 从而推广使用木炭净制饮水, 以及用于除去酒精中的杂醇油等。1974年又应用木炭精制糖液。

在吸附学说的发展早期, 方坦那 (Fontana) 及索热尔 (Saussure) 也作了大量的工作, 如1814年索热尔首先相当详细地研究了气体及蒸气在炭上的吸附现象, 并第一个发现吸附过程伴有热的放出。

1906年兹维特 (М.С.Цвет) 公布了色层分析法的色谱原理的详细说明, 即所有可被吸附的物质, 根据他们被吸附的能力, 可以排成一种所谓的吸附序。

在1914~1918年的第一次世界大战中使用了毒气, 与此同时, 第一个用木炭制作的防毒面具也应运而生, 以后又逐步地大量应用到工业上来。

通常说来, 一切固体物质的表面都有吸附作用, 因为固体内部的每个粒子在各个方面上被其它粒子包围着, 它们之间的作用力相等, 并处于平衡状态, 但固体表面上的各个粒子向外的一方的吸引力并没有被平衡, 还存在着自由场力, 表面层粒子就依靠这种自由场力, 将与它接触的气体、液体、固体的粒子吸附住。这种现象称为吸附。

由于固体表面力的作用而产生了吸附现象, 但这种表面力的性质, 直到现在还未被人们充分了解, 所以关于吸附过程的本质, 仍然是在争辩中的问题。为了说明吸附过程中的作用, 直到目前为止虽已提出若干吸附理论, 但都只能解释一种或数种吸附现象, 大都不能认为满意。

所有已提出的吸附理论, 一般可分为两大类: 一类称为物理学说, 将吸附过程视为吸附剂与吸附质之间的物理作

用；另一类称为化学学说，将该过程视为化学作用。

1. 物理学说

(1) 爱坚 (Eucken) 与波拉尼 (Polanyi) 的位势论 这种理论认为，吸附时吸引力的作用范围相当大，因此吸附剂表面吸留若干层吸附质分子。

由于外层吸附质分子的吸引力及压力逐层降低，离吸附剂表面愈远，则该多分子层的密度愈低。因此，最紧密的吸附是直接和吸附剂表面接触的第一层。在吸附空间内，被吸附的分子相互间的作用力与它们在自由状态下的相互作用力是相同的。因此对于被吸附的气体可采用范得华状态方程式。吸附质所具有的密度和聚集状态，将与吸附容积内的压力相对应。

吸附层上每一点有相应的所谓吸附势，而吸附势为该点至吸附剂表面距离的函数。吸附力可视为分子位势的梯度。

(2) 勃鲁瑙欧 (Brunauer)、埃米特 (Emmett) 及特勒 (Teller) 三氏的多分子吸附学说 这种学说首创于 1938 年，简称为 BET 学说。这种学说认为，吸附决定于范德华力，而这种力的作用范围与爱坚、波拉尼理论中的位势不同，比较小，只有第一层吸附质与吸附剂表面牢固的结合，第二层不为吸附剂表面所吸附，而为第一层吸附质所吸附，第三层为第二层所吸附，以此类推。

因此，从第二层开始，被吸附的物质不与吸附剂表面所接触。层次愈多吸附剂的影响愈小。

(3) 毛细管凝缩学说 在同一条件下，在平液面上的饱和蒸气压大于同一液体的蒸气在凹形表面上的蒸气压。因此，对于平面上来说，尚未达到饱和状态的蒸气而对凹形表

面来说可能已是过饱和的。

如吸附剂的孔隙内表面为吸附的液体所湿润，则在液体与毛细管接触的边界处，液体表面由于受到表面张力的作用而成为凹形，蒸气在毛细管中弯月面上由于蒸气压下降而凝缩，从而将多孔性体充满，这种现象称为毛细管凝缩。

(4) 洛伦茨(Lorenz)及兰德(Lande)的静电学说 静电学说认为，吸附时的吸引力具有静电的性质，而吸附质的分子则为电偶极子。所谓偶极子是正负电荷的重心不重合的分子。吸附剂被看作是导体，向其接近的被吸分子的偶极使其表面感应而带电。被吸分子的偶极子被垂直吸向吸附剂表面，分子的热运动妨碍其定向，并对吸附过程起阻碍作用。

(5) 伊利因(Б.В. Длвин)的电吸附学说 此学说认为，电场为吸附剂本身的带电表面所形成，吸附质分子可以是极性的，也可以是非极性的。

极性分子是硬性的偶极子，经吸附剂的电场作用，它采取一定的方位，这种现象叫定向极化，温度升高则极化减弱。

非极性分子经吸附剂的电场作用，开始变形并转变为偶极子，这种现象叫变形极化，变形极化与温度无关。

极性分子也会呈现不同程度的变形极化现象，因为受到电场作用后电荷将发生偏移现象。

被吸分子只有第一层是牢固地与吸附剂表面结合。因此，第一层成为一个障碍，削弱吸附剂与后面被吸分子之间的吸引力。每在后一层的被吸分子与吸附剂的结合力，将比在前一层的被吸分子为弱。

伊利因认为，吸附过程不能仅用静电力来解释，还须用量子力学性质的力来加以解释。

2. 化学学说

兰米尔 (Langmuir) 的化学学说 按照兰米尔学说, 发生吸附现象的原因是由于吸附剂的原子或分子表面上有不饱和原子价的缘故。因此, 吸附时起作用的就正是那些使得化合物存在的化合价力。

吸附质的分子当非弹性的撞击到吸附剂表面时, 它能在上面滞留一些时间。

分子与吸附表面接触的一段时间, 兰米尔称之为被吸分子的平均寿命。被吸分子的平均寿命愈大, 则吸附剂表面为吸附质复盖的面积愈大。温度升高则被吸分子的平均寿命缩短。

兰米尔学说适用于单分子吸附。

必须指出, 各种吸附 (物理吸附和化学吸附), 在实际上常同时出现。以上谈到的各种理论中, 没有一种能够解释吸附过程的所有各个方面, 所以每种理论都各有其适用的范围。这些适用范围则取决于吸附剂的种类、吸附质及过程的条件等。物理吸附与化学吸附的特点见表1-3。

表1-3 物理吸附与化学吸附的特点

项 目	物理吸附	化学吸附
作用力	范德华力	化学键力
吸附热	较小, 接近于液化热	较大, 接近于反应热
选择性	几乎没有	有选择性
吸附速度	较快, 需要活化能很小	慢, 需要一定活化能
吸附分子层	单分子或多分子层	单分子

第三节 吸附剂

能大量的吸附气体、液体、固体的固态物质叫吸附剂，被吸附的物质叫吸附质。在吸附过程中，吸附质的沸点愈高，愈容易被吸附。

用作吸附剂的物质要有大量的单位表面积。吸附剂吸附吸附质的性质称为活性，以其单位重量或单位体积所吸附吸附质的量来表示。通常用吸附剂吸附吸附质的重量百分率来表示吸附剂的活性值。在某一定温度和气相中吸附质的初浓度条件下平衡时所达到的最大活性，称为静平衡活性（静活性）。吸附时达到“逸出”时的活性，称为动活性。

选用吸附剂时，除要求有较大的活性值外，在工业上，一般还从下列几个方面考虑：

- ① 供应量大；
- ② 对吸附质有高的吸附能力；
- ③ 有高的吸附选择性；
- ④ 容易再生和利用；
- ⑤ 有好的物理强度；
- ⑥ 化学性质稳定；
- ⑦ 价廉。

工业上常用的吸附剂种类和用途列于表1-4。

在溶剂回收用吸附剂中，活性炭是比较理想的，因为活性炭满足对吸附剂要求条件中的大多数。

活性炭一般用椰子壳、杏仁、木炭、骨炭、焦炭、沥青等为原料经过活化制成。活化的方法有水蒸气活化，氯化锌、磷

酸、硫酸浸渍等方法。这些方法中,用氯化锌活化的活性炭比

表1-4 吸附剂及其主要工业用途

吸 附 剂	主要工业用途
活 性 炭	溶剂回收, 气体精炼, 防毒面具
漂 白 土	石油制品或动植物油的精炼
酸性白土	石油制品的脱色
铁 矾 土	石油制品的脱色, 气体的干燥
脱 色 炭	糖液的脱色, 油脂及蜡的精炼, 水及其它溶液的脱色
骨 炭	糖的精炼
氧 化 铝	气体的干燥, 液体的脱水
硅 凝 胶	空气及其它气体的干燥, 石油制品的精炼, 防毒面具
分 子 筛	石油的精炼, 化学反应的载体, 气体的干燥

用水蒸气活化的活性好。但考虑成本, 我国多采用水蒸气活化。

大工业生产活性炭多采用焦炭为原料, 通常是先将焦炭粉碎、过筛, 再通过掺入沥青胶化, 压伸成型, 最后用高温水蒸气活化。其技术规格见表1-5。

活性炭还具有较为好的物理性能, 它同其它吸附剂性能比较见表1-6(A)和表1-6(B)

从上表可以看出, 活性炭的吸附表面积比较大, 主要由三种孔隙组成。

粗孔, 直径大于 2×10^{-4} mm, 一般情况下可用光学显微镜观察到。这种孔的表面积不超过 $1 \sim 2 \text{m}^2/\text{g}$ 。

中间型孔, 直径在 $14 \times 10^{-6} \sim 2 \times 10^{-4}$ mm之间, 可用

电子显微镜观察到。这种孔的表面积为每克一至数十平方米。

表1-5 活性炭的技术规格

指标名称	回收 用炭	吸附 用炭	脱磷用炭		净化水 用炭	吸磷 用炭	活性 木炭
			大粒	小粒			
苯吸附率 (%)	> 30	≥ 35					
硫容量 (g/L)			≥ 450	≥ 480			
吸酚量 (mg/g)					≥ 150		
碘吸附率 (%)						≥ 60	
丙酮吸附率 (%)							≥ 55
堆积重度 (g/L)	< 600						< 220
强度 (%)	> 90	≥ 75	≥ 85	≥ 75	≥ 70	≥ 80	
水分 (%)	< 10	< 8	< 10	< 10	< 10	< 10	< 10
粒度 (mm)					2~4	2~5	1~5
直径 (mm)	3~3.5	1.4~ 1.7	约3.0	约1.5			
长度 (mm)	3~8	2~5	3~6	2~4			
<1.0mm颗粒 (%)	< 10	< 1.0	< 1.0	< 1.0			

微孔，直径小于 $14 \times 10^{-6} \text{mm}$ ，为活性炭的主要吸附表面，一般多在 $(1.8 \sim 2.5) \times 10^{-6} \text{mm}$ ，其表面积约为 $(6 \sim 14) \times 10^5 \text{m}^2/\text{kg}$ 。

实验证明，当活性炭微孔直径比被吸附分子直径大3~4倍时，最容易被吸附。一般气体分子比较小，约在 $(0.3 \sim 0.5) \times 10^{-6} \text{mm}$ ，所以易被吸附。反之，大分子则不易被吸附。

表1-6(A) 活性炭与其它吸附剂物理性能比较

性能指标		活性炭	氧化铝	硅胶
比重	(kg/L)	0.75~2.1	2.1~2.35	2.1~2.3
散重	(kg/L)	0.3~0.5	0.75~0.88	0.65~0.75
表观密度	(kg/L)	0.7~0.9	1.6	0.7
孔隙率	(%)	50~75	35~48	50~65
内表面积	(m ² /kg)	6×10 ⁵ ~ 14×10 ⁵	3×10 ⁵ ~ 4×10 ⁵	6×10 ⁵
粒度	(mm)	1~4	2~8	2~8

表1-6(B) 活性炭与其它吸附剂的物理性能比较

项目 吸附剂	比表面积 (m ² /g)	微孔容积 (cm ³ /g)	大孔容积 (cm ³ /g)	假比重 (g/L)	真密度 (g/cm ³)	表观密度 (g/cm ³)	比热容 (J/(kg·K))
吸附用粒状 活性炭	1000~ 1500	0.6~0.8	0.5~0.8	300~450	约2.0	约0.6	840
水处理用 活性炭	500~800	0.3~0.6	0.3~0.4	300~550	约2.0	约0.6	840
脱色用粒状 活性炭	700~ 1400	0.45~ 1.2	0.5~1.9	250~500	约2.0	—	840
小孔硅胶	600~850	0.35~ 0.45	<0.1	700~800	约2.2	约1.1	920
大孔硅胶	250~350	0.3~ 0.45	0.05~ 0.1	400~800	约2.2	约1.1	920
活化氧化铝	300~350	0.4	约0.1	700~800	约3.0	约1.2	880
分子筛	500~ 1000	0.25~ 0.30	0.35~ 0.4	600~900	约2.6	1.1~1.5	920

参考文献

- (1) Adsorption on Solids, 1974, p566~577.
- (2) Industrial Carbon, 1947, p172~174.
- (3) 华东化工学院等编,《化工过程与设备》, 1961, p540.
- (4) 新华化工厂活性炭说明书.
- (5) Wasser, Luft Und Betrieb, 16, 1972, Nr.2p33~39.
- (6) Chemie-Ing-Techn, 46, Jahrg, 1974, Nr.18, p757~762.
- (7) 《气体与蒸气的工业吸附》(苏), 郑焜等译, 化学工业出版社, 1960.

微信号: XK0984

第二章 发射药生产中 的溶剂回收

第一节 溶剂回收的工艺流程及设备

溶剂回收包括吸附和蒸馏两个化工单元过程。吸附是利用鼓风机将各生产工房中挥发的酒精、乙醚气体抽入吸附器中。吸附器中装有活性炭，利用活性炭的巨大吸附表面将酒精、乙醚收集起来，再利用水蒸气将活性炭中吸附的溶剂脱除（解吸）出来。脱除出来的溶剂含有大量的水分，俗称混合液。混合液还须送入蒸馏单元进行蒸馏，从而制得合格的产品，重新用于生产。脱除后的活性炭含有大量水分，还需进行烘干、吹冷才能用于再吸附。其工艺流程见图2-1。

吸附所用设备，按流程顺序主要为：抽风口、过滤器、防爆器、鼓风机、空气冷却器、加热器、吸附器以及冷凝、冷却输送设备等。下面介绍主要设备的情况。

一、过滤器

过滤器又叫除尘器，主要用于收集抽入风管内的易燃易爆粉尘，杜绝爆炸事故的发生。除尘的方法有沉降、旋风、袋滤、水膜、水浴（或油浴）等。在发射药生产中多采用袋四箱除尘器，见图2-2。

袋四箱除尘器内装有四盘瓷环，瓷环上粘有碱性油脂，瓷环厚度26mm。为防止换过滤器时摩擦起火，瓷环盘用有

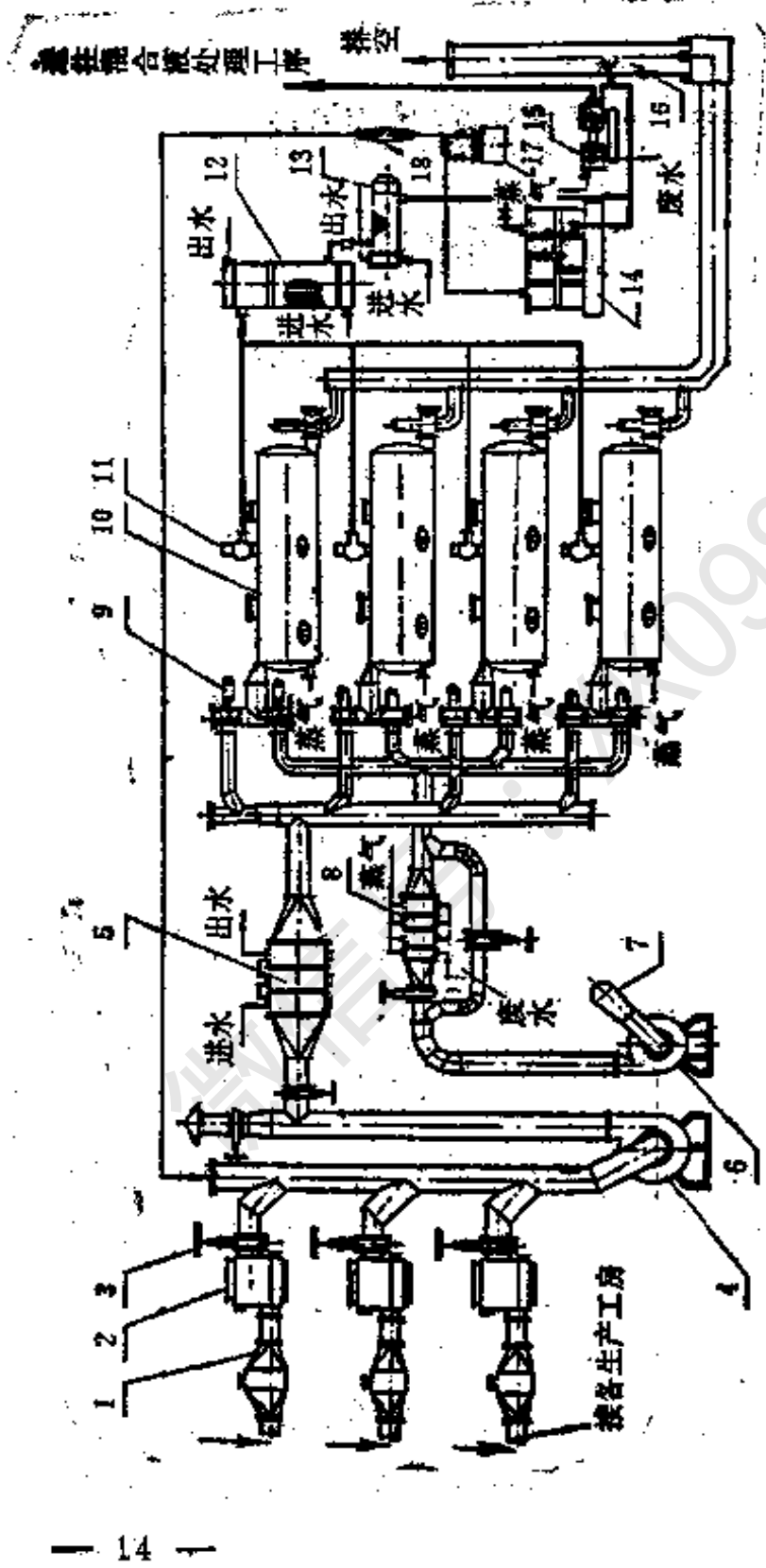


图2-1 溶剂回收工艺流程图

- 1—过滤器；2—防爆器；3—关开；4—鼓风机；5—空气冷却器；6—烘干吹冷鼓风机；7—空气吸入口；8—空气加热器；9—油压开关；10—吸附器；11—脱除气体出口开关；12—冷却器；13—稀释器；14—计量槽；15—蒸气泵；16—排气筒；17—稀释器；18—防爆管

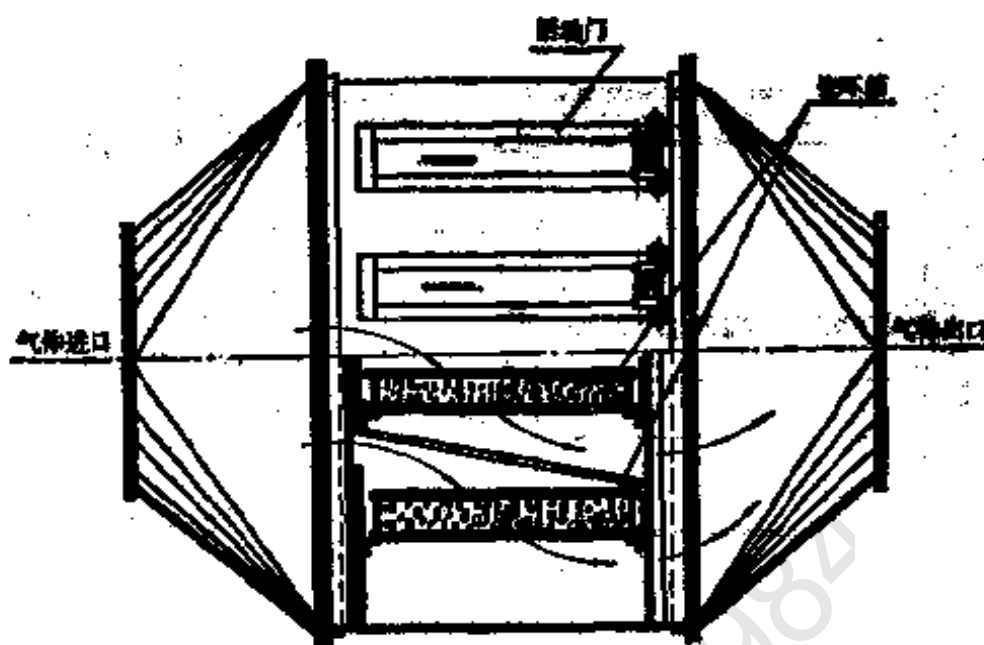


图2-2 袋四箱除尘器

色金属制造或衬以有色金属。

二、防爆器

防爆器又叫阻火器或火焰断开器。由于回收系统与生产工房相连，一处起火，必然会通过管道传火传爆于其它工房。为防止连锁爆炸发生，必须在每个工房的抽风支管上装防爆器。有的工厂不但每个工房的抽风支管上装防爆器，总管也装防爆器。一般多采用鹅卵石防爆器或铜网为隔层的填满铜螺线的空腔型防爆器。鹅卵石防爆器见图2-3。

鹅卵石防爆器内装有 $\phi 10 \sim 20 \text{mm}$ 的卵石，卵石层厚度 $100 \sim 150 \text{mm}$ ，两端开有防爆孔，用 0.5mm 铝皮或马粪纸做防爆板。

三、鼓风机

它是溶剂回收系统的主要动力设备。由于从各工房内抽回的空气中含有大量的溶剂及少部分硝化棉粉尘，当通过鼓

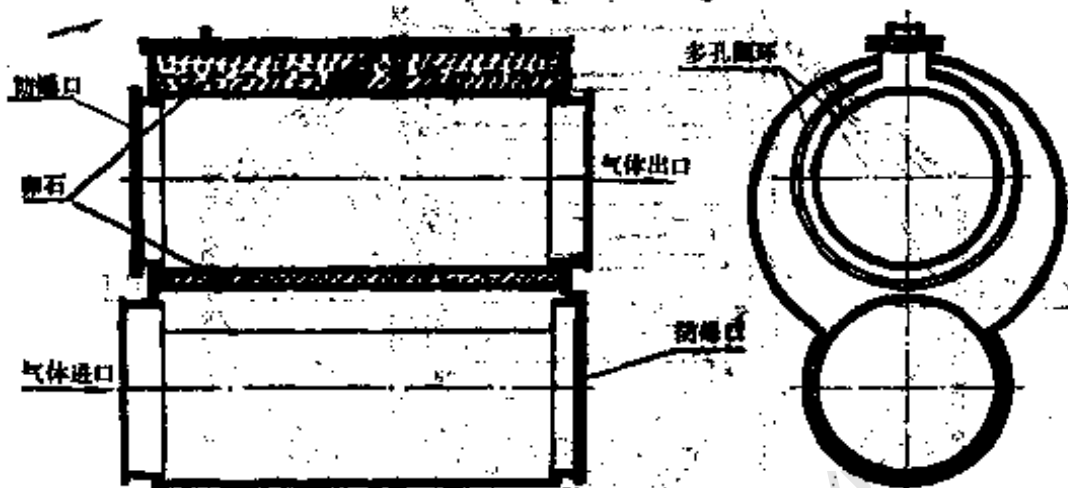


图2-3 鹅卵石防爆器

风机时，由于溶剂浓度多呈瞬时变化，时高时低，故抽溶剂的鼓风机必须采用防爆鼓风机，电机亦需防爆，最好用墙把鼓风机隔离开来。

四、空气冷却器

溶剂气体通过鼓风机加压后一般升温 10°C 左右，需要冷却降温以利于吸附的进行。由于冷却器截面比风管大，风速突然降低就会造成发射药中粉尘沉降，为便于清扫起见，应开设人孔，定期清扫。

五、吸附器

它是溶剂回收的主体设备，要求有高的吸附效率，吸附、解吸、烘干、冷却操作都能均匀进行，装炭量大，生产能力大，形式紧凑，便于操作。同时要求操作费用低，活性炭、水、电、汽消耗低。当然这些消耗指标还和溶剂种类、工艺条件、设备形式、规模有关。

吸附器的种类，大体上可分为：固定层吸附器、移动层

吸附器、流动层吸附器。

1. 固定层吸附器

此类吸附器可分为立式吸附器、卧式吸附器以及相应的改进形式。

立式吸附器分为立式柱状、立式环状两种，其构造见图2-4和2-5。

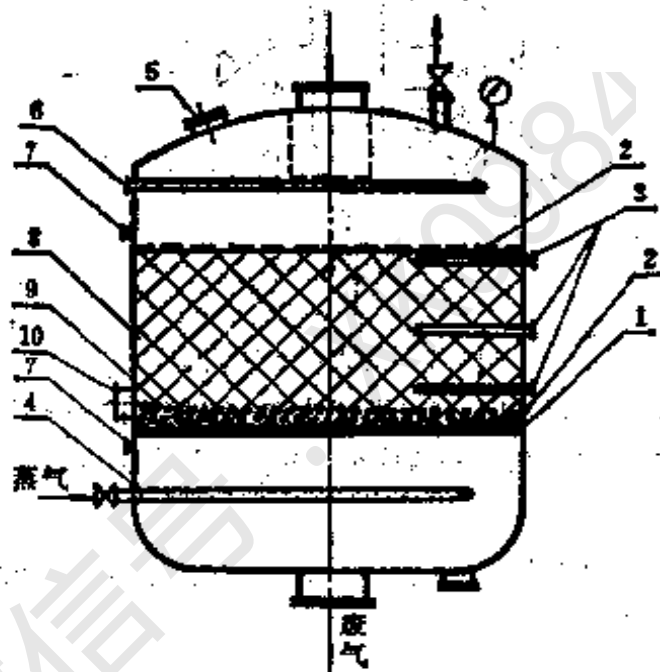


图2-4 立式柱状吸附器

1—多孔板；2—铜丝网；3—温度计；4—蒸气管；5—防爆孔；6—安全水管；7—测压管；8—活性炭；9—卵石或焦炭；10—卸料口

立式吸附器的优点是炭层表面分配比较均匀，但因设备高、厂房布置需要两层，管理困难，一般炭层比卧式吸附器高，压力降较大。在炭层厚度相同时，装炭量少，因而生产能力较小。

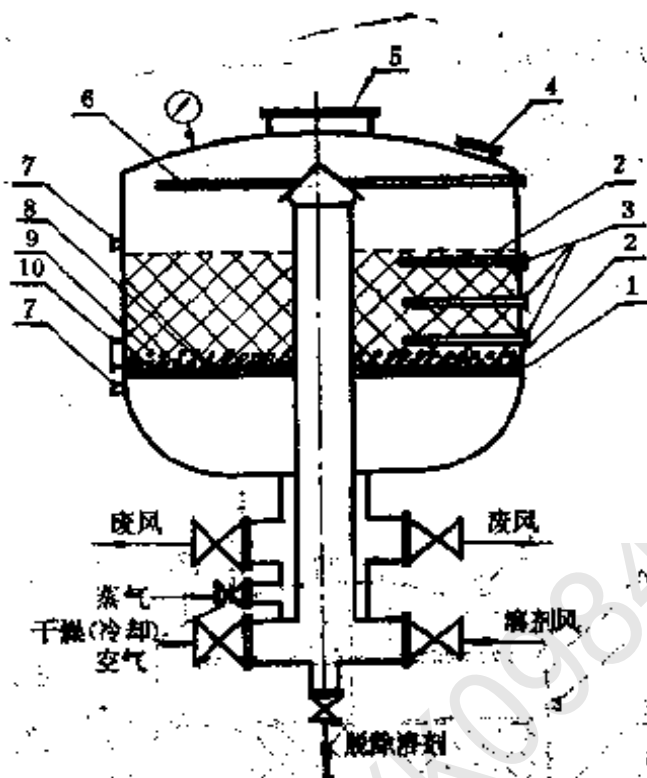


图2-5 立式环状吸附器

1—多孔板；2—铜丝网；3—温度计；4—防爆孔；5—人孔；6—安全水管；7—测压管；8—活性炭；9—卵石或焦炭；10—卸料口

卧式吸附器构造简单，装炭量多，可露天放置，其构造见图2-6。

吸附器的大小，随生产量而定。立式吸附器一般直径为3~4m，高3~4m。卧式吸附器直径2~3m，长5~10m，装炭量随容量而定。炭层厚度立式为1~1.5m左右，卧式为0.6~1.5m，当然也有侧卧者。一般说来，炭层太厚增大气体阻力，减少风量；炭层太薄，装炭量少，减少生产周期，脱除（解吸）频繁，加大蒸气及溶剂损失。

吸附器内下部有支承板，上面铺上金属丝网，网上压铅条，有时金属网上放瓷环（或卵石、焦炭），以防解吸时

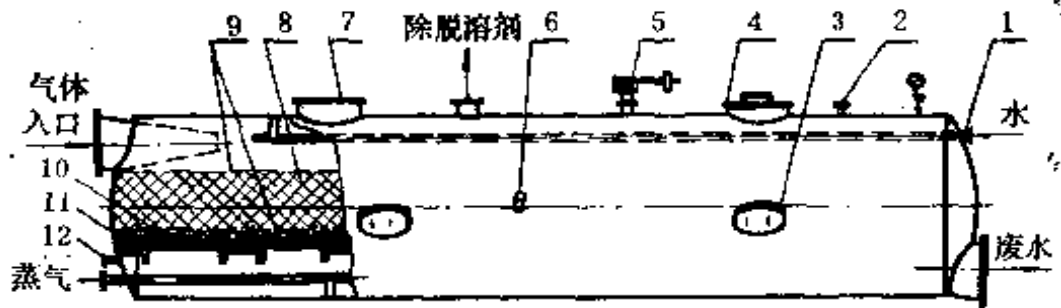


图2-6 卧式吸附器

1—安全水管；2—取样孔；3—卸料口；4—入孔；5—安全阀；6—温度计；7—防爆孔；8—活性炭；9—铜丝网；10—卵石或焦炭；11—多孔板；12—取样孔

蒸气吹动使活性炭下漏。上层亦铺一层金属网，并压上铅条，以防活性炭吹散。

由于吸附是放热过程，为了避免局部过热，产生爆炸，吸附器上设有防爆孔（用0.5mm铝皮做防爆板）、温度计、灭火水管及测温、测压、泄爆装置。

吸附器上有直径600mm开关三个，直径200mm开关一个，开关的密封至关重要，现在多采用耐油橡胶垫密封，效果极好。

另外还有吸附器转动，配管不动或配管转动，吸附器不动的连续操作吸附装置，见图2-7。

2. 移动层吸附器

此类吸附器又叫超吸附法装置。它系利用活性炭的移动，连续地进行气体分离的装置。其构造见图2-8所示。

移动层吸附器没有必要如固定层吸附器那样设置许多个充填层吸附装置。在吸附剂的充填高度方面，它也仅仅只在吸附带的长度上进行适当的分配。从再生的时间来看，它可以

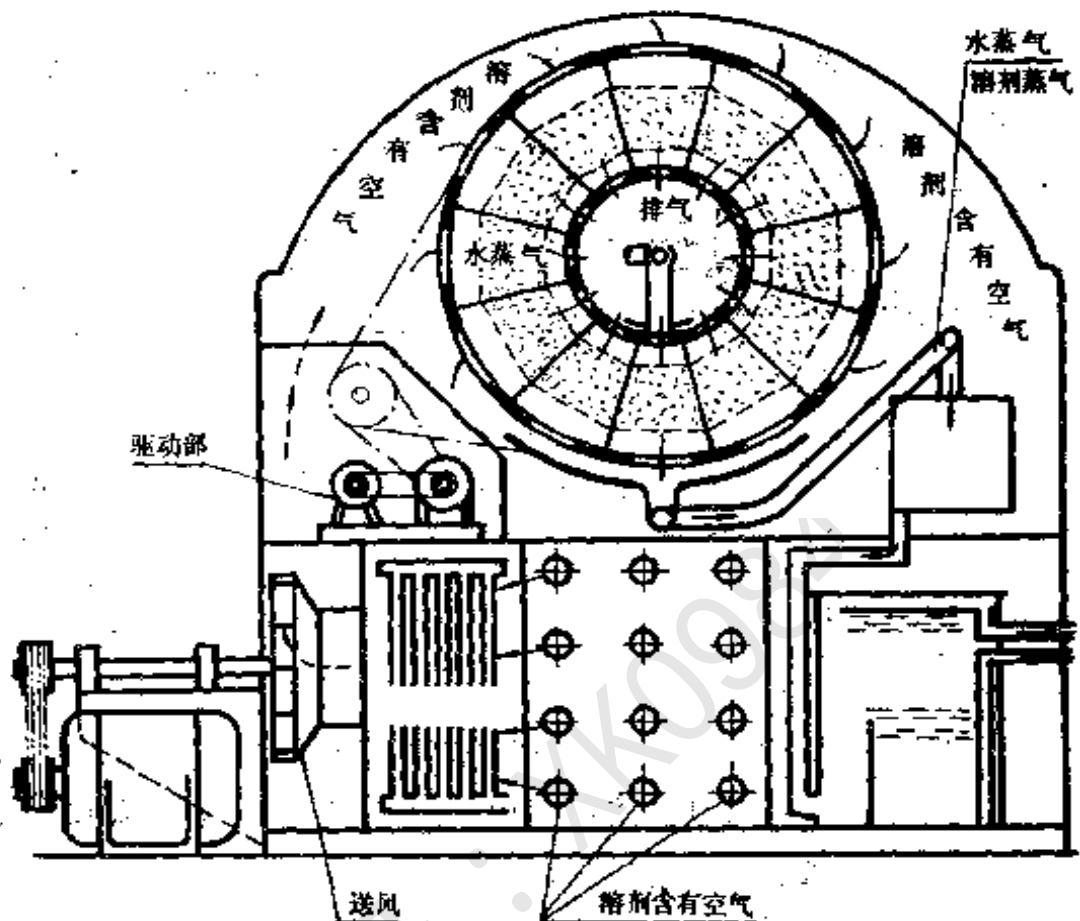


图2-7 连续操作吸附装置

利用吸附剂数量较少这一优点，迅速进行再生。

3. 流动层吸附器

这种装置作为工业规模得到应用已有二十多年了，它主要用于气体吸附回收。1959年曾被首先用于粘丝纺丝浴蒸气中回收 CS_2 ，其处理量达 $42500m^3/h$ 的大容量。近年来由于融熔造粒法球形沥青炭的问世，耐磨性好、流动性好（球的直径仅 $0.8mm$ ）、吸附能力强的活性炭的供应问题解决了，从而连续吸附装置得到较快的发展。图2-9和2-10为

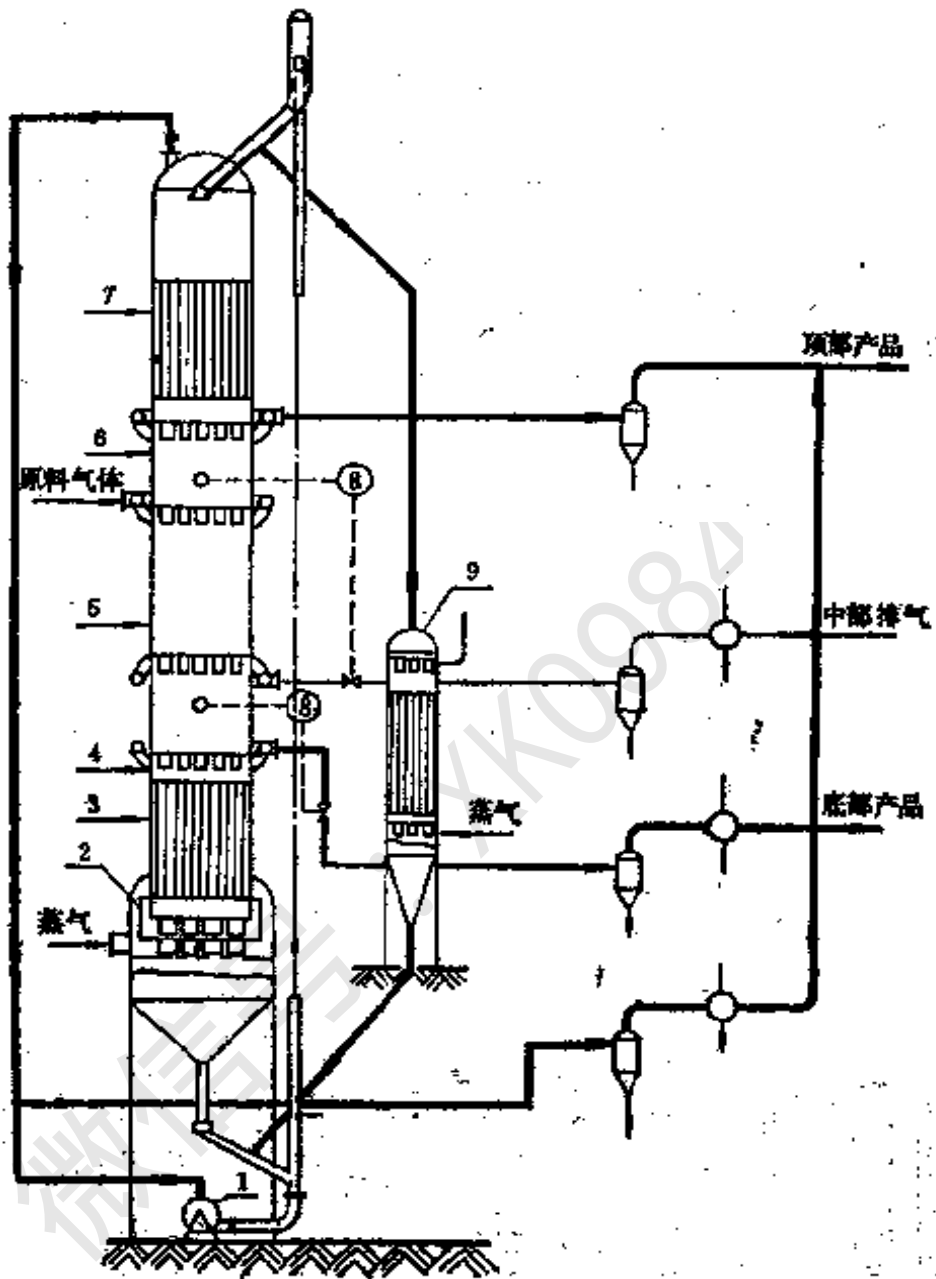


图2-8 移动层吸附器

1—升扬鼓风机；2—卸料控制装置；3—加热器；4—脱吸段；5—精馏段；6—吸附段；7—冷却器；8—温度记录及控制仪器；9—再生器；

两种流动层吸附器。

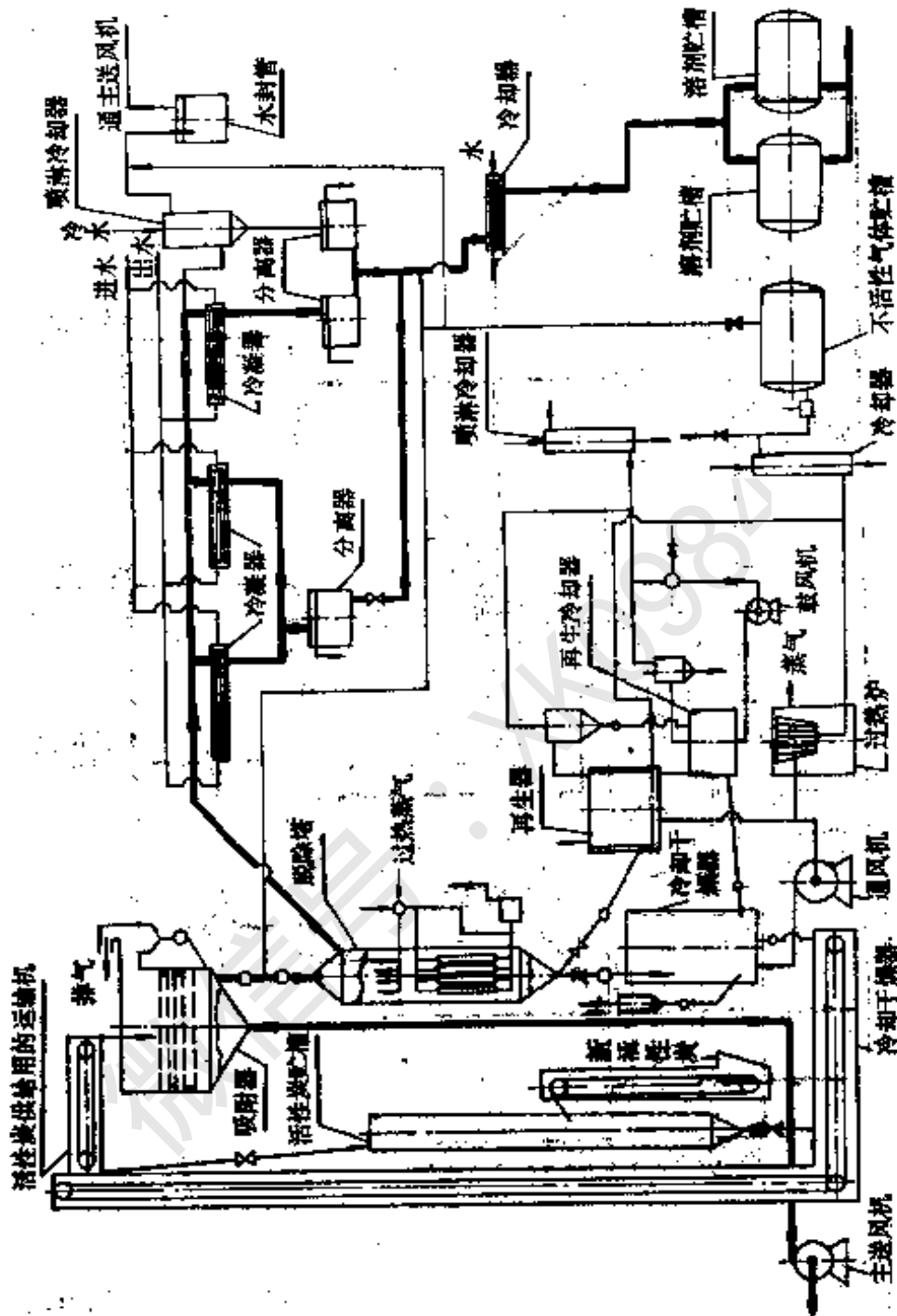


图2-9 流动层吸附器

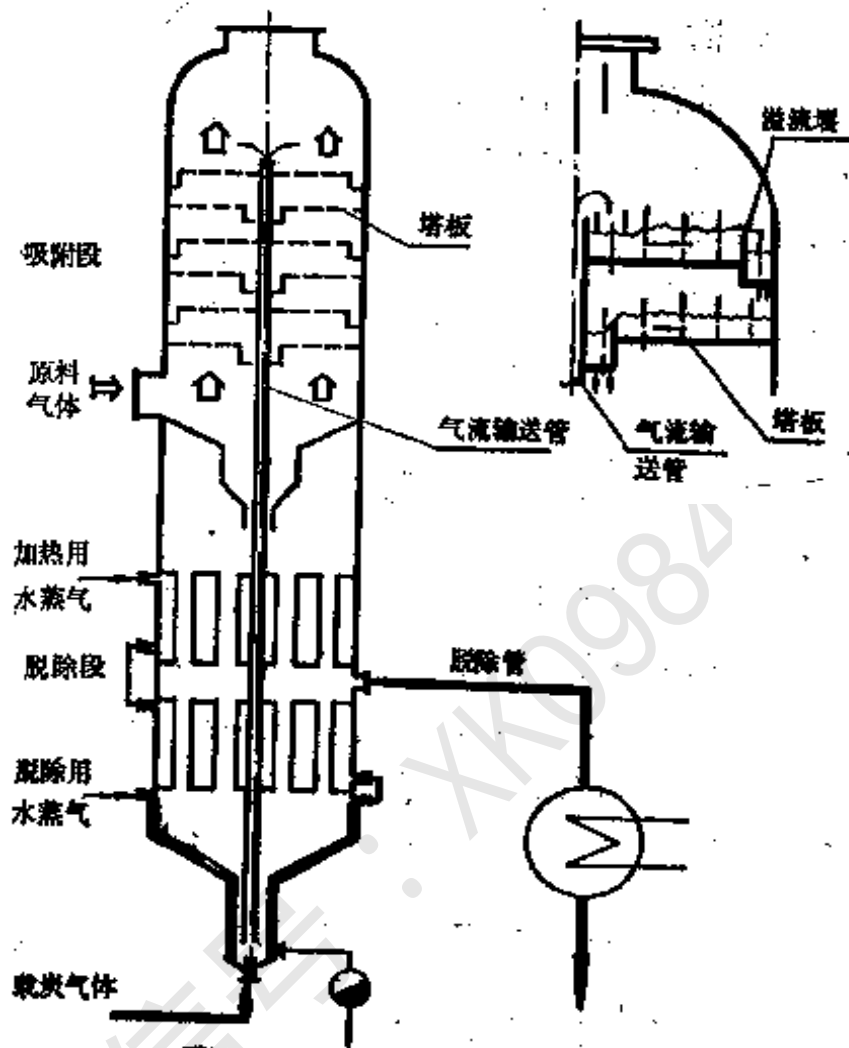


图2-10 多段流动层吸附器

在流动层吸附器中，通过的流体可以采用大的流速，这点对缩小吸附塔径是有利的。但在流动层中，转入到再生工程的吸附剂，不象固定层吸附器、移动层吸附器那样近于饱和。从单位热耗来看，经济性差一点，在吸附剂磨损方面，流动层吸附器最为剧烈。因此，吸附量大的场合才采用流动层吸附器。

用于抽回溶剂的风管应有接地装置；每隔15~20m应有

人孔，以便定期清扫。

六、计量槽

解吸出来的溶剂，应进行计量。计量槽应装有防爆孔、微压计，其输送装置为安全起见，多采用蒸气泵。

七、稀释器

浓度大的溶剂气体，在进入鼓风机前要通过稀释器混入空气，使其达到爆炸极限以下。

第二节 抽回效率

抽回是溶剂回收的第一道工序。单基药生产中，在驱水工序加入酒精550~700kg，其中60%以上带入下道工序，在胶化工序加入乙醚380~500kg，大部分带入下道工序。这些溶剂在最终产品中含量极微，大都在加工过程中挥发到大气中。其挥发情况见表2-1和表2-2。

表2-1 间断式生产工艺各工序溶剂挥发量

工序名称	药型	驱水	胶化	压伸	凉药	切药	预烘	其它
挥发量 (kg/t)	枪药	11.1	29.6	214.5	88.7	55.5	329.5	11.1
	炮药	10.2	27.2	163.2	—	40.8	435.0	13.6
占总挥发量 (%)	枪药	1.5	4.0	29	12.0	7.5	44.5	1.5
	炮药	1.5	4.0	22.5	—	6.0	63.5	2.0

为了多回收溶剂，必须设法将各处挥发的溶剂抽回来。这样就必须设置高效率的抽回装置，并尽可能合理地分配抽

表2-2 炮药连续工艺各段溶剂挥发量

工序名称 挥发量	驱水	第一联动机	第二联动机	其它
酒精挥发量 (kg/t)	14	30	259	4
乙醚挥发量 (kg/t)	—	70	317	10
总挥发量 (kg/t)	14	100	576	14
占总挥发量 (%)	2	14	82	2

风量。

抽风口应设在生产设备的下部，靠近溶剂挥发的地方，因为酒精、乙醚蒸气比重都大于空气（常温下酒精蒸气比重为空气的1.59倍，乙醚蒸气比重为空气的2.55倍）。

抽风口应有适当大的面积，以增大回收面。但不能过大，过大会使抽风口的风速减小，影响抽回效率。一般抽风口的风速要大于溶剂蒸气的扩散速度（在常温常压下，酒精、乙醚蒸气的扩散速度分别为0.54m/s，0.25m/s），最适宜的回收口风速为2~4m/s，风管内风速一般为8~12m/s，工房最好保持一定负压。

抽风口应该设置在溶剂集中挥发的地方，远离门窗及送风口，以免抽空风。

溶剂贮槽应备有抽风口，因为溶剂贮槽的呼吸损失即进出料时的排气损失是十分惊人的，如一个10m³的贮槽，每打进打出一次溶剂，损失乙醚1.75~2.5kg，酒精1~1.7kg。以溶剂回收计量槽为例，以5m³体积计，每日周转24次，则损失溶剂（以乙醚计）为5×24×（1.75~2.51）=210~

301 (kg)。式中 $1.75 \sim 2.51 \text{kg/m}^3$ 为乙醚饱和蒸气的浓度。在单基药制造中，所用槽罐很多，周转频繁，因此在设置抽风口时，必须考虑槽罐的呼吸损失。

总之，抽风口的选择应保证有高的抽风效率，设施简单、安全、方便、可靠，同时还应考虑排水问题。

抽风量的分配，是提高抽回效率的关键环节之一，它的分配、选用必须合理。风量太小，溶剂抽不回来；风量太大会降低混合气体中溶剂的浓度，不但降低了活性炭的吸附效率，同时也加大了废风损失。所以，单从加大风量着手不是好办法。一般应尽量用较小风量，抽回较多溶剂。对醇醚溶剂而言，风管浓度控制在 $6 \sim 20 \text{g/m}^3$ 的范围内。一吨发射药（以日产量计）分配风量在 $3000 \sim 4000 \text{m}^3/\text{h}$ 左右，抽风量的分配系以溶剂挥发量及工艺装置情况而定。风量 E 可按下列式计算：

$$E = \frac{1000\psi W}{c_{c_0}} \quad (2-1)$$

式中 E ——风量 (m^3/h)；

ψ ——挥发量 (kg/t)；

W ——产量 (t/h)

c_{c_0} ——溶剂气体平均浓度 (g/m^3)。

为了合理分配风量，还必须定期测定溶剂挥发量及风量。

挥发量系通过物料平衡进行测定，多利用重量法（即称量进出工房前后的重量差）或测定抽风量和风管浓度的方法来进行计算。

风管内溶剂浓度的测定，有光谱干涉仪法、气相色谱法、

化学分析法等。

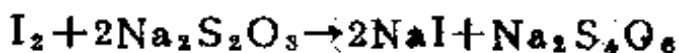
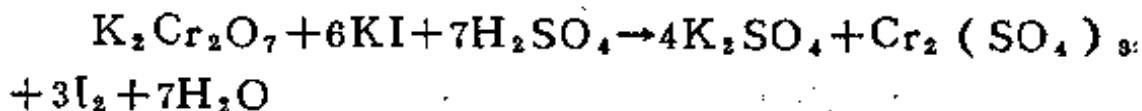
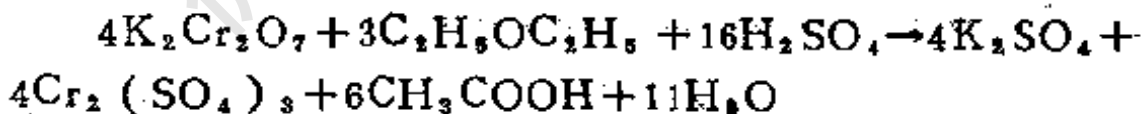
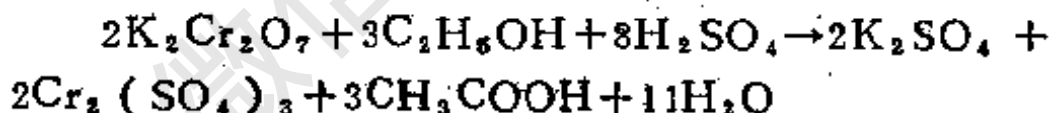
光谱干涉仪法 它是利用气体干涉仪测定不同浓度的酒精、乙醚气体的折射率，从基准曲线上查出酒精、乙醚的浓度。

气相色谱法 它是指用气体作为载气的色谱法。它系利用不同物料在色谱柱中的滞留时间不同，从而将物料分离。当分离后的物料通过检测器时，就会发出不同的信号，从而记下各种物料及含量。

化学分析法 它包括比色法和滴定法。

比色法是利用溶剂中酒精、乙醚与重铬酸钾硫酸溶液作用，使橘黄色的六价配位离子逐渐还原为不同程度黄绿色的三价配位离子，再与已知成分的标准样比色而得其含量。

滴定法的基本原理是：抽取一定体积含醇醚气体的混合气，通过装有一定量的A溶液以氧化乙醇，继而通过装有一定量的B溶液以氧化乙醚，吸收后的A溶液、B溶液加碘化钾，溶液中过量的重铬酸钾使其析出游离碘，用硫代硫酸钠滴定之。依据消耗硫代硫酸钠的量计算混合气体中乙醇、乙醚的含量。其反应方程式如下：



风量 E 的测定是利用测得的风速乘以风管截面积：

$$E = \frac{\pi D^2}{4} V \times 3600 \quad (2-2)$$

式中 E ——风量 (m^3/h) ;
 D ——风管或风口直径 (m) ;
 V ——风速 (m/s) .

通常测定风速的方法有以下两种:

风速仪法 将风速仪的指针对到零点, 然后把指针的开关关上, 再将风速仪放到测定地点, 从开始计算秒表的时间起, 即将风速仪的指针开关打开, 等秒表走 $0.5 \sim 2\text{min}$ 后, 即将风速仪的开关关闭, 根据下式计算风速 V ;

$$V = \frac{n \pi}{t} \quad (2-3)$$

式中 V ——风速 (m/s) ;
 n ——风速仪指针转数;
 t ——秒表走动时间 (s) ;
 π ——常数, 等于 $100\text{m}/\text{转}$.

另外, 现在各厂还通用热球式风速仪, 操作比较简便, 可以将插头插入风管内, 直接测出风速.

测速管 (亦称皮托管) 法 该法系利用测得的流体动压头与静压头水柱之差换算出风速. 测量时, 测速管尖端对准气流流动的方向, 其风速计算公式如下:

$$V = \sqrt{\frac{2gHy}{\gamma'}} \quad (2-4)$$

式中 V ——风速 (m/s) ;
 H ——U形管两端水柱差 (m) ;
 g ——重力加速度 (m/s^2) ;

γ' ——空气重度 (kg/m^3) ;

γ' ——水的重度 (kg/m^3) 。

测量时，一般测几个部位，求其平均值，测量地点应避免在弯头或靠近弯头处。

为保证较高的抽风效率，还必须有一套行之有效的管理制度，如回收口清扫制，门窗关闭制，过滤器清换制，防爆器清洗制，溶剂回收巡回检查制，周查制等。在生产工房中，调温送风装置应尽量远离溶剂挥发集中的地方。

在连续炮药生产工艺中，浸水段应有抽风装置，才能达到预期的回收率。

第三节 吸附过程与吸附效率

吸附是溶剂回收的关键环节，由于吸附理论仍在发展过程中，因此要极其明确地阐明吸附的详细过程是困难的。一般来说，吸附有外扩散、内扩散、吸附三个过程。

外扩散是吸附质分子从气流到吸附剂颗粒外表面的扩散；内扩散是吸附质分子沿着吸附剂的孔深入到吸附表面的扩散；吸附是吸附质在吸附剂表面的附着本身。

由于吸附速率取决于外扩散速率、内扩散速率和吸附本身的速率，而物理吸附本身的速率是极快的，因此吸附速率主要由扩散速率决定。

假若吸附剂内部扩散阻力略而不计，吸附速率可以下式表示：

$$\frac{dx}{d\tau} = K_v (y - y^*) \quad (2-5)$$

式中 x ——被吸附剂所吸附的组分量 (kg/m^3) ;

τ ——吸附时间 (s)；

y ——被吸附组分在气体混合物中的浓度 (kg/m³)；

y^* ——与单位体积吸附剂所吸附的组分量成平衡时，
组分在气体混合物中的浓度 (kg/m³)；

K_V ——体积传质系数 (s⁻¹)。

体积传质系数 K_V 可由下式计算：

$$K_V = \frac{1.6 D \omega^{0.54}}{\nu^{0.54} d^{1.46}} \quad (2-6)$$

其中

$$D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{p}{p_0} \quad (2-7)$$

$$\nu = \frac{\mu g}{\gamma} \quad (2-8)$$

以上三式中

D ——扩散系数 (m²/s)；

ω ——气体混合物流速 (m/s)；

ν ——运动粘度 (m²/s)；

d ——吸附剂颗粒直径 (m)；

D_0 ——273K、 1×10^5 Pa 时的扩散系数 (m²/s)；

T ——吸附温度 (K)；

T_0 ——温度，其值等于273K；

p ——温度为 T 时被吸附组分在气相中的分压 (Pa)；

p_0 ——温度为 T_0 时被吸附组分在气相中的分压 (Pa)；

μ ——气流粘度 (kg·s/m²)；

g ——重力加速度 (m/s²)；

γ ——混合物的重度 (kg/m³)。

由于吸附速率受许多因素的影响，所以在设计吸附器时必须借助经验。

在固定层吸附器内，吸附过程的浓度变化可用图 2-11 表示。

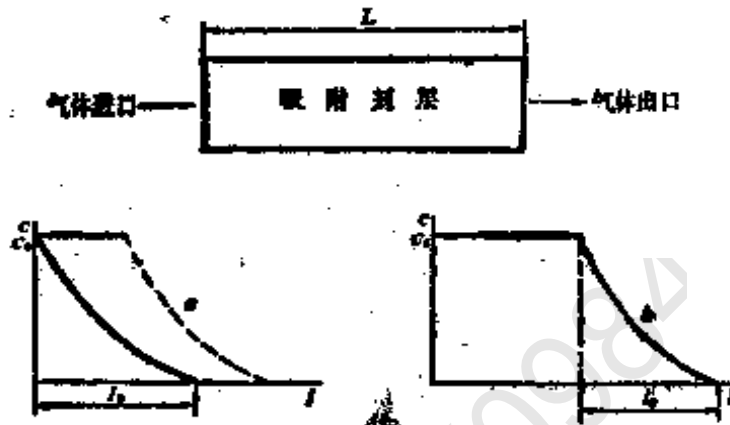


图2-11 吸附剂层内浓度变化图

图 2-11 表示沿吸附剂层气体中吸附组分浓度的变化曲线。在吸附开始时，气体进口处吸附组分浓度为 c_0 ，随后不断下降，至 l_0 处全部被吸附。随着吸附过程的进行，进口处吸附剂层渐次被饱和，曲线遂移至虚线 a 处。当曲线移至图中， b 时，气体出口处开始出现被吸组分，此时为转效点。这时吸附操作遂告终止，而转入再生，从吸附开始到转效点的全部吸附进行时间称为转效时间。

从图 2-11 中 b 处可以看出，至转效点的全部吸附剂除 l_0 一段外，已全部被吸附组分所饱和（与 c_0 相平衡），唯 l_0 一段未被饱和，单位吸附剂所吸附吸附质的量并未达到其静活性。此时所吸附的量称为动活性。动活性总是小于静活性。用活性炭作吸附剂时，其动活性约为静活性的 85~95%。

在设计计算时，应以动活性为准，但动活性常为未知

数。故先假设吸附剂层至吸附阶段完成时全部处于饱和状态，其平衡吸附量为 x^* ，则

$$\gamma_n x^* S L = \omega S c_0 \tau \quad (2-9)$$

$$\tau = \frac{x^* \gamma_n}{\omega c_0} L = KL \quad (2-10)$$

$$K = \frac{x^* \gamma_n}{\omega c_0} \quad (2-11)$$

式中 c_0 ——进口气体吸附组分含量 (kg/m^3)；

x^* ——平衡吸附量即静活性 (kg/kg)；

S ——吸附剂层截面积 (m^2)；

L ——吸附剂层长度 (m)；

ω ——气流速度 (m/s)；

τ ——吸附阶段时间即转效时间 (s)；

γ_n ——吸附剂堆积重度 (kg/m^3)。

现既有 l_0 段未全部饱和，于是上式可以修正如下：

$$\tau = K(L - n) \text{ 或 } \tau = KL - \tau_0 \quad (2-12)$$

式中 n 、 τ_0 ——分别为当量长度损失和当量时间损失。

上式即为希洛夫公式， K 、 τ_0 （或 n ）由实验决定。

从吸附的过程中可以看到，影响吸附效率的因素是多方面的，它涉及到吸附质的气体浓度、温度、流速以及吸附剂、吸附装置等许多因素。

1. 混合气体中溶剂分压（或浓度）的影响

综合吸附过程的各种理论，都认为吸附剂吸附吸附质的数量，是随被吸附气体的分压和吸附过程的温度而变化的，即

$$a = f(p, t) \quad (2-13)$$

式中 a ——吸附量，即被单位重量或单位体积吸附剂所吸附吸附质的质量；

p ——被吸附组分在气相中的分压；

t ——吸附过程的温度。

当恒温时 $a = f(p)$ (2-14)

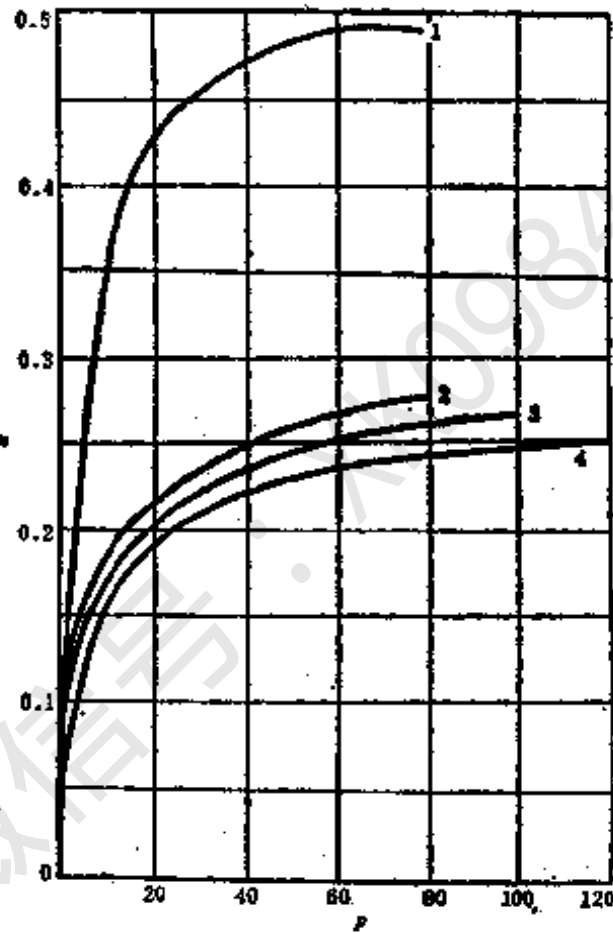


图2-12 酒精、乙醚及不同组成的混合物的吸附等温线

p —吸附蒸气压 ($\times 133.322 \text{Pa}$)；

a —以1kg吸附剂为基准所吸吸附质的量 (kg/kg)。

- 1—100%酒精；
- 2—70%（重量）的乙醚及30%（重量）的酒精；
- 3—80%（重量）的乙醚及20%（重量）的酒精；
- 4—100%的乙醚

表示达到平衡状态后的这种函数关系曲线称为吸附等温线。

混合气体中溶剂的分压愈大，则吸附量愈大。图2-12是酒精、乙醚及不同组成的混合物的吸附等温线。

在工业的大生产中，由于回收气体中溶剂含量过低，又势必在废水中带走一部分溶剂，从而使吸附效率有所降低。所以在工厂溶剂回收中，应严禁抽空气的现象发生。一般单基药生产中，气体中溶剂浓度多控制在 $5\sim 20\text{g}/\text{m}^3$ 的范围内。

2. 吸附温度的影响

吸附过程伴随着热量的发生，吸附热随吸附质不同而异，有时其量甚为可观。在工业上，吸附过程的热量计算时，蒸气状态的物质其吸附热常常取其凝聚热，这种假定在计算中可引起较大的误差。因为实际的吸附热 q 是凝聚热 q_k 与润湿热 q_c 的总和，即

$$q = q_k + q_c \quad (2-15)$$

只有在凝聚热相对的很大，而润湿热相对的小时，才可以将润湿热予以忽略。

活性炭的积分吸附热，可通过计算或测量而得到，表2-3为几种有机物质的活性炭积分吸附热。

由于吸附过程是放热过程，所以温度愈高吸附量愈低，这点从图2-13中也可以看出。

在工业生产中，为了提高吸附效率，含有溶剂的气体进吸附器前要用空气冷却器进行冷却，最好控制在沸点以下，温度低时亦可以不进行冷却。

3. 溶剂气体通过炭层的流速与炭层厚度的影响

表2-3 活性炭的积分吸附热

炭上的被 吸附物	温度 ℃	吸附浓度 L/kg	积分吸附热				差额 (%)
			测量数据		计算数据		
			kcal/kg ^①	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg	
三氯甲烷	0	107.1	65.67	274.9	62.8	262.9	4.36
	25	94.45	56.7	239.4	54.5	228.2	3.88
乙 醚	0	99.34	60.61	253.8	58.1	243.3	4.13
	25	65.83	45.41	190.1	40.1	167.9	11.8
苯	0	81.03	52.54	220.0	56.0	234.5	6.58
乙 基 氯	0	124.8	61.03	255.4	58.4	236.1	7.54
	25	99.49	50.76	212.5	44.0	184.2	13.31
甲 烷	25	17.72	3.89	16.2	4.32	18.1	11.0
乙 烯	0	55.75	16.5	69.1	20.1	89.2	21.8
二硫化碳	0	15.32	76.87	322.3	72.6	304.0	5.55
	25	13.05	65.88	275.8	61.3	255.7	6.95
甲 醇	0	127.4	70.08	293.4	75.9	317.8	8.31
	25	158.03	88.06	368.7	84.3	352.9	4.04
甲酸乙酯	0	96.73	59.70	250.0	62.7	262.5	5.02

①为了使用上的方便，本书表格中保留了与SI单位制对应的某些非SI单位制。——著者

在计算固定层吸附器时，吸附剂层中气流的速度和吸附剂层本身的厚度，一般都根据实验资料求得。适当的选择这些数据，可以大大地降低吸附操作费用并提高吸附效率。

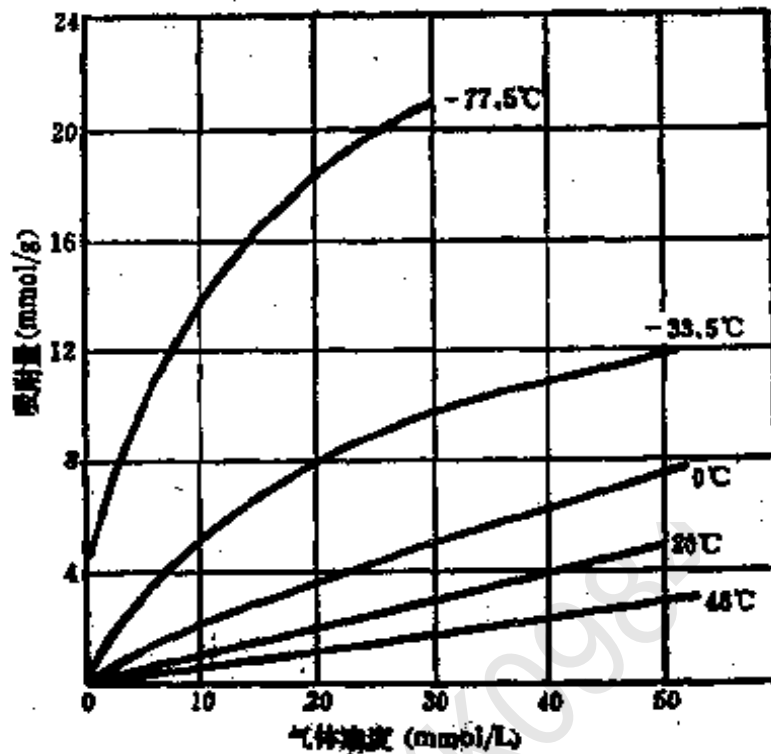


图2-13 各种温度下炭吸附一氧化碳的等温线

在吸附过程中，活性炭总有一段未被饱和，因此增加厚度可以提高活性炭的利用率。如炭层有200mm未被饱和，当炭层总厚度为600mm时活性炭饱和率为66.6%，当炭层厚度增至1000mm时，活性炭饱和率为80%，饱和率增加13.4%。因此，在经计算允许的条件下，适当增加炭层厚度有利于提高吸附效率。同时增加炭层阻力，减少了风速也有利于吸附。但风速太小会影响抽回效率，设备能力发挥不出来；风速太大，增大废风中溶剂损失，会影响吸附效率。

据计算，用活性炭回收空气中的酒精乙醚气体，在一定条件下最适宜的风速为10m/min，最适宜的炭层厚度为0.73m。

通过生产实践，在风速为9~10m/min时，炭层厚度可以增加至0.9m左右。

4. 混合气体中湿度及活性炭含水量的影响

活性炭对水蒸气的吸附能力虽然不高，但当混合气体中水分含量过高时，活性炭的活化表面就会被凝聚的水蒸汽所占据，从而降低吸附效率。所以要求混合气体中湿度愈低愈好。活性炭含水量愈高，其吸附活性愈低。有人用丙丁烷液化气体作含水量的吸附试验，证明活性炭含水量达28.6%时，吸附活性完全丧失。活性炭吸附活性与含水量的关系见图2-14。所以，在解吸后必须对活性炭进行烘干。

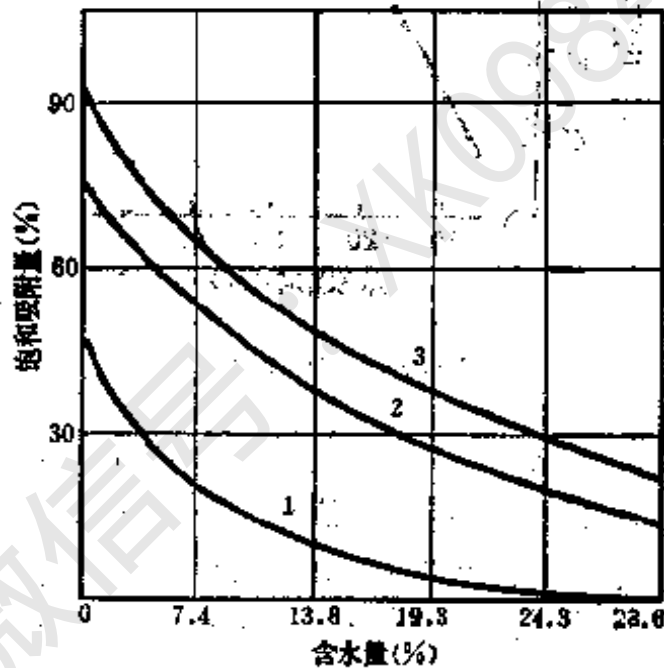


图2-14 活性炭吸附活性与含水量的关系

1—丙丁烷；2—60℃气体汽油；3—60~132℃气体汽油

5. 活性炭的选用

吸附效率的大小与活性炭的选用关系极大。一般流化床适合用小粒径炭，如直径0.9~1mm；固定床则适合用大粒

径炭，如直径2~4mm。为减少活性炭对溶剂气体通过时的阻力，气体吸附多用2~4mm或6~12.5mm粒径的炭。同时要求选用比表面大的活性炭，以加大吸附量。图2-15表示了比表面积与苯吸附率的关系。

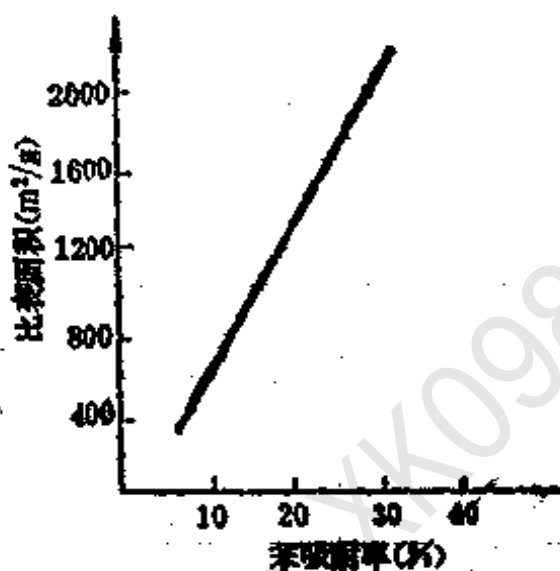


图2-15 比表面积与苯吸附率的关系

以上指一般的情况，但单从表面积还不能说明问题，比如细孔过大过小都会使吸附率降低，这关系到孔径和孔径分布问题。从孔径来说，水用 $(1.8 \sim 2.5) \times 10^{-8}$ mm，气体用 $(1.8 \sim 2.0) \times 10^{-8}$ mm。另外活性炭的强度也颇为重要，不然活性炭粉碎过多，使吸附剂层烘不干形成结块，从而使溶剂气体集中在不结块的地方通过，也会造成吸附效率下降。

第四节 脱除效率

脱除又叫解吸。当吸附器废风有溶剂逸出时，说明吸附

接近饱和。停止吸附，通入水蒸气（或加温）将活性炭吸附的溶剂驱除出来，经过冷凝冷却，形成混合液送去蒸馏。影响脱除效率的主要因素如下：

一、脱除温度

因吸附时放出大量的热，故在脱除时必须加热才可以将活性炭中的溶剂驱除出去。加热温度应根据溶剂沸点决定，一般要超过溶剂沸点 $15\sim 20^{\circ}\text{C}$ 。脱除的关键是提高炭层温度，在脱除后期尤为重要。因此，蒸气压力（温度）的高低，直接影响到脱除效率，对沸点较高的溶剂尤其如此。

二、脱除过程和沸点控制

在固定床吸附器中，脱除过程和进汽压力不是恒定的，它随着活性炭中溶剂的驱除情况而变化，见图2-16。

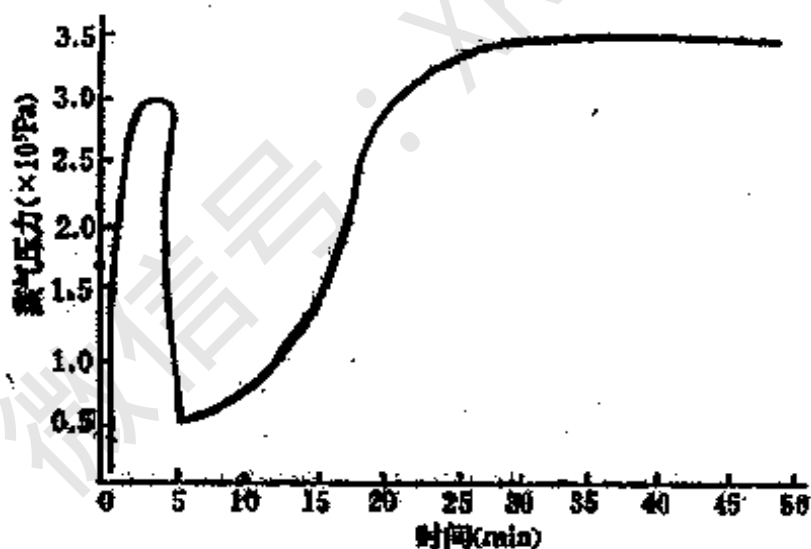


图2-16 脱除时间与蒸气压力变化曲线

脱除过程一般分为四个阶段：

1. 排除空气阶段（预热阶段）

脱除前吸附器内除有被吸附的大量溶剂外，还有大量空

气（随吸附器大小而异）。这些空气和乙醚混合后，乙醚就不容易冷却下来。因此在炭层温度未升高之前（即乙醚脱除之前），快速而均匀地加大蒸气压力，迅速将槽内空气赶净，这个阶段称为排除空气阶段。

2. 排除乙醚阶段

当冷凝器内有溶剂凝出时，则迅速将蒸气压力降低，使乙醚快速脱除。因乙醚沸点低，传热系数小，在快速脱除的情况下冷凝不下来，会造成溶剂重新返入回收系统，恶性循环，破坏回收操作。这个阶段称为排除乙醚阶段。脱除产物大部分是乙醚。

3. 转化阶段

当冷凝器内馏出物逐渐减少时，可逐渐加大蒸气压力，这时馏出物乙醚含量逐渐减少，酒精含量逐渐增加。由于高温及水蒸气的作用，炭层表面及毛细管深处溶剂大部分被驱除。

4. 排除酒精阶段

脱除一段时间后，炭中还残留一部分溶剂（大部分是酒精）。这时可加大蒸气压力，使炭层温度升到 115°C 以上，以期将酒精脱除干净。

脱除操作对脱除效率的影响很大，应注意防止操作中的喷气现象，保持吸附器的正负压平衡或稍有负压。

实验证明，脱除过程中各种溶剂的浓度变化是有一定的规律的，如图2-17所示。

脱除时间，不但影响到脱除效率，而且影响到蒸气消耗，两者成本之差最大的那一点相当于脱除的最佳时间。图2-18表示最大差额在 $55\sim 60\text{min}$ 之间出现。

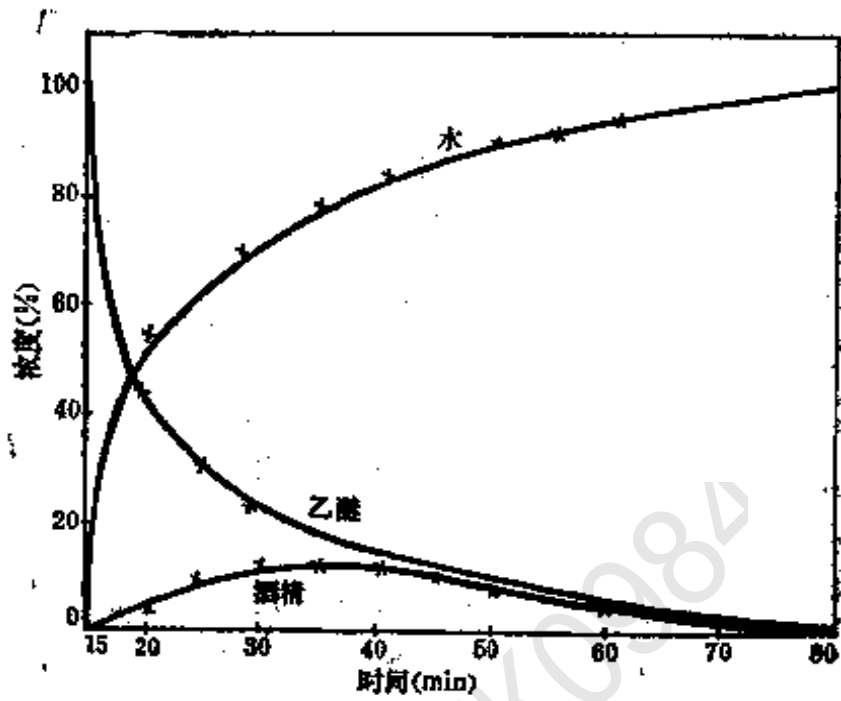


图2-17 脱除液中的瞬时浓度变化

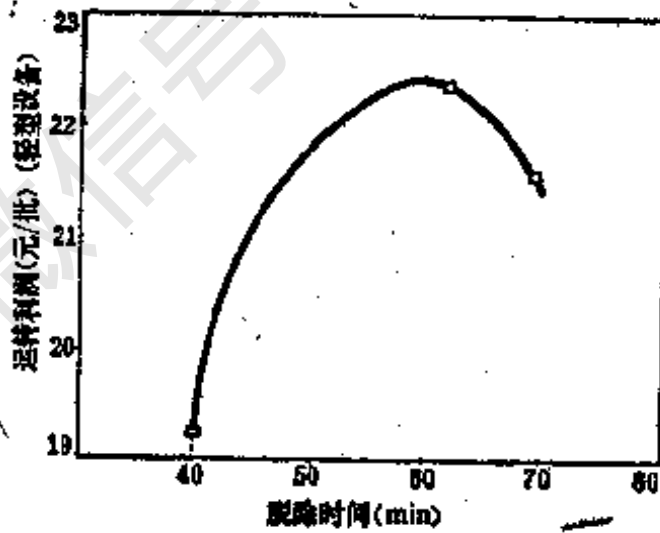


图2-18 最佳脱除时间

第五节 溶剂回收中的安全技术

由于回收系统接触大量可燃易爆有机溶剂及硝化棉粉尘，这是造成爆炸的内因，特别是回收系统管道接连各工房，若一处起爆，必然会通过管道引燃其它工房，造成工厂被炸。如1926年德国火药厂的爆炸，国内也有类似情况。因此，回收系统的安全技术工作必需加以重视。

一、溶剂物性系数及爆炸极限的计算

由于溶剂及粉尘与空气混合后，在一定的条件下，要产生燃烧与爆炸现象。所以，在工业生产中，溶剂浓度一定要控制在爆炸极限之内。一般单基发射药用的溶剂有酒精、乙醚、丙酮、乙酸乙酯等。国内多数工厂采用醇醚混合溶剂。四种常用溶剂的物性系数列于表2-4。

爆炸极限的数据一般是用实验方法测定的，由于测定的条件不一，数据有所差别。亦有用经验公式粗略计算的，其计算公式如下：

计算下限的经验公式：

$$H = \frac{100}{4.76(n-1) + 1} (\%)$$

$$\text{或 } H' = \frac{M}{[(4.76n-1) + 1] V} (\text{g/L}) \quad (2-16)$$

计算上限的经验公式：

$$B = \frac{4 \times 100}{4.76n + 4} (\%)$$

表2-4 四种常用溶剂的物性系数

序号	溶剂	乙醇	乙醚	丙酮	乙酸乙酯
	项目				
1	化学式	C_2H_5OH	$(C_2H_5)_2O$	$(CH_3)_2CO$	$CH_3CO_2C_2H_5$
2	分子量	46.07	74.12	58.08	88.10
3	熔点(℃)	-112	α -116.3 β -123.3	-94.6	-82.4
4	沸点(℃)	78.4	34.6	56.5	77.1
5	闪点(℃)	封闭容器 13 开口容器 61	封闭容器 -41	封闭容器 -18 开口容器 9	封闭容器 -4 开口容器 -1
6	自燃点(℃)	426	180	500	486
7	比重(20/4℃)	0.789	0.7146	0.792	0.901
8	溶解度	无限溶于水、乙醚、丙酮、乙酸乙酯等	无限溶于乙醇、丙酮、四氯化碳、乙酸乙酯。20℃时，在水中可溶解7.5%	无限溶于水、乙醚、乙醇	无限溶于乙醇、乙醚。15℃时，在水中可以溶解8.5%
9	蒸发潜热	855.20kJ/kg (78.3℃)	351.06kJ/kg (34.6℃)	30.19kJ/mol (56.3℃)	32.32kJ/mol (77.1℃)
10	燃烧热 (25℃液， kJ/mol)	-1283.17	-2731.04	-1804.08	-2255.85
11	在空气中最高 允许浓度 (mg/m ³)	1500	600	400	200
12	爆炸极限 (% (体积))	下限 3.28 (4.0) 上限 18.95 (14.0)	1.7 (1.85) 26.0 (30.5)	2.15 (2.55) 13.0 (12.8)	2.16 (2.18) 11.5 (11.4)

$$\text{或 } B' = \frac{4M}{(4.76n+4)V} \quad (\text{g/L}) \quad (2-17)$$

式中 n ——1 mol 爆炸物质完全燃烧所必须的氧的摩尔数；

M ——爆炸物质的分子量；

V ——爆炸物质的摩尔体积，即 1 mol 易燃易爆气体或蒸气在标准状态下占有 22.4 L 的体积 (L/mol)。

当可燃气体或蒸气不是单一可燃气体，而是多种成分组成混合气体时，其爆炸极限 L (%) 可用下列公式进行粗略计算：

$$L = \frac{100}{\frac{P_1}{N_1} + \frac{P_2}{N_2} + \frac{P_3}{N_3} + \dots} \quad (2-18)$$

其中 P_1, P_2, P_3, \dots 表示各种可燃气体或蒸气在混合可燃物中所占总量的体积百分数 ($P_1 + P_2 + P_3 + \dots = 100$)； N_1, N_2, N_3, \dots 表示每种可燃物爆炸极限的上限或下限。

若单以回收率而论，进入回收装置的溶剂蒸气与空气混合物的浓度愈高，则回收过程愈经济。但由于这种混合物有爆炸危险，常加入空气以降低浓度。溶剂蒸气与空气混合物爆炸的可能性决定于溶剂蒸气和空气的比例。

如果蒸气与空气混合物中含有微量的溶剂蒸气，则其燃烧时放出的热量不足以引起爆炸，因而此混合物不致于爆炸。这种组成的混合物处于爆炸的下限以下。反之，如果蒸气与空气的混合物含有大量的溶剂蒸气，则空气中所含有的氧气不足以引起爆炸。这种混合物处于爆炸上限之上。因

此，能够爆炸的只是处于爆炸上限与爆炸下限之间的混合物。组成在爆炸上限以上及下限以下的溶剂蒸气-空气混合物能够燃烧，但不能爆炸。

通过对燃烧极限和火焰通过气态爆炸介质自动传播的研究证明，燃烧极限不仅与蒸气的化学性质有关，而且也与火焰的传播方向有关。在7.5cm直径玻璃管内的某些有机蒸气的燃烧极限数据列于表2-5。

表2-5 乙醇、乙醚和丙酮燃烧极限

项 目		溶 剂		
		乙醇	乙 醚	丙 酮
溶剂蒸气在空气中的 燃烧极限	上限(%)	3.56~18.0	1.7~48.0	2.89~12.95
	下限(%)	3.75~11.5	1.85~6.40	2.93~8.60

在大贮槽和大空间中，气体的爆炸极限比在相当窄小的管中较宽。

二、吸附回收操作中的安全技术

吸附回收操作中的安全技术工作十分重要，工厂中常见的燃爆事故如下：

1. 过滤器、防爆器、溶剂风管的燃烧爆炸

(1) 撞击磨擦起火 换过滤器时，由于硝化棉粉尘沉积过多，当空气又比较干燥时，在推入抽出瓷环盘时易产生撞击磨擦起火。国内曾发生过多起这种事故，有的通过回收管道引燃生产工房，造成恶性爆炸。国内某厂曾因检修驱水机撞击起火，溶剂风管全部被炸开。

(2) 抽风口燃爆起火 生产工房在溶剂挥发的地方大

都没有抽风口，当生产工房起火时会通过抽风口和管道引燃过滤器。南北方各厂均有此类事故发生，亦有造成伤亡者。因此，风管中溶剂气体浓度要控制在爆炸极限以下。

(3) 检修烧焊起火引起爆炸 溶剂回收系统的管道、阀门以及有关设备常附着有硝化棉粉尘，同时又含有大量溶剂，极不安全。某厂烧焊阀门因未清除硝化棉引起爆炸，焊工当场身亡。此类事故国内各药厂时有发生，因此对回收设备烧焊时必须清洗干净，确无硝化棉粉尘及溶剂时，才允许烧焊。

2. 吸附、脱除、烘干中的燃烧爆炸

吸附器的操作一般经过吸附、脱除、烘干、吹冷四个步骤，前三个步骤均有发生燃爆的可能。因为吸附是一个放热过程，当吸附热散发不走时，产生活性炭局部高温，达到溶剂的闪点或自燃点而发生爆炸。溶剂气体不是纯净的，尚含有其它成分。例如，酒精中含有甲醇（闪点仅 12°C ，自燃点 400°C ），乙醚中尚含有过氧化物及其它物质，也增加了可燃易爆性。活性炭可以自燃（自燃点 300°C ），硝化棉也可以自燃（自燃点 180°C ）。在吸附过程中，炭层内溶剂浓度亦有机会达到爆炸极限。工厂内起火现象多发生在吸附与烘干过程中。

在吸附、烘干过程中，若正遇其它吸附器脱除，当阀门不密闭，大量溶剂涌入时，即可因局部过热而起火，活性炭在高温下催化氧化有机物质而起火。东北某厂曾数次发生活性炭自燃现象。

脱除是回收的重点操作，安全工作更须加倍注意。为防止脱除开始时溶剂与空气形成爆炸混合物，可采取在脱除

前进行充氮的办法，以确保安全。醇醚的回收用此法的较少，多采用合理的脱除操作方法。若操作不合理，乙醚冷却不下来，不但造成乙醚的恶性循环，还会造成溶剂外漏，极不安全。如某厂曾发生一起爆炸事故，使一座钢筋混凝土装配式结构的工房严重破坏，周围工房亦受破坏，四五百米以内工房门窗全部震坏，破坏性之大实出意外。该事故工房内工人无一幸免。造成此事故的原因，系脱除速度过快，乙醚冷却不下来，流入计量槽后，又引起乙醚大量挥发，溶剂外泄，门窗关闭（冬天），溶剂迅速扩散至蒸气管处（170℃），而自燃爆炸。因此，脱除操作时需加倍注意，遇有停水、停电立即停止脱除。

参考文献

- (1) A. D. Bryan, Brit. Chem. Eng. 6, 114, 1961.
- (2) (日) 化学工程 Vol 18, No. 7, 1973, p28~34.
- (3) 沪惠编, 《单基发射药》, 国防工业出版社, 1974.
- (4) Adsorption, 1951, p228.
- (5) H. H. 格里采夫著, 汪骥等译, 《从气体中获取汽油的活性炭吸附法》(苏), 1957.
- (6) The Chemical Engineer N269, January, 1973, p36~38.

第三章 混合液的处理

溶剂回收工序中,经脱除后冷凝下来的含溶剂水溶液,工厂内称为混合液,主要由水、酒精、乙醚三种成份分所组成。通常分为上层液、下层液两个部分,其一般组成见表3-1。

表3-1 混合液的一般成分

层别	颜色	比重 (20℃)	成 份 (%)		
			酒精	乙醚	水 分
上层	无	0.72~0.73	2~3	85~97	2~3
下层	淡黄	0.97~0.99	5~12	5~12	78~90

混合液的成分不是恒定的,它随着脱除操作及生产中溶剂加入量而变化。由于混合液中含杂质多,浓度较稀,必须用蒸馏的原理,经过分馏、精馏制成合格的酒精、乙醚。

第一节 蒸馏的一般原理及过程

一、蒸馏的一般原理

混合液中,各种成分的沸点不同,加热后在汽液相的组成也不同。低沸点的成分容易汽化转入气相,而高沸点的液体留在残液中,这个过程称为蒸馏。分馏是利用蒸馏的办法将混合液中不同沸点的物质一一分开的过程。由于采用简单

蒸馏的方法，分馏出来的液体，往往达不到规定的指标，这时则采用较复杂的蒸馏形式，使蒸馏时生成的蒸气与蒸气冷凝时所得到的液体相互作用，气相中高沸点的组分和液相中低沸点组分，以相反的方向进行多次的冷凝和汽化，使混合液得到较完全的分离，这个过程称为精馏。

二、工业上实现精馏的方法——下降回流和上升气流

部分汽化与部分冷凝相结合，可以得到较纯的馏出液。为了提高馏出液的纯度，就必须进行多次部分汽化与多次部分冷凝相结合的蒸馏。为了进一步说明工业上如何利用这一原理，解决无恒沸点混合液两组分完全分离的问题，下面介绍一下精馏塔的形成概念，见图3-1。

如图3-1(a)，将组成 x_F 的二元混合液通入容器4，它部分汽化产生 y_4 的蒸气通入容器3部分冷凝，则未冷凝的蒸气组成变为 y_3 ，且 $y_3 > y_4$ ，再将 y_3 蒸气通入容器2，部分冷凝，则未冷凝蒸气的组成变为 y_2 ，且 $y_2 > y_3$ 。气相如此多次部分冷凝，最后将得到纯的易挥发组分蒸气。

在部分冷凝的同时，将容器4内部分汽化时所剩组成 x_4 的液相，引入容器5再部分汽化，剩下的液相组成变为 x_5 ， $x_5 < x_4$ ，再将组成 x_5 液相引入容器6，部分汽化后则剩下液相组成变为 x_6 ， $x_6 < x_5$ ，液相如此多次部分汽化，则可得到纯的难挥发组分液体。

很明显，这样的流程仅有理论意义，而无实际价值。它存在两个严重缺陷：第一，几乎得不到纯产品。因为在进料位置以上，气相由于不断的部分冷凝，结果最后气相的纯度很高，但量却很少。同时在进料位置以下，液相由于不断地部分汽化，结果所剩液相尽管也很纯，但数量也不多。这

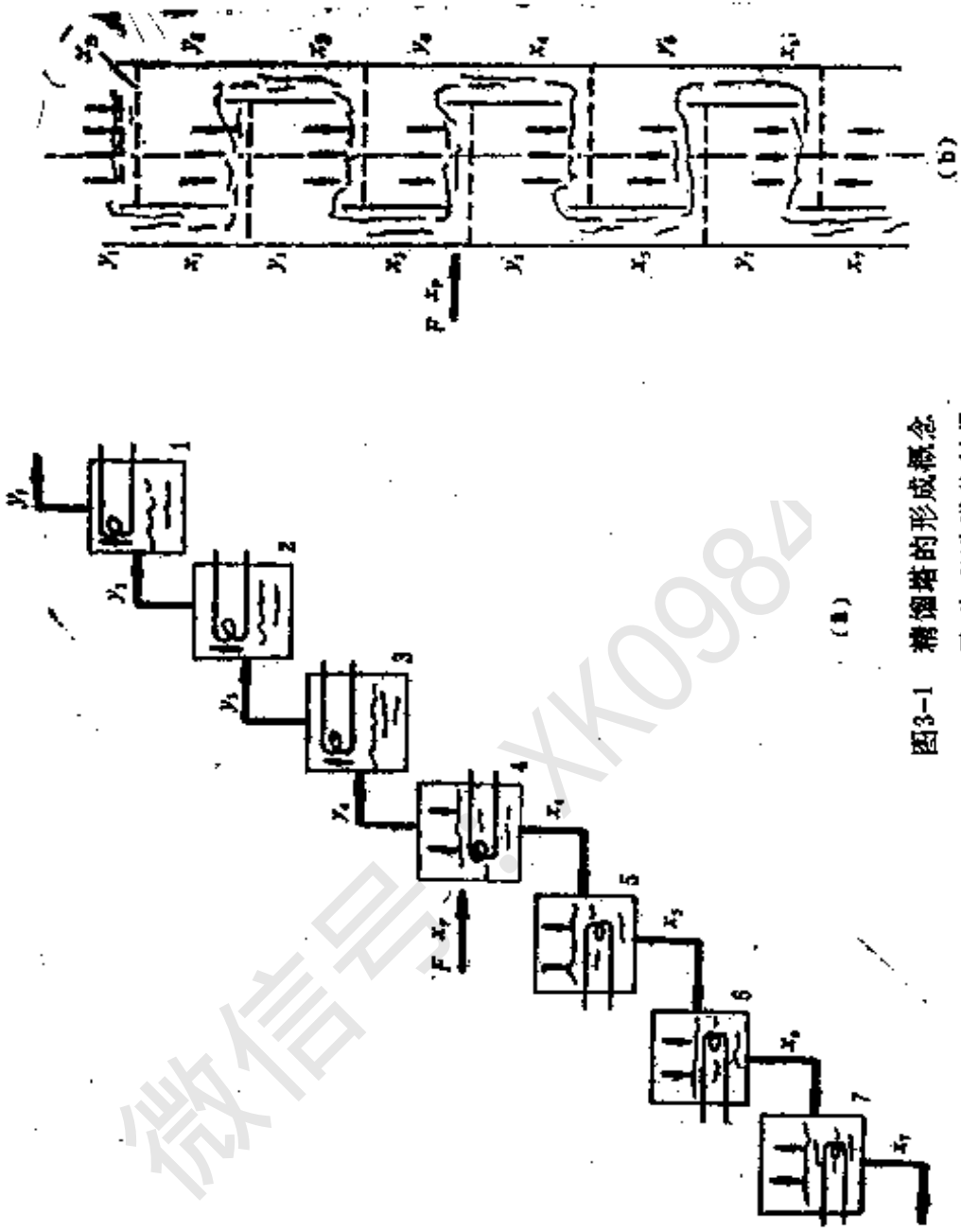


图3-1 精馏塔的形成概念
F-代表进料塔物料量

样就达不到生产的目的。第二，能源利用不合理。因为部分冷凝要不断取走热量，而部分气化却要不断加热，这样做太不经济了，设备也很庞大。

由上可知，工业上要实现精馏，必须解决以上所提出的两个问题。

现在我们将图3-1(a)的每一个容器看成一层板，通常称为塔板。将许多容器叠起来，成为一个多板塔。我们从塔的下部引入上升蒸气，从塔的顶部引入下降液体，上升蒸气和下降液体逆向而行，如图3-1(b)。来自下方(下层塔板)的蒸气与上方流下来的液体相遇时，蒸气中难挥发的组分转入液相，并放出潜热，液体中易挥发组分接受热量后气化转入气相。在每层塔板上同时进行着气液两相的热量与质量交换，在气体沿塔上升途中，易挥发组份不断从液相向气相转移。所以，蒸气中易挥发组分逐渐增加。在多层塔板中反复进行这样的过程，最后塔顶几乎完全是易挥发组分的蒸气，冷凝即得到高纯度的馏出液。同时，液体从塔顶流到塔底，其中易挥发组分浓度不断下降，难挥发组分则不断提高，这样塔底所得的几乎全是难挥发组分的残液了。

为了解决塔顶回流及塔底气化问题，在塔外装一个全凝器，使上升的气体进行完全冷却，以供给塔的内回流，在塔底设置一个蒸馏釜，使回流下来的液体气化。

一个完整的精馏塔包括全凝器、塔身、塔釜三个部分。进料板以下称为提馏段，进料板以上称为精馏段。

三、精馏过程的计算

设计精馏塔，通常是首先计算完成一定分离任务所需塔板数，称实际塔板数。为了解决实际塔板数的计算问题，还必须引入理论塔板数的概念。

所谓理论塔板数，是指从每层塔板上，气液相都达到了全部平衡时，所需的最小塔板数。

下面介绍精馏塔理论塔板数的确定。

求理论塔板数的方法很多，常用的有逐板算法及图解法。对于双组分精馏来说，应用图解法十分方便。因此，这里仅介绍图解法。

用图解法求理论塔板数，必须在直角坐标图上同时绘出混合液平衡线与操作线。

1. 混合液平衡线

当用实验测得混合液的沸点组成图 ($t-x-y$) 以后，就可以找出一系列温度下的 xy 值，从而绘出该混合液的气液平衡线。图3-2为常压下酒精-水系统平衡曲线。

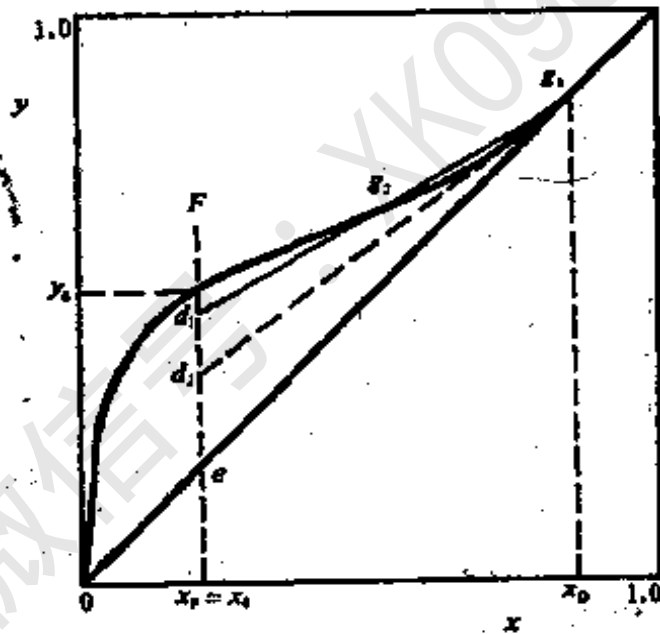


图3-2 在常压下乙醇-水系统平衡曲线

2. 操作线

为了求操作线，我们作如下假定：

①精馏段内各板间上升的蒸气 $\text{kg}\cdot\text{mol}$ 数都相等，提馏段也是如此，但两段的 $\text{kg}\cdot\text{mol}$ 数不一定相等；

②精馏段内各板间下降的液体 $\text{kg}\cdot\text{mol}$ 数相等，提馏内也是如此，但两段的液体 $\text{kg}\cdot\text{mol}$ 数不一定相等；

③从最上一块塔板上升的蒸气进入冷凝器中全部冷凝，所以馏出液的组成 x_D 与自塔顶上升的蒸气组成 y 相同，即 $y_1 = x_D$ ；

④从最下层塔板流入加热釜中的液体组成 x' ，与釜内残液的组成 x_W 相同，即 $x'_n = x_W$ ；

⑤加热釜中的混合液被间接加热；

⑥原料液预热到沸点后进入塔内。

以上这些假定是为了使问题简单化而引入，但与实际情况相差不大，所以认为是合理的。

从以上假定出发，分别对精馏段和提馏段作物料衡算，就能求出两段的操作线关系式。

(1) 精馏段的物料衡算及操作线方程式

参看图3-3，设从精馏段上升的蒸气 $\text{kg}\cdot\text{mol}$ 数为 V ，回到塔内的液体(回流液)的 $\text{kg}\cdot\text{mol}$ 数为 L ，产品的 $\text{kg}\cdot\text{mol}$ 数为 D ，则可对任何第 n 板和第 $n+1$ 板板间以上的精馏段得出总的物料衡算为：

$$V = L + D \quad (3-1)$$

若对易挥发组分进行物料衡算，则

$$V y_{n+1} = L x_n + D x_D \quad (3-2)$$

式中 y_{n+1} ——精馏段内来自第 $n+1$ 板的蒸气组成；

x_n ——精馏段内来自第 n 板的液体组成；

x_D ——馏出液的组成。

y 和 x 都以物料中易挥发组分所占的摩尔数来表示。

(3-1)式代入(3-2)式得：

$$y_{n+1} = \frac{L}{L+D} x_n + \frac{D}{L+D} x_D \quad (3-3)$$

将上式的右边的分子分母同时除以 D ，并命 $\frac{L}{D} = R$ 称为回流比，即为了得到 $1 \text{ kg} \cdot \text{mol}$ 产品所需回入塔内的回流液的 $\text{kg} \cdot \text{mol}$ 数，则(3-3)式变为

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{1}{R+1} x_D \quad (3-4)$$

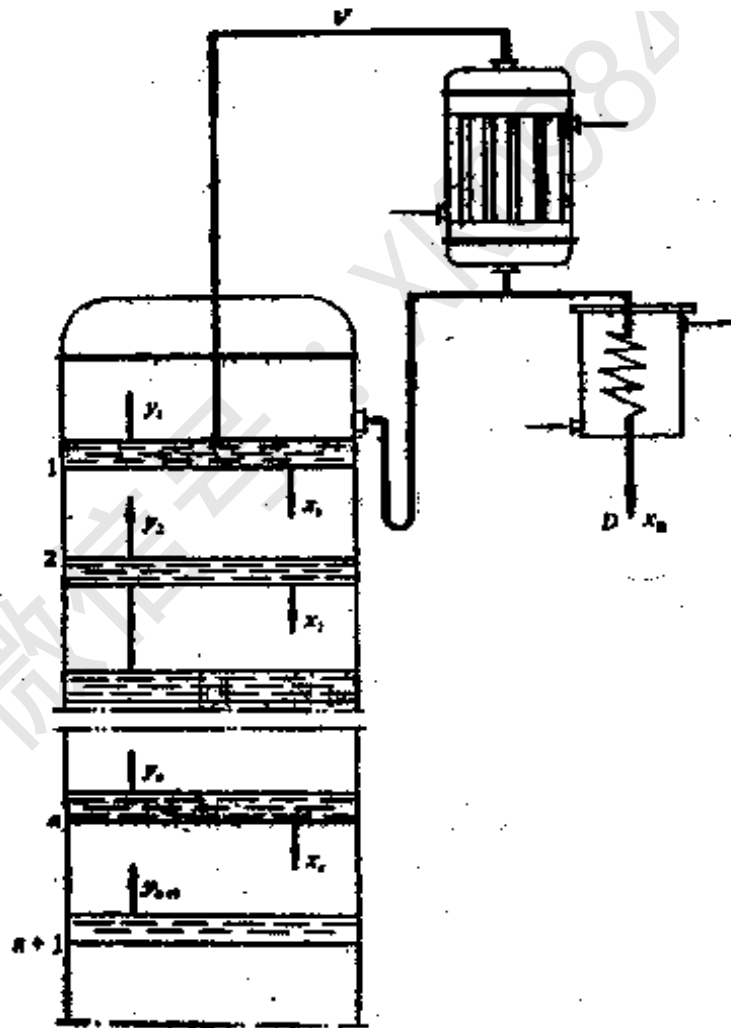


图3-3 精馏段物料衡算示意图

在精馏段内， R 和 x_D 都是操作中的已知值，所以(3-4)式为一直线方程，称为精馏段操作线方程。

精馏段操作线方程式(3-4)表示精馏过程中，精馏段任意两塔板之间物料的气液两相的组成关系。例如在第一块与第二块板间，就是 y_2 与 x_1 的关系。因为根据上述假定③， $y_1 = x_D$ ，所以精馏段操作线必有一点正好落在 $y-x$ 图上的对角线上，这一点即是精馏段操作线与对角线的交点 a 。因此，在 $y-x$ 图上，根据 a ，以及操作线在 y 轴上的截距 $od = \frac{x_D}{R+1}$ ，就可以作出精馏段操作线 ad ，见图3-4。

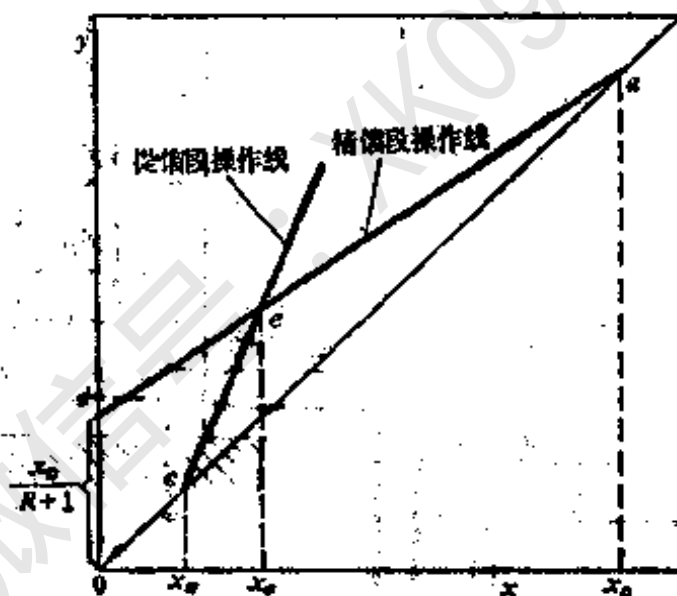


图3-4 操作线示意图

(2) 提馏段的物料衡算及操作线方程式

设 y'_{n+1} 为提馏段内来自第 $n+1$ 板的蒸气组成， x'_n 为提馏段内来自第 n 板的液体组成。从提馏段上升的 $\text{kg}\cdot\text{mol}$ 数为 V' ，下降的液体 $\text{kg}\cdot\text{mol}$ 数为 L' ，流到加热釜中的液体

kg·mol数为 W ，则如图3-5所示，可对任何 n 板和 $n+1$ 板间以下提馏段得出总的物料衡算为：

$$L' = V' + W \quad (3-5)$$

若对易挥发组分进行物料衡算，则

$$L' x'_n = V' y'_{n+1} + W x_W \quad (3-6)$$

把(3-5)代入(3-6)得

$$x'_n = \frac{L' - W}{L'} y'_{n+1} + \frac{W}{L'} x_W \quad (3-7)$$

这就是提馏段操作线方程式。因为实际操作中 L' 、 W 和 x_W 都是定值，所以(3-7)式也是直线方程。

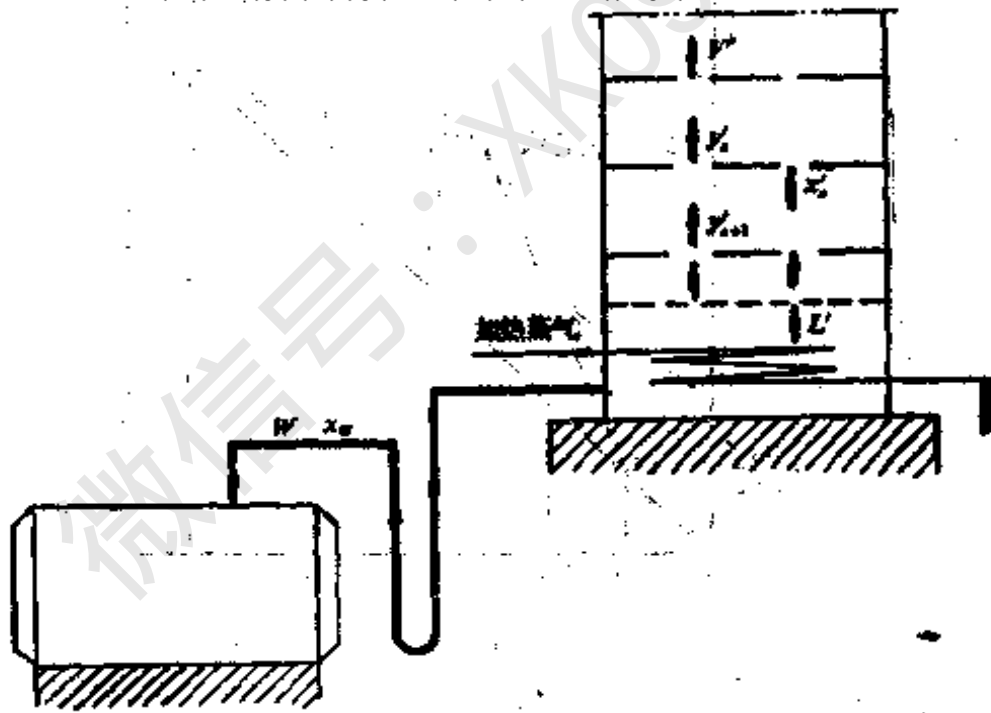


图3-5 提馏段物料衡算示意图

根据前述假定④即 $x'_n = x_W$ ，将 $x'_n = x_W$ 代入式(3-7)得 $y'_{n+1} = x_W$ 。因此提馏段操作线在 $y-x$ 图上必定通过对角

线上的一点 c ($y=x_w$, $x=x_w$), 见图3-4。在加料板上精馏段与提馏段有共同的液相组成, 两操作线必然相交于 $x=x_p$ 的点 e , 连接 ce , 即得提馏段操作线。

求理论塔板数的图解法, 其具体作法见图3-6所示。

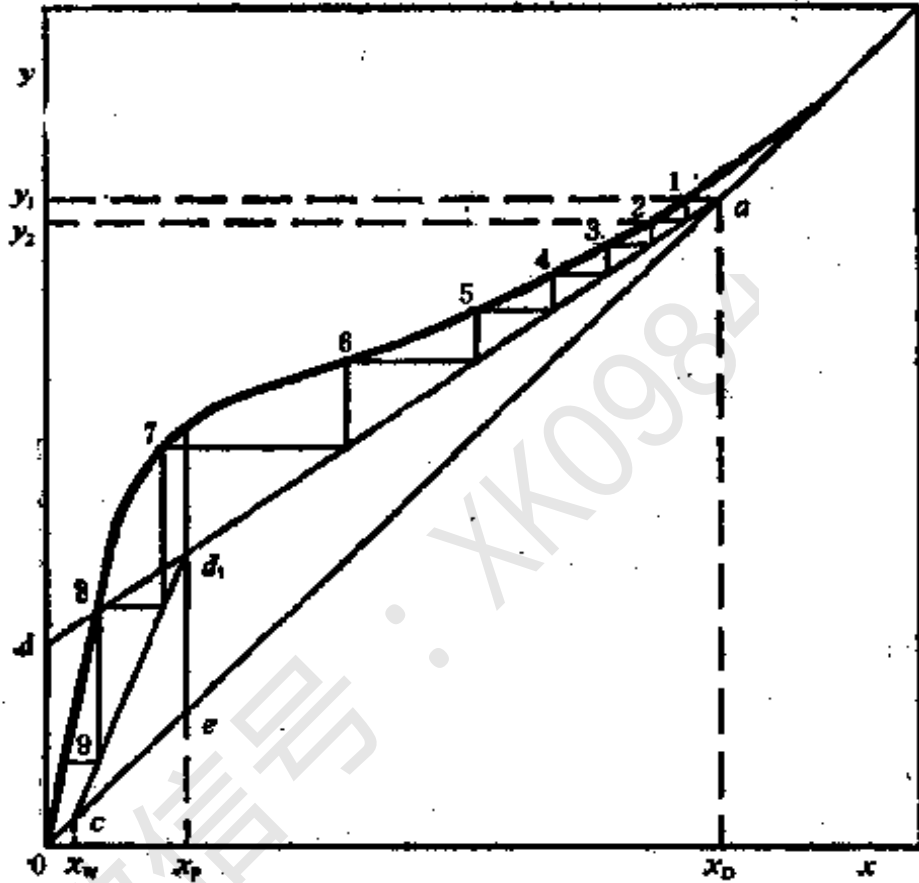


图3-6 图解法求理论塔板数

- ①在直角坐标上作混合液平衡线, 并画出对角线。
- ②作精馏段与提馏段操作线。在 x 轴上定出 x_D 点, 过 x_D

作垂线交对角线于 a 点。在 y 轴上定出 d 点, 使 $od = \frac{x_D}{R+1}$,

连结 a 、 d 两点即得精馏段操作线 ad 。 ad 线与 $x=x_p$ 的垂直线相交于点 d_1 , 过 $x=x_w$ 的垂线与对角线相交于 c , 连接点

d_1 与 c , d_1c 为提馏段操作线。

③作理论板数, 划阶梯线。

亦可用芬斯克方程式求最少理论板数 $N_{\text{最少}}$;

$$N_{\text{最少}} = \frac{\log \left(\frac{x'_1 P}{x'_2 P} \cdot \frac{x'_2 W}{x'_1 W} \right)}{\log (\alpha_{1,2})_{\text{平均}}} - 1 \quad (3-8)$$

式中 $x'_1 P$ ——塔顶易挥发组分含量;

$x'_1 W$ ——塔底易挥发组分含量;

$(\alpha_{1,2})_{\text{平均}}$ ——釜底塔顶的温度下两种成分的平均相对挥发度。

四、塔板效率

影响塔板效率的因素很多, 目前还没有求板效率的满意的关系式。工业上板效率取0.35~0.70。塔高的确定需先算出理论塔板数 N_T , 然后根据总平均板效率 η , 求得实际塔板数 N_s ;

$$N_s = \frac{N_T - 1}{\eta} \quad (3-9)$$

N_T 要减去1, 因为蒸馏釜算一块理论板。

第二节 进料情况对精馏操作的影响

上述理论塔板的设计是指进料在沸点而言的, 若进料不在沸点, 则情况有所不同。进料可分为以下五种情况:

- ①沸点进料;
- ②冷凝进料;
- ③饱和蒸气进料;

④气液混合进料；

⑤过热蒸气进料。

进料情况的不同，将影响两段的物流量。为了表明它的影响，现在先介绍下面一个物理量 δ ：

$$\delta = \frac{1 \text{ kg} \cdot \text{mol} \text{ 进料变为饱和蒸气所需的热量}}{\text{进料的摩尔气化潜热}}$$
$$= \frac{I - I_0}{R} \quad (3-10)$$

式中 I ——1mol饱和蒸气的热含量；

I_0 ——1mol进料的热含量；

R ——进料的摩尔气化潜热。

根据 δ 的物理意义，五种情况下的塔中物流量关系，见图3-7。

1. 沸点进料

$\delta=1$ ，加入料液全部进入提馏段，因料液温度和塔内温度相同，则

$$L' = L + F \quad V = V'$$

2. 冷凝进料

$\delta > 1$ ，因为进入料液没有达到沸点，所以从加料板上升的蒸气 V 中，一部分冷凝来加热料液至沸点，则

$$L' = L + \delta F$$

3. 饱和蒸气进料

$\delta=0$ ，加入饱和蒸气， F 全部进入精馏段，则

$$L' = L \quad V = V' + F$$

4. 气液混合进料

$0 < \delta < 1$ ，因进料是气液，混合物进入提馏段时一部分

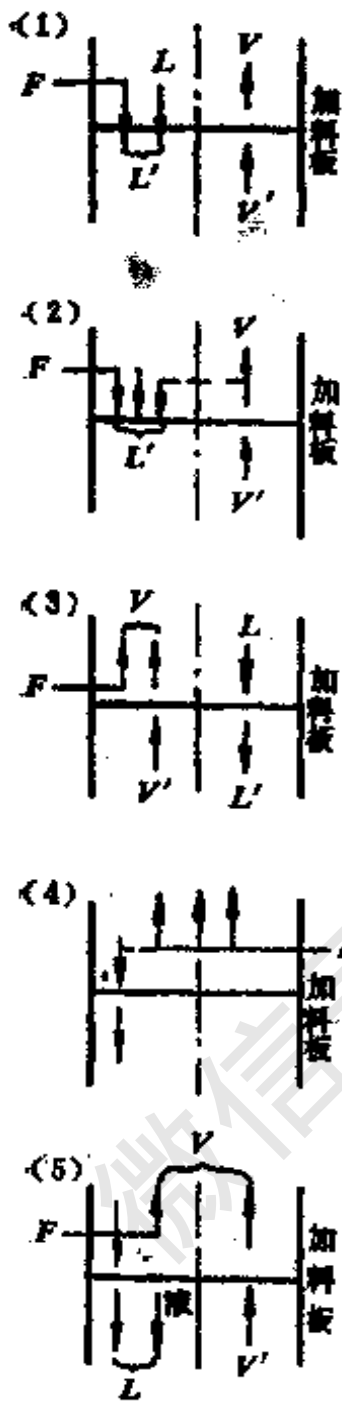


图3-7 加料情况的影响

气体进入精馏段，则

$$L' = L + \delta F$$

$$V = V' - (\delta - 1) F$$

$$V > V'$$

5. 过热蒸气进料

$\delta < 0$ ，加入过热蒸气，不但全部进入精馏塔，而且过量的热使进料塔板上的液体 L 一部分气化，则

$$L' = L \quad V > V' + F$$

综上所述，不论何种进料情况，提馏段的气体量 V' 和液体量 L' 皆可表示为：

$$L' = L + \delta F \quad (3-11)$$

$$V' = V + (\delta - 1) F \quad (3-12)$$

由上所述可知，一般情况下 $V \neq V'$ ，但同一塔内两段蒸气具有同一最适宜速度，所以通常精馏段与提馏段直径不一，可按下列式分别计算之。

对于精馏段

$$V_s = \frac{\pi D^2}{4} W \quad (3-13)$$

式中 V_s —— 沿塔上升的蒸气流量，(m³/s)；
 D —— 塔的内径 (m)；

W ——按空塔计算的蒸气速度 (m/s)。

若在精馏操作 τ 小时后,获得的馏出液为 C_p (kg),而蒸气的比容为 V (m³/kg),则

$$V_s = \frac{C_p (R+1) V}{3600\tau} \quad (3-14)$$

由式(3-13), (3-14)得塔的内径计算式:

$$D = 0.0188 \sqrt{\frac{C_p (R+1) V}{\tau w}} \quad (3-15)$$

提馏段的塔内径可按同样原理求得,但式(3-14)中的 V_s 需代以沿提馏段上升的蒸气流量 V'_s (m³/s)。

由式(3-12)可知, $V'_s = V + (\delta-1)F$,而且 $V = (R+1)D$,利用这些关系以及塔内的操作压强与温度可先求出 V'_s ,而后再计算提馏段的塔内径。

δ 线方程式

将精馏段与提馏段方程式以及精馏塔的总物料平衡式 $F = D + W$ (F 为进料量, D 、 W 为馏出液和残液量)联合解之可得下式:

$$y = \frac{\delta}{\delta-1} x - \frac{x_F}{\delta-1} \quad (3-16)$$

此式称为 δ 线方程式。因它由两操作线方程式联立解出,故此方程式为两操作线交点的轨迹。不论进料情况如何,两操作线交点必然位于此线上,此线斜率为 $\frac{\delta}{\delta-1}$,并通过

截距 $-\frac{x_F}{\delta-1}$ 。从式(3-16)可知,当 $x = x_F$ 时,

$$y = \frac{\delta}{\delta-1} x_F - \frac{x_F}{\delta-1} = x_F$$

因此也通过 (x_F, x_F) 点，此点即位于对角线上，见图3-8。

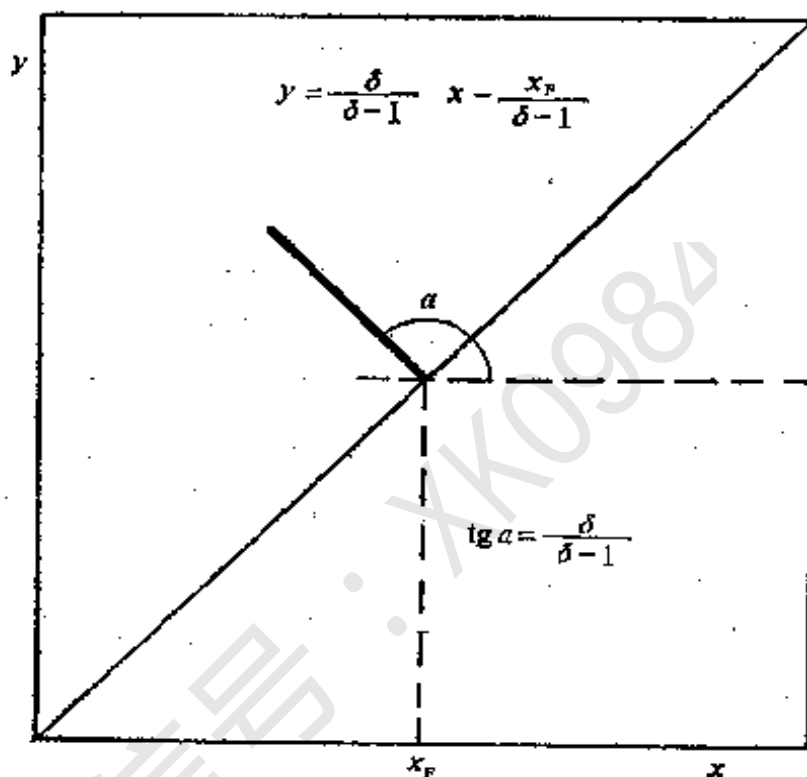


图3-8 δ 线

为沸点进料时，因 $\delta=1$ ，故斜率等于 ∞ ，故 δ 线为垂线，这是一种特殊情况。五种加料情况下的 δ 线见图3-9。

因此，当进料不在沸点时，我们应根据具体情况，在绘出精馏段操作线后，先绘 δ 线，然后再联 $c(x_V, x_W)$ 及 δ 线与精馏段操作线的交点，作出提馏段操作线，最后作出塔板数。

从上面的叙述中可以看出，蒸馏操作中，原料液的预热

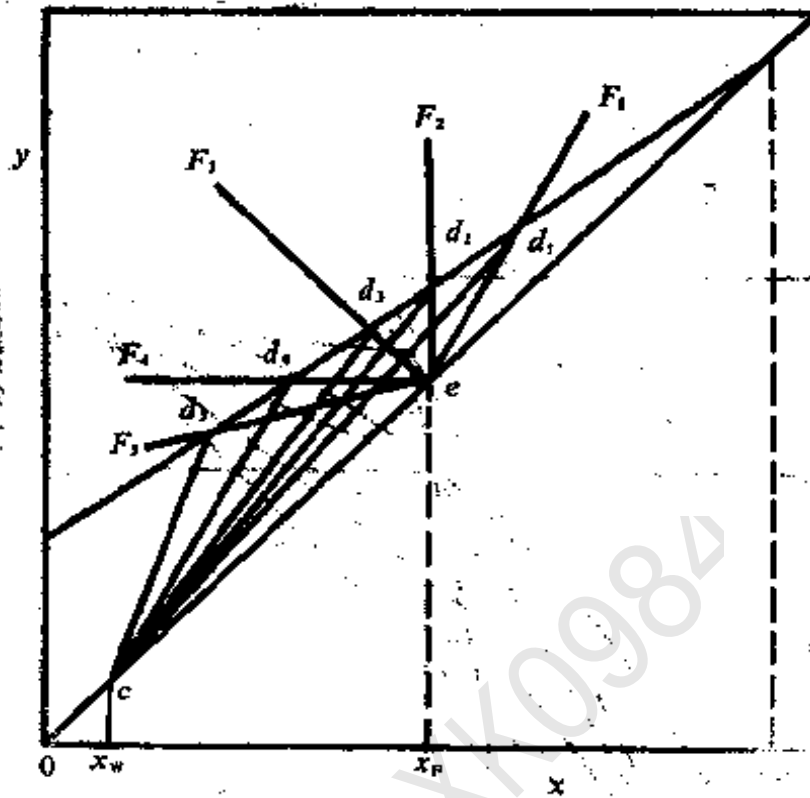


图3-9 进料情况对 δ 线和操作线的影响

- ①当 $\delta > 1$ 时，即冷凝进料， δ 线为 eF_1 ；
- ②当 $\delta = 1$ 时，即沸点进料， δ 线为 eF_2 ；
- ③当 $0 < \delta < 1$ 时，即气液混合进料， δ 线为 eF_3 ；
- ④当 $\delta \rightarrow 0$ 时，即饱和蒸气进料， δ 线为 eF_4 ；
- ⑤当 $\delta < 0$ 时，即过热蒸气进料， δ 线为 eF_5 。

温度十分重要，温度低于规定要增加提馏段塔板数，需塔已定型，从而造成釜底逃料（如酒精）现象，预热温度过高，减少了精馏段的塔板数，使产品浓度降低。

第三节 回流比的选择

回流比 R 与塔板数以及蒸馏釜中加热蒸气消耗量之问存

在着一定的关系, 对此种关系的分析有助于回流比 R 的选择。

回流比 R 的大小对于精馏操作有很大的影响。如图3-10所示, 设进料情况和组成已定, 则 δ 线一定, 因此在规定的 x_D 和 x_W 条件下, 操作线的位置随回流比 R 的大小而定。

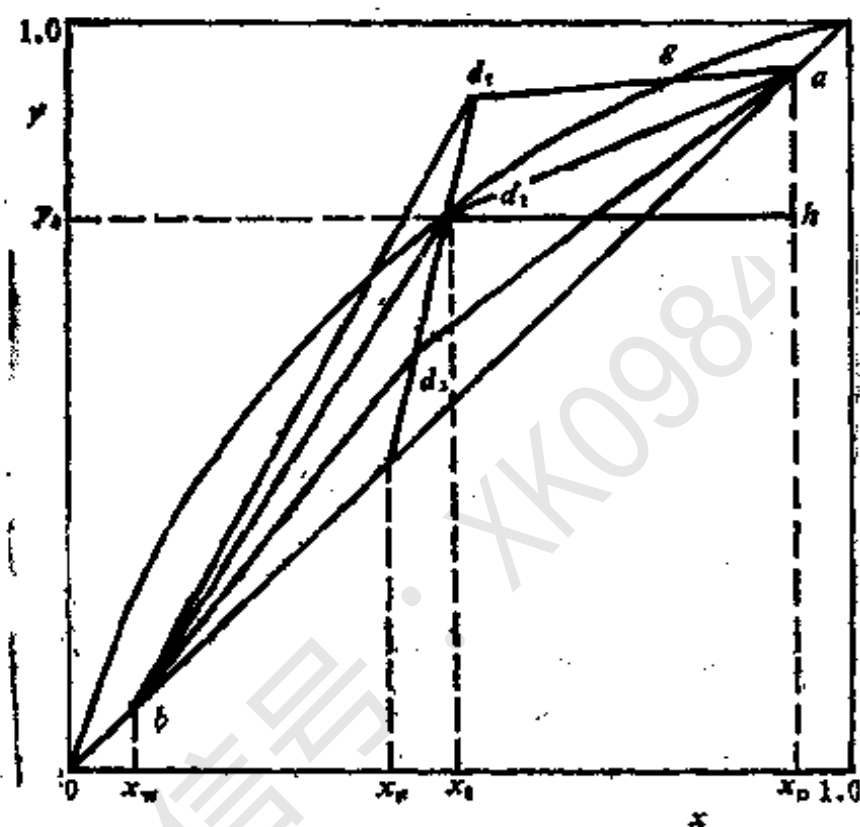


图3-10 回流比 R 对操作线的影响

若使自塔顶蒸气冷凝后全部回流, 即馏出液为零, 则回流比 $R = \infty$ 。此时操作线斜率为1, 即操作线与对角线相重合, 而所需的塔板数为最少, 但塔的生产能力等于零。显然此种全部回流或无限回流比的操作不能用于工业生产, 仅用于测量每米最少理论塔板数。

若回流比很小, 操作线在 δ 线上的交点可能已在平衡

曲线之上(u_1 点),则在操作线与平衡线间绘矩形梯级时,就无法通过 g 点,而且需要无限数目的梯级(塔板)才能到达 g 点。在此情况下操作,显然也不可能。

当回流比逐渐加大,直至某一数值时,两操作线在 δ 线上的交点恰好也位于平衡曲线上(d_2 点),此时的精馏操作理论上认为可能,但分离混合液需要无限数目的塔板,故实际上仍属不可能。在此情况下的回流比称为最小回流比 R_{min} ,因小于此回流比时,理论上都不可能进行操作。

根据式(3-4),精馏段操作线的斜率为 $\frac{R}{R+1}$,则在最小回流比时,由图3-10可得

$$\frac{R_{min}}{R_{min}+1} = \frac{ah}{d_2h} = \frac{x_D - y_\delta}{x_D - x_\delta} \quad (3-17)$$

因而最小回流比计算式为

$$R_{min} = \frac{x_D - y_\delta}{y_\delta - x_\delta} \quad (3-18)$$

式中 x_δ 、 y_δ —— δ 线与平衡曲线交点的坐标。

式(3-18)并不能计算一切问题的最小回流比,如酒精水溶液的平衡曲线,见图3-11,平衡曲线向上弯曲。由图可见,使操作线 ad_1 ,和 δ 线 eF 相交于点 (x_δ, y_δ) 之下,操作线已在 g_1 、 g_2 两点穿过平衡曲线,故精馏塔不可能操作。

遇此情形,应将与平衡曲线相切的操作线 ad_2 的斜率,作为确定最小回流比的依据。

由上所述可知,实际可用的回流比需介于最小回流比和无限回流比之间,例如相当于图3-10中操作线 ad_3 。工业上所用实际回流比,依据精馏条件和分离的混合液性质而定,一

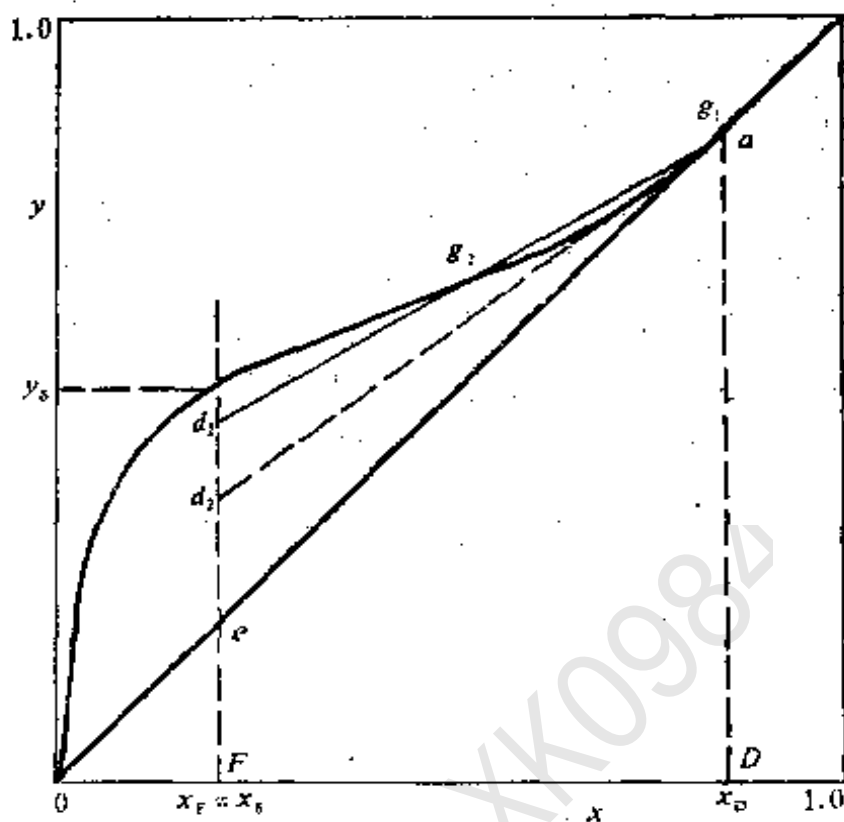


图3-11 平衡曲线向上弯曲时最小回流比的确定法

般约为最小回流比的1.3~5倍,有时可在更大的范围内变动。

回流比 R 由最小值 R_{\min} 逐渐加大时,精馏的设备费与操作费亦随之而有增减。当 $R=R_{\min}$ 时,塔板数 $N=\infty$,故设备费为无限大。 R 略增加时, N 即自 ∞ 锐减到一定的有限数目。因此设备费亦锐减。当 R 继续增加时,塔板数也随之递减,但已较缓慢,而由于

$$R = \frac{L}{D} = \frac{V-D}{D} \quad \text{即} \quad V = (R+1)D$$

若产量 D 维持不变,塔中上升的蒸气量 V 必随 R 的增大而增加,结果使塔径、冷凝器、蒸馏釜加大,同时蒸气、水的消耗也随之增多。

一般最宜回流比多由费用确定，如图3-12。

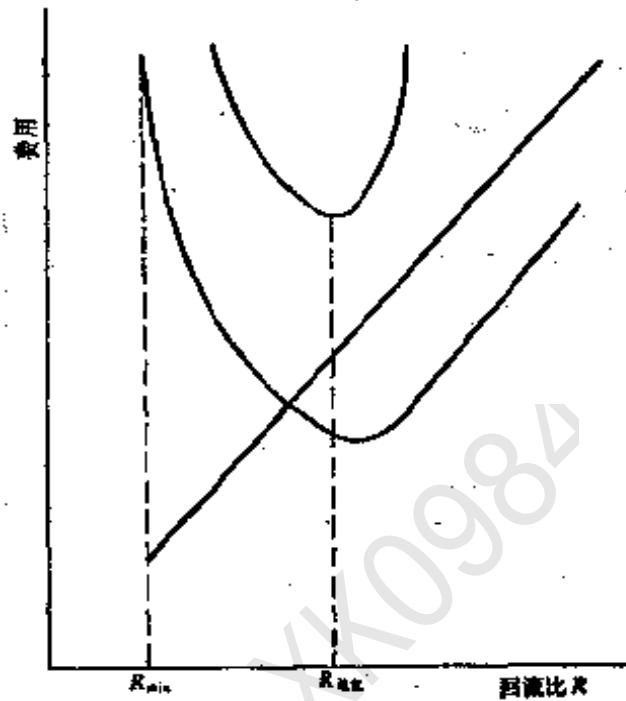


图3-12 最宜回流比的确定

图中下一条曲线，表示回流比从最小回流比逐渐增加时设备费的变化情况。

图中直线，说明操作费与 R 成正比。

图中上一条线，表示设备费与操作费二者之和。此曲线有明确的最小值，此最小值用于确定最适宜的回流比 $R_{最宜}$ 。

控制回流比也是在操作中保证产品质量的一种手段，回流比过小产品浓度下降，过大亦有造成设备不易控制或产量变小，以及产生塔釜逃料现象。

第四节 混合液处理的工艺过程及设备

一、混合液（回收液）处理的工艺过程

混合液处理可分为两个过程：醇醚的分馏与乙醚的精馏，酒精的精馏。在处理混合液时，同时处理驱水淡酒。（又叫棉粉酒，体积浓度为35~55%）和浸水工序的含醇水（体积浓度4~10%）。混合液处理方法有两塔法、三塔法、五塔法三种类型，以两塔法较为普遍。

1. 两塔法。

该法主要装置系由乙醚分馏塔、酒精精馏塔组成，见图3—13。蒸馏时混合液由贮槽送入高位槽，利用位差进入预热器，加热到50~80℃，进入乙醚分馏塔（进料板在中下部）。上部馏出乙醚即为成品，下部排出之水酒进入酒精精馏塔。驱水淡酒经过澄清沉淀后和浸水工序的含醇水混合（浓度在20%左右），由泵送至高位槽。同时加入占驱水淡酒量0.05%的碱液，利用位差流入预热器中，预热到80~86℃，通入酒精精馏塔精馏。这样塔底排出的是废水，塔顶馏出的是成品酒精。为了保证产品质量合格，操作中回收乙醚每小时测量比重、酸值一次，每班分析醛含量一次；回收酒精要每小时测量浓度1~2次，每班分析醛含量2次（多用莫列尔试剂比色）。其操作条件是：

乙醚分馏塔

顶部温度：34±1℃

中部温度：60~70℃

底部温度：90~95℃

分馏塔回流温度：30~32℃

酒精精馏塔

顶部温度：75~79℃

中部温度：81~84℃

底部温度：103~107℃

分馏器出口温度：74~76℃

两塔法的优点是设备简单、投资少、水电汽耗量低，但有时醛含量不易控制合格。

2. 三塔法

此法系在酒精精馏塔前面或后面加一个除醛塔，其流程见图3-14。

三塔法的优点是操作比较稳定，成品含醛量低，但水电汽消耗比两塔法多。

3. 五塔法

它由乙醚分馏塔、乙醚精馏塔、酒精粗馏塔、酒精除醛塔、酒精精馏塔组成，其流程见图3-15。

五塔法的优点是操作稳定，适用于含醛量高的溶剂醇醚的精馏，精馏得率高，但设备投资大，其水电汽消耗量也大。

二、混合液处理的主体设备

混合液处理设备主要是乙醚分馏塔和酒精精馏塔。

乙醚分馏塔主要作用是从混合液中把乙醚分馏出来，并加以精馏。由于乙醚与酒精、水的沸点差别大，容易分馏与精馏，所以塔径较小，塔板层数较少。

酒精精馏塔主要作用是处理乙醚分馏塔排出的稀酒，同时还处理驱水淡酒、含醇水，并把它们精馏成合格酒精（工

厂称为回收酒精)。由于酒精与水的沸点接近，且含杂质较多，又不易除去，所以塔径较大，塔板层数亦较多。

乙醚分馏塔与酒精精馏塔结构一样，由塔身、塔釜、分凝器三部分组成。塔身又分为精馏段与提馏段。

蒸馏塔的种类很多，有泡罩塔、筛板塔、填料塔、浮阀塔、浮动喷射塔、卧式气举塔、乳化塔、湍球塔等多种类型。

1. 泡罩塔

它是使用最早的精馏塔型之一。塔体为钢制圆桶形（见图3-16）。它分许多小段，每段有几层塔板，每层塔板上都有许多泡罩，泡罩底缘浸于液体中形成液封。当蒸气从泡罩下边的通道上升，通过泡罩上的齿缝，分散成许多小泡而逸出，然后升入上一层塔板，液体则用溢流管下流至溢流槽内。在塔板上液体的流动方向随塔板的布置形式而异，有径向流动、U形流动、对向分流（双溢流）、阶梯式流动等许多种。泡罩塔由于其液面高度和气体通道截面高度是固定的，从而限制了传质效果的改善及操作的适应性。

2. 波纹填料塔

它是填料塔的另一发展，其填料采用大比表面的波纹板（其厚度为0.1mm，比表面 $600\sim 1000\text{m}^2/\text{m}^3$ ）。每层波纹都有一定的倾斜角，填料成 90° 交错排列，液体分布均匀，同时，其波纹填料的波峰距，可在2~20mm之间自由地选择，因此适应性大。采用波纹填料，由于气液接触良好，所以塔径缩小，塔高降低。其缺点是清理不便，不适用于有沉淀物产生及粘度大的液体，同时成本也较贵。

波纹填料塔发展很快，有陶瓷波纹、金属板波纹、压延

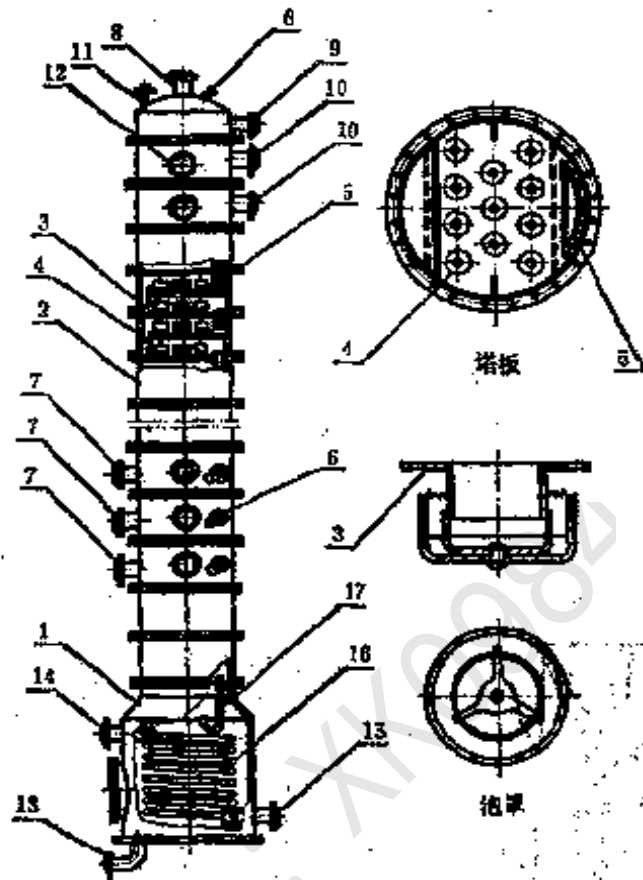


图3-16 泡罩塔

1—塔釜；2—塔身；3—塔板；4—泡罩；5—溢流口；6—温度计套管；7—进料口；8—气体出口；9—回流口；10—出料口；11—压力表接管；12—窥视镜；13—残液出口；14—蒸气进口；15—冷凝液出口；16—加热盘管；17—溢流管。

孔板波纹、金属丝网波纹。现压延孔板及金属丝网波纹用得较多，已由小直径塔盘（300mm），发展到大直径塔盘（1500mm）。

3. 浮动喷射塔

它是一种较新型的塔盘，它结合了舌型塔盘（并流喷射）和浮阀塔盘的特点，具有阻力小，处理量大、操作弹性

大、开停工快、便于操作，同时还保持一定的板效率。加工制作简单、费用低，特别是可以处理含有悬浮物 and 自聚物的液体。该塔存在的缺点是：当操作时，板上液体出现水浪式的脉动，影响了板效率；另外，支承座易磨损，影响使用寿命。有些工厂在浮板上加压条效果很好。

4. 卧式气举塔

这是一种气液、并流、逆流操作的卧式塔。它利用气举管装置进行气液相的传质，见图 3-17 操作时，气体通过气举管贮液室将液体带至另一贮液室，气体反转从上部流动进入另一节气举管。在气举管中气液并流接触，从气液的总流向来说，是逆向流动。这种塔的优点是效率

高（气举管气体流速可达 20m/s ）、操作弹性大、操作方便、高度小，不需要高大的楼房建筑，但设备较复杂，维修不便。

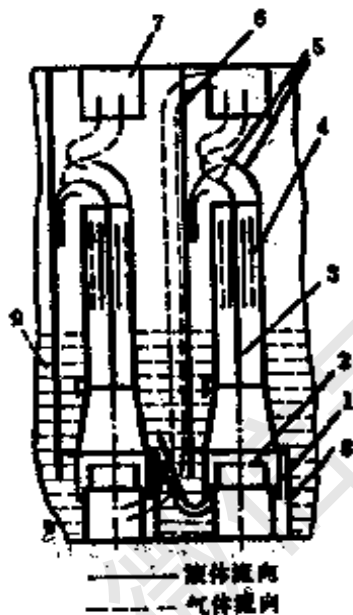


图3-17 卧式气举塔

1—气道；2—花板；3—隔板；
4—管体；5—挡板；6—塔节隔板；7—气道进口；8—贮液室
9—液体

5. 乳化塔

乳化塔的结构见图 3-18。它的基本原理是使填料塔中填料层空间存满液体，蒸馏时使塔内产生的气液相作对流运动，液体因本身的重力作用自塔顶往下流动，气体由塔底上升。当气体通过充满液体的填料层上升时，会发生气体被分散成许多气泡的浮化现象，气液两相传质过程就在气泡与液体接触的界

面上发生。因气泡布满填料层，数量很多，每个气泡的界面都与液体接触，发生传质作用，因而有较高的效率。采用乳化塔可以降低塔的高度，具有简化设备，节约投资等显著优点。

6. 湍球塔

它是近年来新发展的强化的传质、传热和除尘设备。它将流化床的概念发展到气液传质设备中，使填料处于流化状态，因而使过程能够得到强化。它的特点是气速高、处理能力大、塔的重量轻、气液分布比较均匀。它不易被固体及粘性物料堵塞，特别由于塔内湍动强烈，故质量及能量传递得以强化，因而能够较大地缩小塔径及降低塔高。其缺点是：由于球的湍动，在每段之内有一定程度的返混，所以只适合于传质单元数（或理论塔板数）不很多的过程。

第五节 混合液处理中的质量问题及故障排除

混合液经过分馏与精馏后所得到的酒精、乙醚称为回收

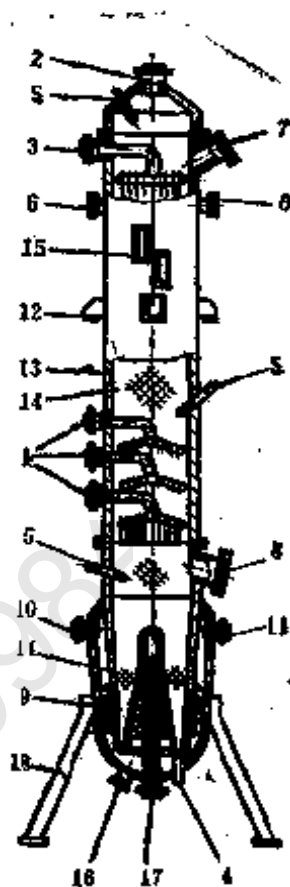


图3-18 乳化塔示意图

- 1—进料口；2—气体出口；3—回流口；4—残液出口；5—温度计插口；6—窥视镜；7—上部手孔；8—下部手孔；9—塔釜；10—蒸气入口；11—安全阀口；12—支耳；13—塔壁；14—瓷环；15—液面计；16—冷凝水出口；17—蒸气入口；18—支架

酒精、回收乙醚。它们的规格如下：

回收酒精

外观：无色透明液体

浓度：(20℃) ≥ 95% (体积)

醛含量：≤ 0.02%

酸值：(石蕊试验) 无

不挥发物含量：≤ 0.01%

回收乙醚

外观：无色透明易流动液体，没有悬浮的物质

外来气味：无

比重：(20℃) ≤ 0.719

醛含量：≤ 0.05g/100mL

酸值(以醋酸计)：≤ 0.0003g/100mL

固体残渣：≤ 0.001g/100mL

一、混合液处理中的质量问题

在生产过程中，由于原材料的变化、操作条件及设备等因素的影响，会造成质量的波动。下面介绍常见的质量问题。

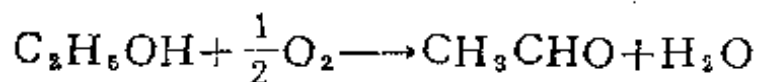
(一) 回收酒精、乙醚含醛量问题

在混合液处理过程中，含醛量过高是常见的质量问题。

1. 醛的来源

醛除原材料本身含有的外，还可能在以下过程中产生：

①在溶剂回收操作中，由于吸附，烘干时活性炭的触媒作用，使酒精氧化变为乙醛。其反应如下：



②在脱除操作中，部分酒精在高温下氧化变为乙醛。

③在浸水过程中，含醇水一般是循环使用。由于含醇水浓度低（4~10%），具备微生物存在的条件。这样由于微生物的作用，使酒精氧化变为乙醛。

④在预烘过程中，预烘温度较高，且时间长，也有少量酒精氧化为乙醛。

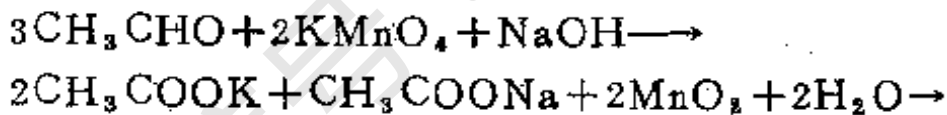
⑤在驱水淡酒处理中，硝化棉预热分解，产生氧化氮。氧化氮溶于水后变成硝酸与亚硝酸，把酒精氧化，使之变成乙醛或醋酸。

2. 除醛方法

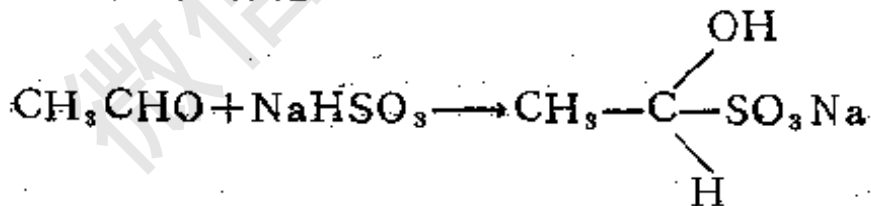
(1) 化学除醛

它是将乙醛氧化或转化成能溶于水的醋酸及其盐类，从而在蒸馏过程中同废水一道排除。通常采用加入高锰酸钾、亚硫酸氢钠、烧碱等。其反应如下：

高锰酸钾除醛



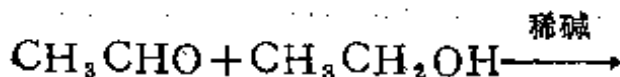
亚硫酸氢钠除醛

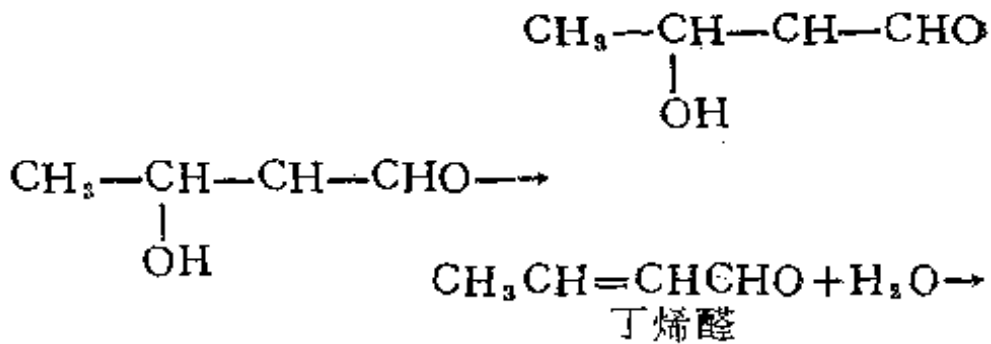


烧碱除醛



同时亦可在稀碱作用下发生醇醛聚合反应：





上述三种方法中，采用高锰酸钾除醛时，由于不易控制以及生成二氧化锰的残渣堵塞塔板，所以应用不多。实践证明：在酒精中除醛以烧碱法为佳；在乙醚中除醛因工艺流程而异。五塔法以亚硫酸氢钠为好，烧碱次之，而三塔、两塔法多用烧碱除醛。

(2) 物理除醛

它是利用乙醛的沸点较低（20.8℃），而酒精、乙醚都比乙醛沸点高的特性，用加热分馏的办法将酒精、乙醚中的醛除掉。工厂内一般用分凝器、除醛塔除醛，即利用在冷凝过程中，由于醛的沸点低冷凝不下来，从空气中放跑，一般与冷凝水及冷凝物料同一个方向流动。另外除醛过程中成品的出料部位对除醛效果影响颇大，见表3-2。

表3-2 不同塔板馏出液含醛量

含醛量 \ 取样部位	回流液	1*塔板	4*塔板
1号样含醛量(%)	0.022	0.015	0.003
2号样含醛量(%)	0.01	0.009	0.001

从表3-2中可以看出：塔板出料可以降低成品醛含量，

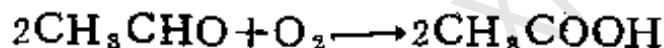
因此，现在许多工厂均采用塔板出料。

为了制取合格的回收酒精，可采取将酒精中的醛赶入乙醚中，即采用醛酒醛醚同时加入乙醚分馏塔中。在精馏塔三个分凝器中，一般使后两个分凝器出来的醛酒回流到乙醚分馏塔中上层塔板，这种办法不但解决了回收酒精含醛量过高问题，同时由于酒精的加入，使乙醚中的水分溶于酒精，从而也解决了乙醚含水或比重不合格问题。

采用分凝器除醛，醛含量仍然不合格时，可采用除醛塔除醛，或化学法、物理法结合进行除醛。如三塔法，五塔法流程。

(二) 回收酒精、乙醚中的酸值问题

醛被氧化生成醋酸，所以酸的来源同醛的来源一样。其反应如下：



如在同一设备中处理混合液和制造乙醚淡酒，有时因中和不好而造成酸值不合格。减少酸值一般都采用加碱中和的方法，即用烧碱将醋酸中和为醋酸钠，溶于水而排除掉。其反应如下：



另外，采用塔板出料，也可获得酸值较低的成品。试验证明：同一层塔盘上出料，因部位不同酸值即有较大差别，一般在回流管(或溢流管)一面的酸值大，另一面则明显小些。

为了控制醋酸的产生，棉粉酒要经过沉淀，除去其中的硝化棉，以免增加成品的酸值。更重要的是防止硝化棉因在设备内(预热器内)长期贮存而引起分解爆炸。

采用以上措施，酸值仍不合格，应清洗蒸馏塔。

二、混合液处理中的故障及其排除方法

常见的故障及其排除方法见表3-3。

表3-3 常见故障及其排除方法

序号	故障现象	原因	排除方法
1	塔釜逃料	(1) 气压下降, 釜温太低 (2) 操作不正常, 料液过多 (3) 塔盘冲坏	(1) 暂停排废水 (2) 停止加汽, 坐塔从新升温, 减少进料量 (3) 检查塔盘
2	乙醚含水或比重不合格	(1) 分凝器漏水 (2) 塔中温度低 (3) 操作不正常	(1) 检查分凝器, 堵漏 (2) 提高乙醚分凝塔中温度 (3) 减少进料量, 加大回流量
3	酒精含量升高	(1) 原料液含醚量大 (2) 回流液温度太低 (3) 操作不正常	(1) 排放酒头子 (高醛酒) (2) 减少进料量, 加大回流量 (3) 提高回流液温度
4	液冷现象 (亦称膨塔现象)	(1) 进料量及回流量过大 (2) 釜温过高	(1) 减少进料量 (2) 降低塔温

续表

序号	故障现象	原因	处理方法
		(3) 回流管(溢流管)堵塞 (4) 塔盘冲环	(3) 检查设备 (4) 检查修理
5	溢流管堵塞	(1) 棉粉酒残渣堵塞 (2) 铁粉、水垢、外来物堵塞	拆塔清洗
6	棉粉酒在预热器中产生分解或爆炸	(1) 预热器长期未清洗 (2) 蒸棉粉酒沉淀物	经常清洗

工厂内为了取得较高的蒸馏得率，还必须严格控制工艺条件，尽量避免塔釜逃酒及分凝器逃醚现象产生。一般工厂的蒸馏得率应维持在97%以上。

第六节 混合液处理中的安全技术

一、蒸馏过程中的安全技术

混合液在蒸馏过程中，一般是比较安全的，但在溶剂泄漏的情况下较危险，特别是乙醚闪点低（ -45°C ），自燃点低（ 180°C ），容易燃爆。在空气干燥，静电接地装置不良时，成品溶剂的流动亦会引起静电起火。例如，单纯地打开一定高度的乙醚贮槽输送管道上的阀门，若静电传导不良，亦可能引起乙醚着火。一发射药厂的一个工人，用手壶向模具浇乙

醚时，曾发生自然起火，整个工房被烧毁。人们研究了这种现象的起因，并得出结论：当溶剂沿管道流动产生的静电同接地的物体接触放电时，会引起乙醚着火。当乙醚以 3m/s 的速度沿金属管道（绝缘管道）流动时产生的电势列于表3-4。

表3-4 乙醚以 3m/s 速度沿金属管道流动产生的电势

不同材料的电势		溶 剂	含水乙醚	无水乙醚
		电位 (V)	铁	3100
	铝	2500	2200	
	铜	2000	3000	
	青铜	1200	1300	
	铅	700	2200	

因此，资料规定：乙醚的流动速度最好控制在 $9\sim 12\text{m/s}$ 。

由于其它原因也能引起溶剂起火，如某一发射药厂，一个穿橡胶鞋的工人想洗净被药团沾污的双手，他用双手摩擦后伸向放在水泥地板上的盛有丙酮的桶中，双手和丙酮液面间产生火花，从而导致丙酮起火，造成燃爆事故。在这个例子中，工人的身体由于双手摩擦而充电，其电位高达 $10000\sim 14000\text{V}$ 。

另外，对棉粉废酒的处理，作到安全生产也非常困难。

因为硝化棉在废酒中呈悬浮与溶解状态，而用一般的沉降、过滤方法极不易清除干净。实验证明：一升70%的棉粉废酒中含有棉粉2.2g溶解的硝化纤维素，1.3g呈悬浮状态的硝化纤维素。有时酒精中硝化棉含量达1~1.2%，这种稀废酒在蒸馏前亦必须预热，而一经加热，硝化棉即析出而粘附于预热器管壁上，极不易清理。这样长久加热硝化棉分解也会产生爆炸。某厂曾因此两度爆炸，破坏严重。有些工厂为了解决这一问题，采用首先沉淀，将上层清液预热，残液单独处理的方法，但仍未能解决硝化棉粘附于管壁分解而引起的爆炸问题。后来采用喷射器直接预热，同时在高温下加碱破坏，初步解决了这一安全问题。预热器预热棉粉酒流程见图3-19，喷射器预热棉粉酒流程见图3-20。

喷射进料时，由于蒸气的高速搅动，硝化棉析出后来不及附着于管壁即被冲入塔内，同时在与蒸气混合时加碱，使硝化棉在较高温度下皂化分解而破坏。

硝化棉在皂化分解过程中，经多次测试含有少量氰化物，所以对此废液切勿与饮用水混用。

喷射器直接预热，由于简化了设备，省掉了预热器，节约了投资，更重要的是有效地利用了热能。现在这一新工艺已被推广应用于直接蒸气加热的蒸馏系统。详见专利申请号891022589。

为防止硝化棉的燃爆，要定期清理槽罐、容器及有关设备。混合液与棉粉酒要严格分开。

接受与输送溶剂的设备应有静电接地装置，输送管道直插入容器的底部，以防接受溶剂时由于溶剂冲击而产生静电，引起静电起火。用不良导体输送溶剂时，应有静电导出

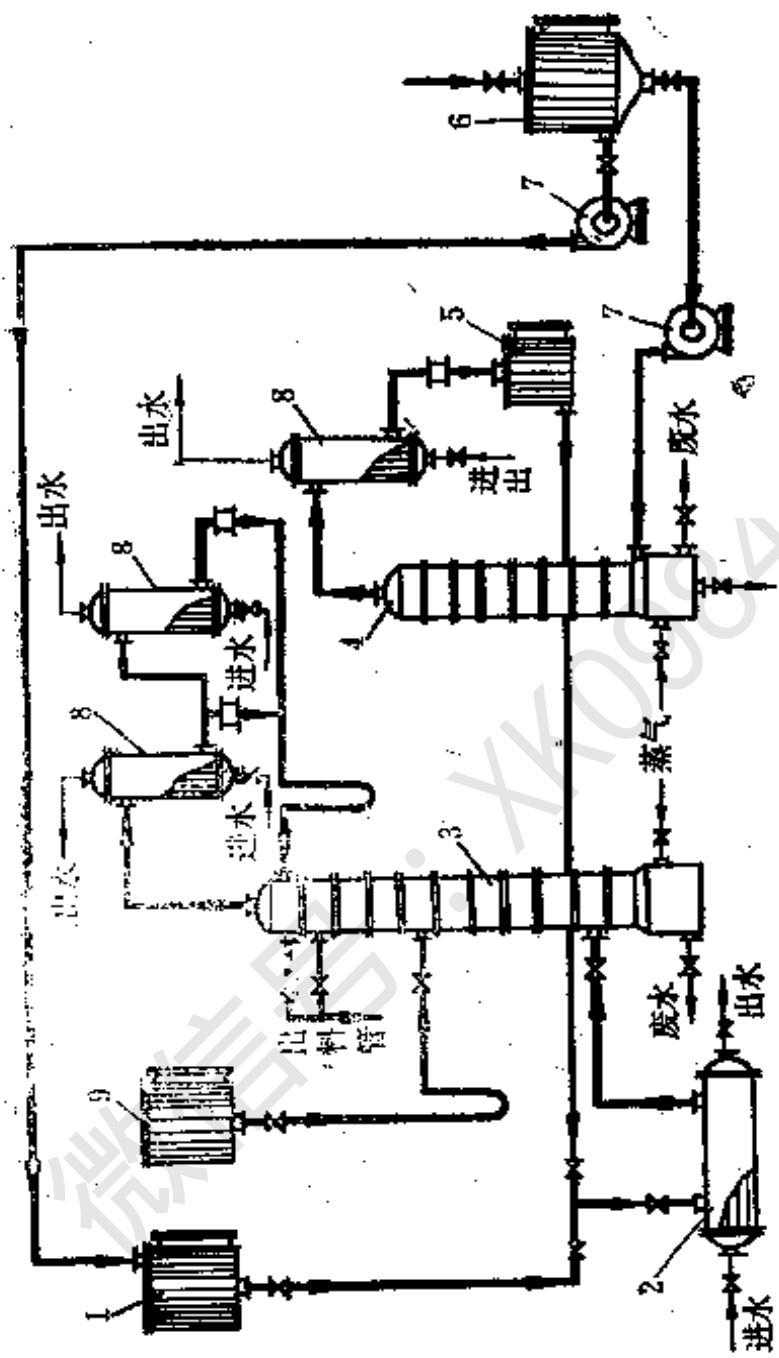


图3-19 预热器预热棉粉酒流程

- 1—高位槽；2—预热器；3—连续蒸馏塔；4—间隙蒸馏塔；5—计量槽；
- 6—棉粉酒精贮槽；7—泵；8—分离器；9—液槽

装置。

工房中严禁用会产生火花的工具撞击，敲打。焊接时应有专人在场，确无硝化棉及溶剂气体时方准烧焊。

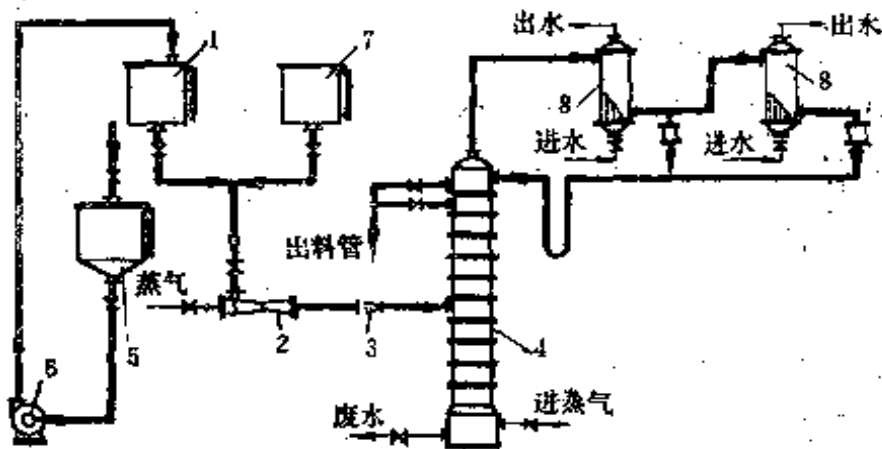


图3-20 喷射器预热棉粉酒流程

1—高位槽；2—喷射器；3—止逆阀；4—连续蒸馏塔；5—棉粉淡酒贮槽；
6—泵；7—碱液槽；8—分凝器

有大量溶剂存在的场合，工人严禁穿丝绸及合成纤维衣
裤，不准穿钉鞋。

工房内应有良好的避雷装置。

二、酒精、乙醚的安全与贮存

1. 酒精

(1) 着火的危险性及其毒性

酒精易挥发和燃烧，其蒸气与空气混合形成爆炸物。当
浓度在50%以上时易燃，有麻醉性、毒性，大量吸入能够刺
激皮肤，使人兴奋，继而头昏、疼痛。多饮能够使人昏迷致
死。工业允许浓度 $1500\text{mg}/\text{m}^3$ 。

(2) 灭火方法

扑灭酒精着火用水、沙土，泡沫灭火器或四氯化碳、二
氧化碳灭火器。

(3) 贮存方法

酒精应用铁桶或密闭容器存于阴凉通风处，与爆炸物，

自燃物、易燃物、强酸、氧化剂隔离存放，并严禁烟火。

(4) 中毒抢救方法

中毒人员应放在空气新鲜、通风良好的地方，用温水擦洗，保持身体温暖，眼睛可用大量水冲洗15分钟以上。

2. 乙醚

(1) 着火的危险性及毒性

乙醚易挥发和燃烧，其蒸气与空气混合形成爆炸物，乙醚着火危险远高于汽油。

乙醚有毒性，会刺激呼吸道。当吸入乙醚浓度 $100\text{g}/\text{m}^3$ 的空气 $30\sim 40\text{min}$ ，会使人失去知觉，浓度愈大，失去知觉愈早。医药上多用乙醚作麻醉剂，长久地吸入浓度极大的乙醚可导致死亡，工业允许浓度在 $100\text{mg}/\text{m}^3$ 。

(2) 灭火方法

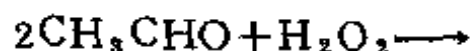
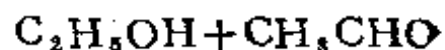
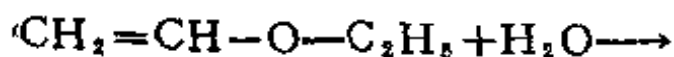
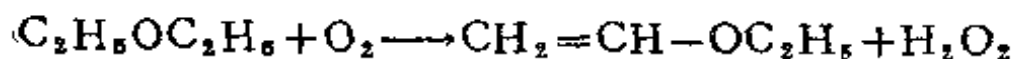
扑灭乙醚着火最好的灭火剂是二氧化碳和沙，只有在有限数量的乙醚着火时才可用四氯化碳灭火器。

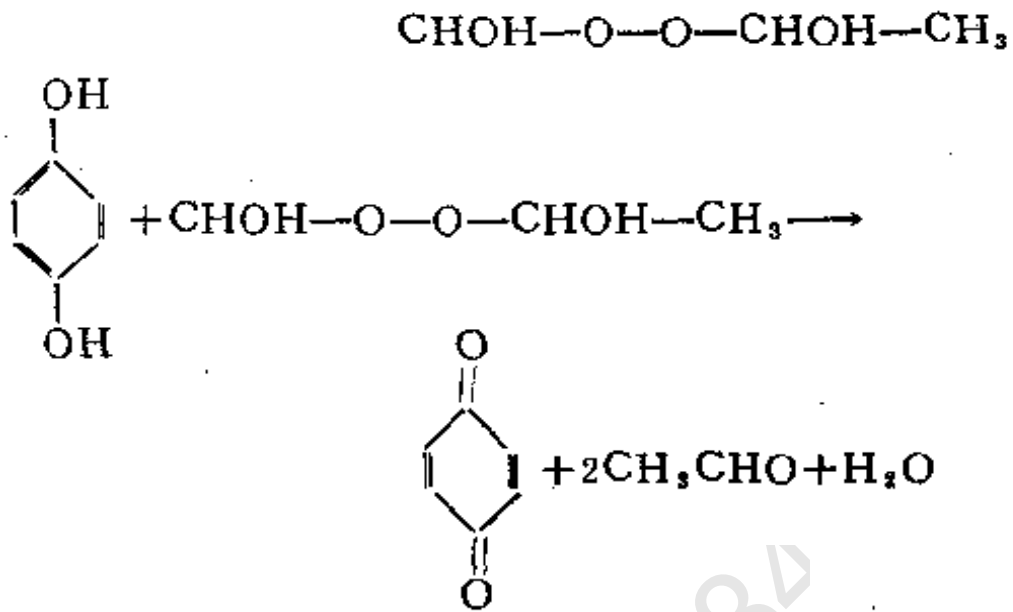
(3) 贮存方法

乙醚应装在玻璃瓶或白铁、铝制器皿中，再放于箱子或钢桶内，器皿须防机械损伤。

贮存库房要阴凉，防止太阳光照射，远离热源，严禁烟火。

为防止乙醚长期贮存时和空气中氧气作用产生过氧化物引起爆炸，可在乙醚中加少量氢化苯醌，其反应如下：





(4) 中毒抢救方法

发现中毒人员后应立即抬到通风良好的地方，保持身体温暖。如果患者能吃东西，则多吃些牛奶。

参考文献

- (1) 《化工工艺设计》，丁浩等编，上海科技出版社，1984。
- (2) 《乙醚制造》（苏），贾靖宏译，国防工业出版社，1956。
- (3) 《浮阀塔》，燃料化学工业部，1972。
- (4) 《化工过程与设备》，华东化工学院等编，中国工业出版社，1961。
- (5) 《化工过程与设备》，上海市化学工业学校等编，中国工业出版社，1961。
- (6) 《基本有机化学工程》，天津化学基本有机化工教研室编，人民教育出版社，1977。
- (7) 《火化工设备设计与制造》，北京工业学院，1975。
- (8) 《卧式塔试验报告》，五机部五院，1970。

第四章 溶剂回收中的 能源利用及管理

溶剂回收过程要消耗大量的动力资源，水、电、汽用量较大，如何节约能源对降低回收成本意义重大。同时，科学的管理工作也必不可少。

第一节 脱除溶剂气体直接进塔蒸馏

采用吸附法回收溶剂，要根据溶剂的特性，采用不同的流程。非水溶性溶剂，在脱除冷凝后，利用溶剂与水的比重不同而将溶剂分开；水溶性溶剂则必须经过蒸馏。若是混合溶剂则必须经过分馏、提纯等多种步骤，才能够加工成合格的回收溶剂。

吸附法回收溶剂，可概括为吸附、精馏两个化工单元操作。其工艺过程可归纳为以下几步：

吸附→脱除（通入蒸气） $\xrightarrow{110\sim 120\text{ }^{\circ}\text{C}\text{ 气体}}$ 冷凝、冷却到 $20\sim 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ →计量、贮存、泵送、计量、预热到 $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ →蒸馏（在釜内加热到 $106\text{ }^{\circ}\text{C}$ ）。

从能量利用角度来看，这中间充满着矛盾， $110\sim 120\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的溶剂蒸气，经过冷凝、冷却到 $20\sim 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，再经过预热以及塔釜加热到 $105\text{ }^{\circ}\text{C}$ 左右。显而易见，这中间的冷凝冷却、预

然加热过程是不合理的。为此，将上述流程简化为：

吸附 → 脱除 $\xrightarrow{110 \sim 120^\circ\text{C}}$ 蒸馏

从上述分析中可以看出，若能省掉脱除气体的冷凝、冷却及预热、加热过程，实现脱除后溶剂蒸气的直接进塔蒸馏，将会节省大量的动力资源，同时也简化了工艺，节省了设备投资，某厂在固定床吸附器上作了大量试验，发现主要障碍是脱除溶剂流量、温度不稳定，见图4-1。

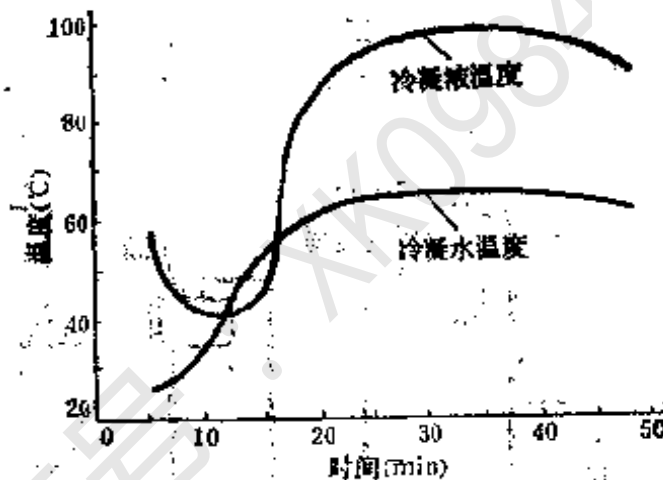


图4-1 脱除时间与冷凝水、冷凝液温度变化曲线

这种脉冲气流破坏了蒸馏塔的操作。后来采用先将脱除气体冷凝到 80°C ，仅取消中间的冷却和预热两个过程，为防止脉冲气流，又采用两个吸附重叠交叉脱除（锅与锅之间间隔二分之一脱除时间），从而使波动减缓，见图4-2。

为了使温度、流量均匀，在进塔前装设了稳压贮液罐，从而突破了这一技术难关，投入生产后，节约了大量的水、电、汽。某厂采用此工艺后，每年节约蒸气数千吨，水百万吨。其改进前后工艺流程见图4-3和图4-4。

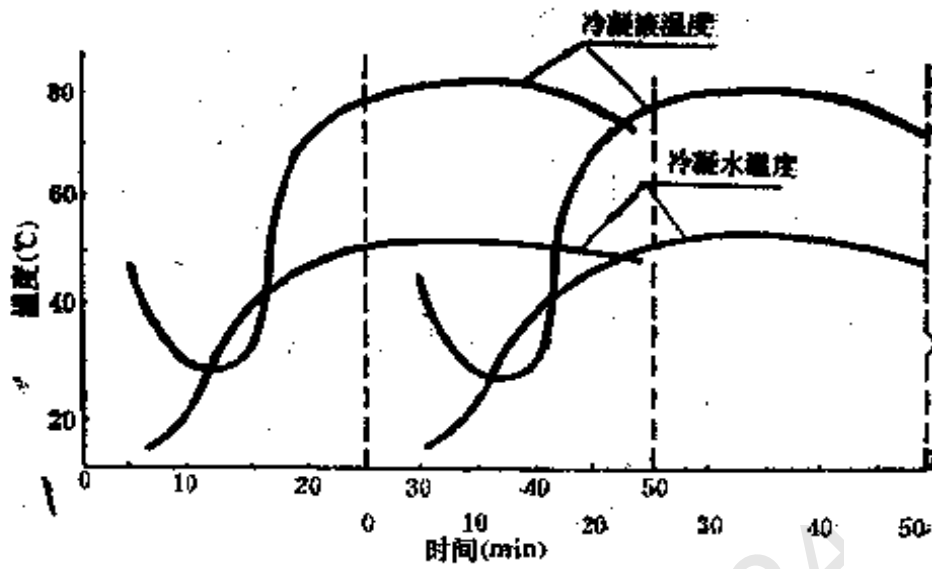


图4-2 重叠脱除冷凝水，冷凝液温度变化曲线

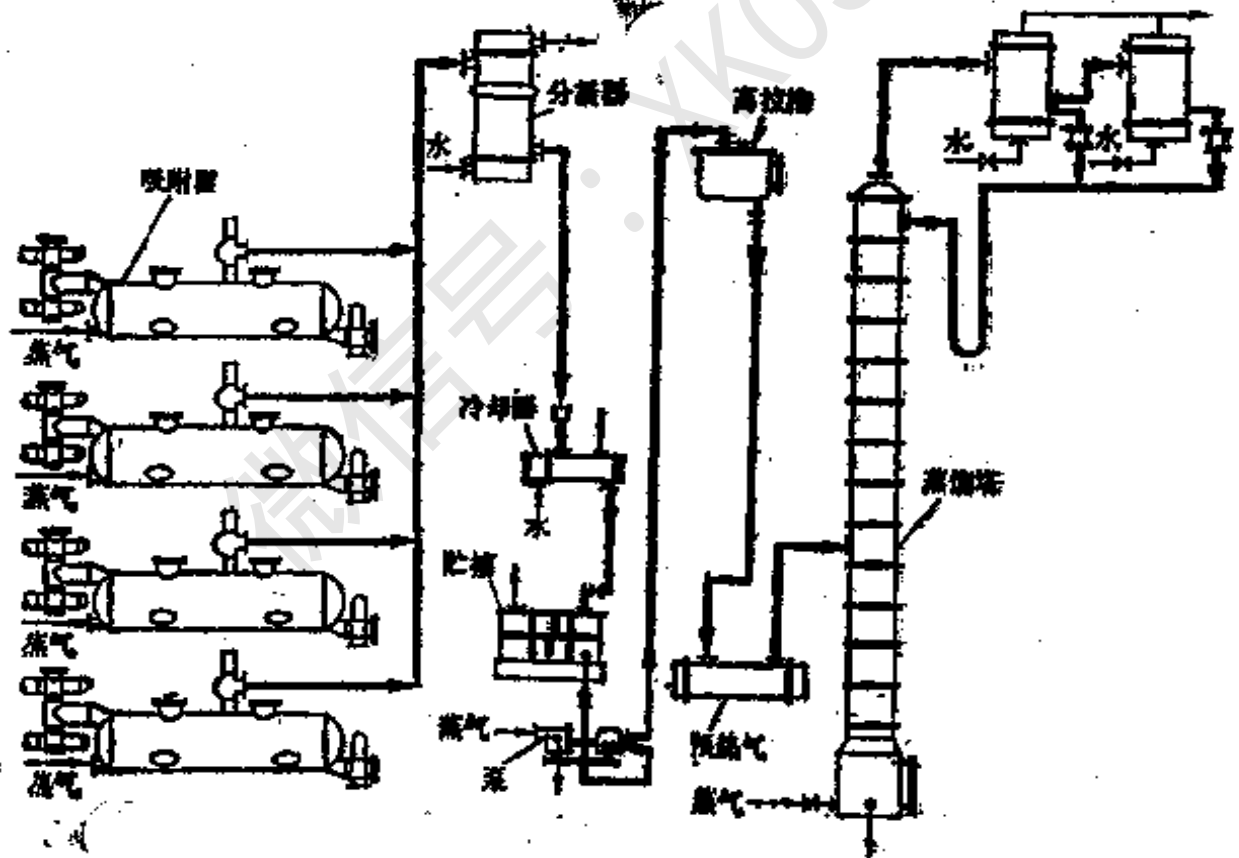


图4-3 改进前的工艺流程

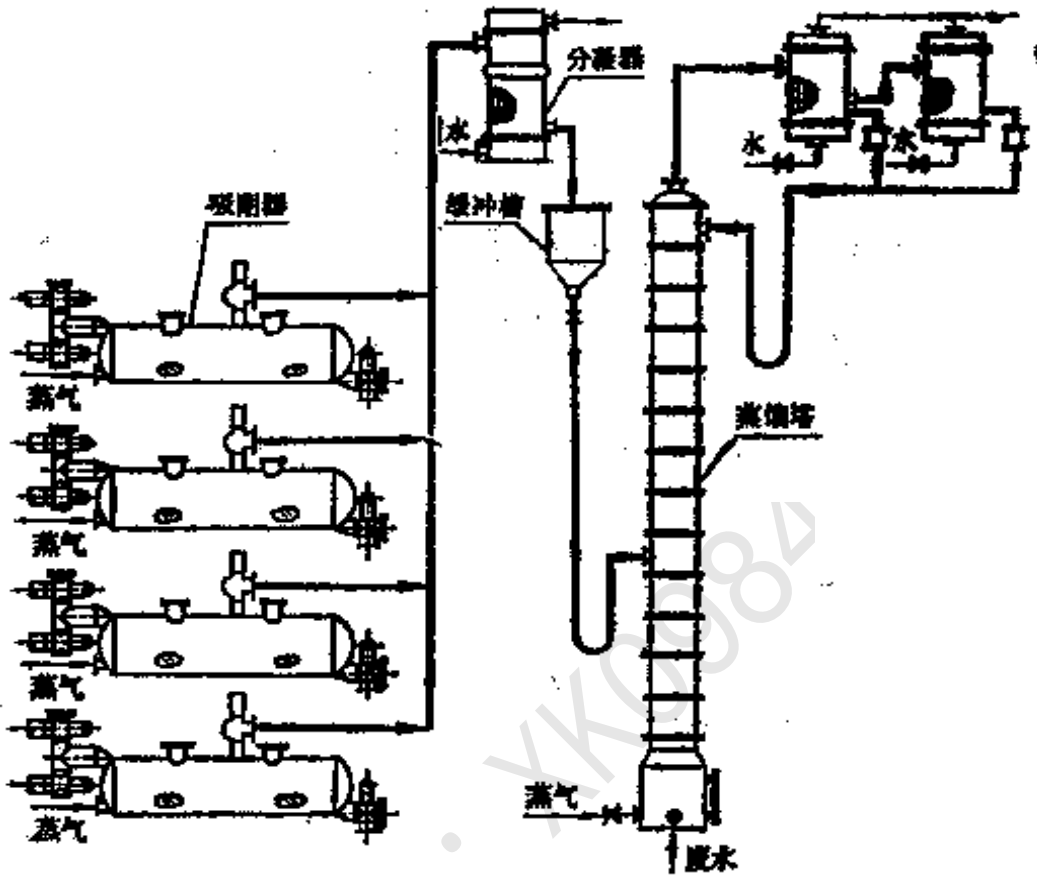


图4-4 改进后的工艺流程

第二节 串联脱除与脱除气体直接进塔蒸馏

一、串联脱除

采用以上流程后,节约了大量的工业用水,但脱除后的溶剂蒸气仍在 $110\sim 120^{\circ}\text{C}$ 之间,蒸气的利用还有潜力可挖。这部分溶剂蒸气又需大量水进行冷却,是否可以加以重复利用呢?通过在固定床吸附器上做试验,把两个吸附器串联起来,利用第一锅脱除气体的热能脱除第二锅。其工艺流程见图4-5。

这个流程通过试生产及大量生产表明,是一个先进的流程,效果很好,其工艺条件见表4-1、表4-2及图4-6。

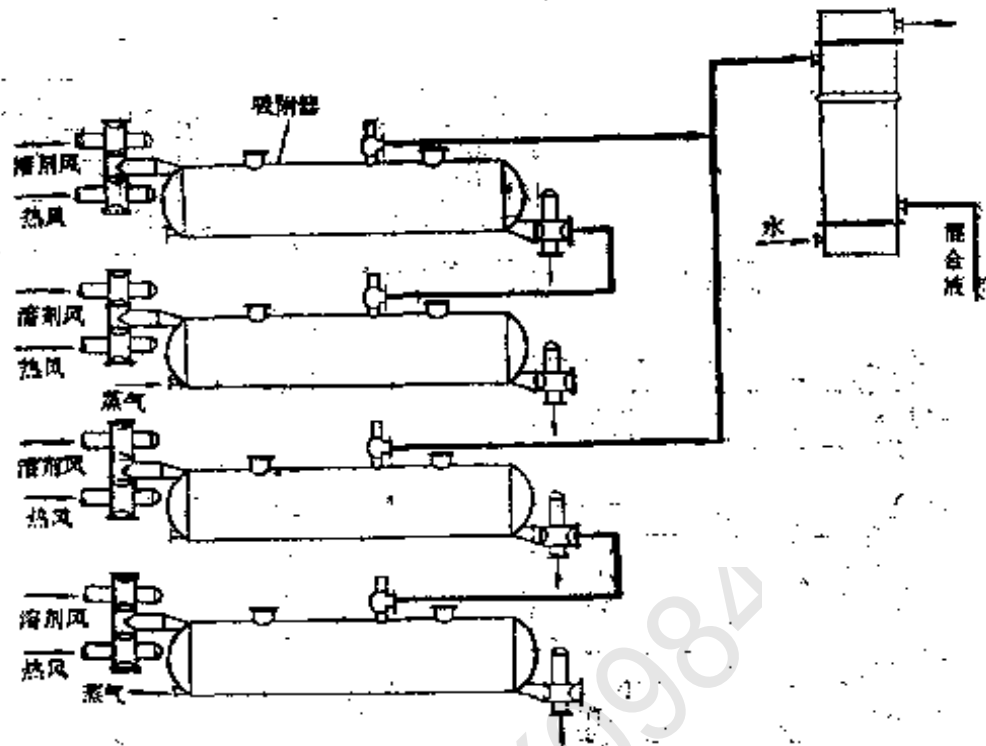


图4-5 串联脱除工艺流程

表4-1 串联脱除综合记录

试验号	脱除气压 (10^6Pa)	第一锅		第二锅		脱除时间 (min)	混合液	
		锅中温度 ($^{\circ}\text{C}$)	压力 (10^6Pa)	锅中温度 ($^{\circ}\text{C}$)	压力 (10^6Pa)		浓度 (%)	数量 (L)
1	0.2~3.3	117.5	0.25	114	0.1	60	10	3800
2	0.4~2.9	114	0.44			40	5	3700
3	0.8~4.0	125	0.30	124	0.12	50	6	3700
4	0.4~2.8	106	0.27			42	2.5	3500
5	0.8~2.5	113	0.24	110	0.12	58	10	4100
6	0.8~3.0	110	0.15			43		4100
7	0.8~3.0	115	0.36	114	0.15	60	6	4100
8	0.8~3.0	120	0.16			46	3	4200

表4-2 串联脱除原始记录

时间 (min)	脱除气压 ($\times 10^5$ Pa)	第一锅		第二锅		混合液		备注
		锅温 ($^{\circ}$ C)	锅压 ($\times 10^5$ Pa)	锅温 ($^{\circ}$ C)	锅压 ($\times 10^5$ Pa)	比重	数量	
开始	1.0							
4	1.6	80						
6	0.2	90						
10	2.0	109	0.15	40				
15	0.4	109	0.15	103.5		0.985		开始比重 高为上一 线残液影 响
20	0.80	110	0.05	105		0.990		
25	1.85	112.5	0.10	111		0.970	700	
30	2.50	114.5	0.15	111		0.975	1200	
35	3.0	117	0.24	113.5	0.08	0.982	1700	
40	2.8	117.5	0.25	114	0.1	0.989	2200	
45	3.0	116	0.24	113	0.03	0.992	2600	
50	3.2	115	0.24	112	0.03	0.994	3200	
57	2.2	114	0.17	112	0.02	0.996	3800	脱除结束 为检查第 二锅是否 脱除干 净, 第二 锅通新鲜 蒸气, 继 续脱除
60	1.0			112	0.08	0.997	4400	
65	2.1			114	0.09	0.998	4500	
结束							4600	

通过长期生产证实, 混合液数量串联工艺和不串联工艺锅基本相等; 串联工艺比不串联工艺的混合液浓度高一倍; 延长时间所耗蒸气主要用于浸润与加热活性炭, 锅中温度相差不大, 最终几乎相等; 溶剂回收率略有提高, 一般在春冬

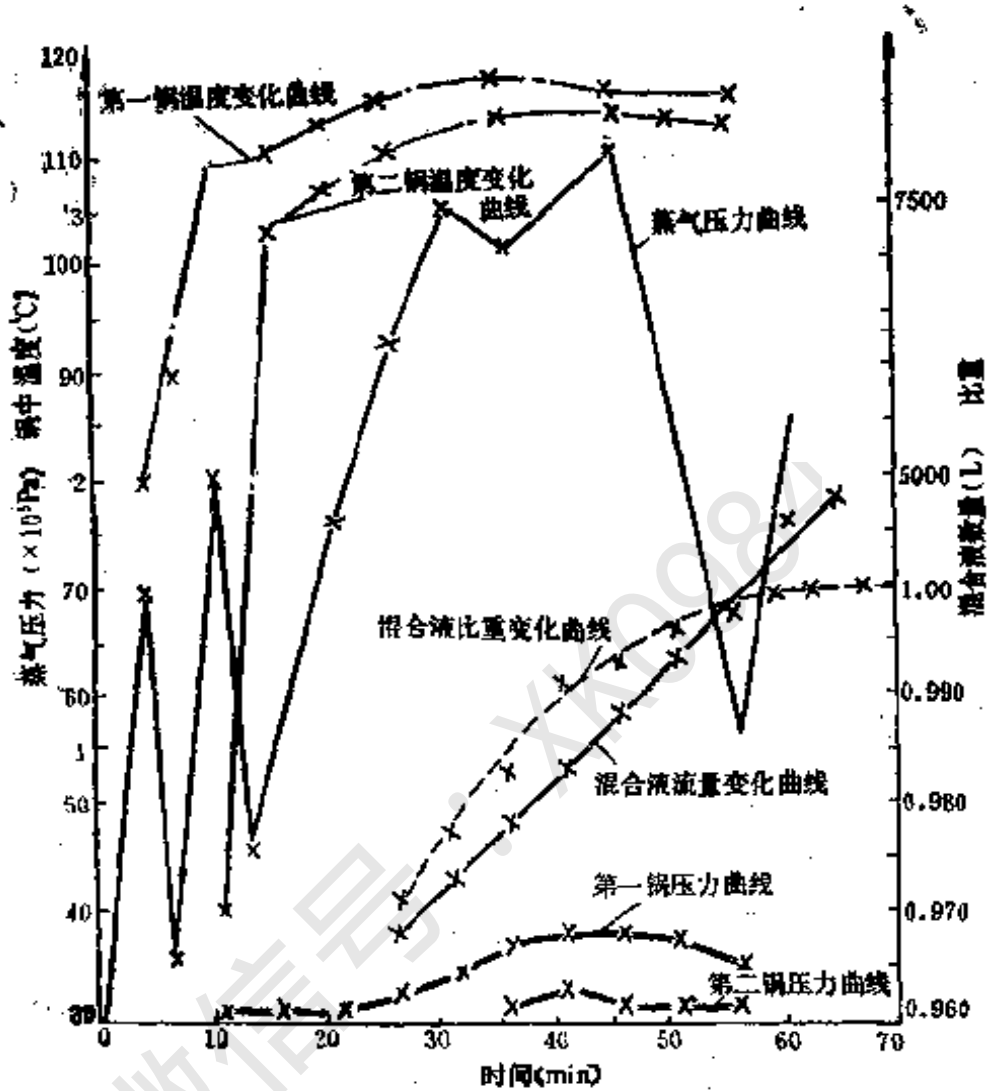


图4-6 双锅串联脱除工艺参数曲线

季可达93%左右；蒸气耗量大幅度下降，可减少40%左右。

二、连续吸附与脱除气直接进塔蒸馏

采用以上两个步骤节约了大量工业用动力，但仔细分析一下仍有潜力可挖，但必须实现连续吸附与连续脱除新工艺。由于球形沥青炭的问世，连续吸附与脱除已进入实用化

阶段，由于连续工艺蒸气流量和温度都十分均匀、平稳，从而为直接进塔蒸馏创造了条件，其工艺流程见图4-7

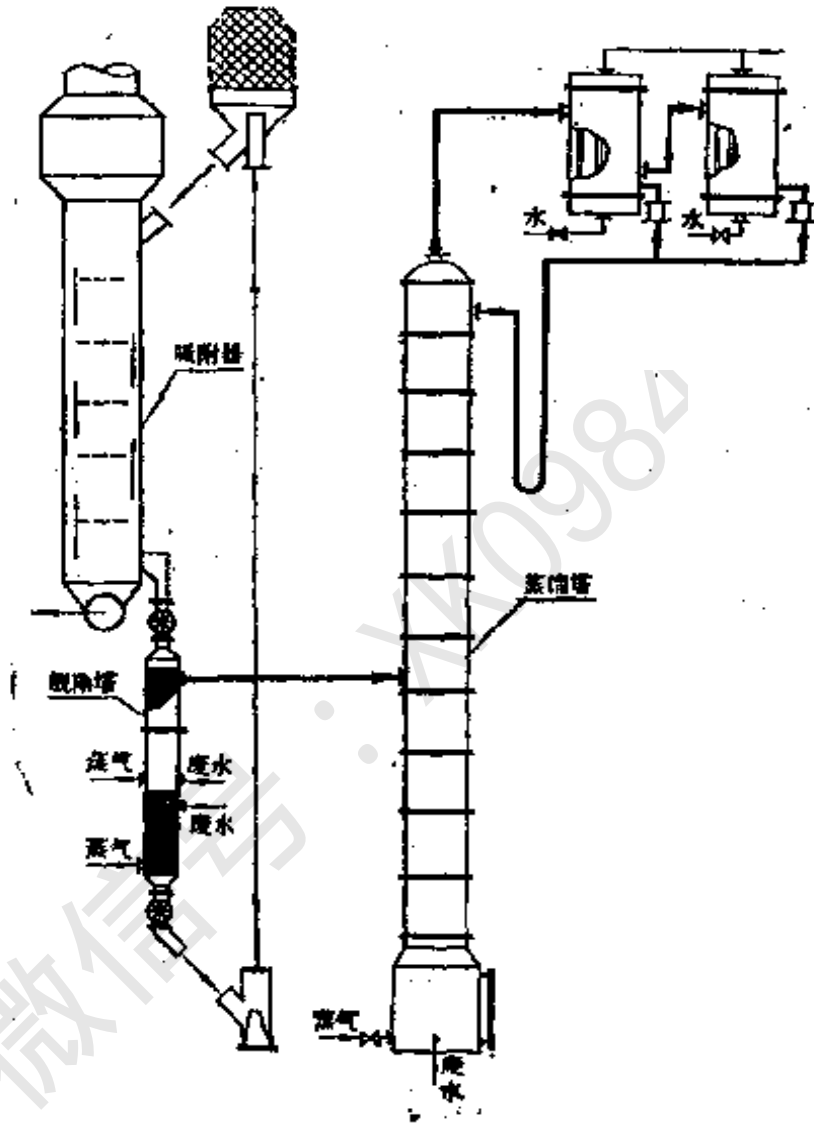


图4-7 连续吸附与直接进塔蒸馏工艺流程

当前，在国内外工业突飞猛进的形势下，节约能源普遍受到重视，推广以上成果有一定现实意义。

第三节 溶剂回收的管理

在发射药生产中，溶剂的使用与回收管理是企业管理工作的重要内容之一，它对发射药的成本影响很大。管理工作完善的工厂每生产1t发射药仅需乙醚36kg左右，而管理水平差的工厂则需乙醚近200kg。差别之大十分惊人，可见溶剂回收管理的重要。

一、溶剂回收率的构成

溶剂回收率系指气态回收率而言，主要由四个环节组成，即

$$\text{溶剂回收率}(\%) = \text{抽回效率} \times \text{吸附效率} \times \text{脱除效率} \\ \times \text{蒸馏得率}$$

以上四个环节彼此之间存在着互相依存的关系。

二、溶剂回收率的计算

$$\text{酒精回收率}(\%) = \frac{\text{混合液精馏后所得酒精量(折100\%)}}{\text{酒精投料量(折100\%)} - [\text{驱水淡酒(折100\%)} + \text{含醇水回收量(折100\%)}] } \times 100\%$$

$$\text{乙醚回收率}(\%) = \frac{\text{混合液分馏所得乙醚量}}{\text{乙醚投料量}} \times 100\%$$

$$\text{总溶剂回收率}(\%) = \frac{\text{酒精回收率子项} + \text{乙醚回收率子项}}{\text{酒精回收率母项} + \text{乙醚回收率母项}} \times 100\%$$

三、管理方法

1. 群众管理

溶剂回收牵涉面广，影响因素多，要各个方面进行配合。这就必须发动群众，人人动手，关好门窗，积少成多，滴水成河，才能提高溶剂回收率。

2. 巡回周查

由于回收工作与各个环节和工艺操作都有关，因此每周要由车间负责人会同有关人员进行周查，以便及时发现问题，改进回收装置、工艺条件及操作，提高溶剂回收率。

3. 物料平衡

这是对溶剂的走向、散失、挥发情况进行有效的调查，以便准确、迅速地找出抽回、吸附、脱除、蒸馏过程中的薄弱环节。物料平衡工作要有有准备的计量统计工作相配合。一般需测投入量、挥发量，各工序半成品溶剂含量，风管浓度，抽风、吸附、脱除效率及蒸馏得率等。

4. 班组核算

每班进行溶剂核算，发现问题及时采取措施。

5. 专业管理

各级都必须配备专业管理人员、工程技术人员以及分析监测人员，不断调整工艺条件，以保持高的回收率。

四、操作条件的选择

1. 操作方法的选择

回收的操作方法有两步法、三步法、四步法三种。一般多采用吸附、脱除、烘干、吹冷四步操作。但由于工艺的改进，许多工厂采用吸附、脱除两步操作或吸附、脱除、烘干三步操作。两步操作由于溶剂风加温烘干，所以吸附效率较差。近来由于活性炭质量的提高，过热蒸气用于脱除操作等措施，两步法又发展起来。三步操作使用较多。为了摸清三步操作与四步操作废风浓度变化情况，作了以下对比试验，见表4-3。

表4-3 三步操作与四步操作废风浓度对比表

项 目 操 作	烘干时间 (min)	吹冷时间 (min)	炭层温度 (℃)	吸附时间 (h:min)	尾气浓度 (g/m ³)
三步	45	—	45	5:00	0.1
四步	45	20	49	5:30	0.5
三步	60	—	51	5:15	0.3
四步	60	20	49	4:55	0.2
三步	45	—	45	5:10	0.5
四步	45	25	45	5:10	0.3

从表4-3可以看出，三步操作与四步操作尾气浓度差别不大，因此采用三步操作可以加快设备周转次数，有利于提高溶剂回收率。

三步操作不是没有吹冷操作，而是用溶剂风进行吹冷，当烘干才结束时炭层温度较高，吸附能力低。但另一方面，

由于吸附器才进行吸附，炭层处于饥饿状态，溶剂进入炭层后，虽然吸附率低，但整个炭层都未饱和，同样具有吸附能力，所以尾气浓度并不高。当吸附一段时期后，由于大量溶剂风带走了热量，当有溶剂逸出时，炭层温度已下降，又增强了吸附能力。某厂经长期生产考验，已证明了这一理论的正确性。所以，在正常情况下，采用三步法较好，在设备有富余时才采用四步法。

2. 脱除锅数和吸附时间的选择

脱除锅数一般根据尾气浓度进行选择，见表4-4。

表4-4 尾气浓度变化情况表 (g/m³)

试号	时间 (min)	开始	40	80	140	180	260	300	360
	1	0.4	0.3	0.3	0.3	0.6	0.7	0.7	0.7
2	无	无	0.2	0.3	0.4	0.5	0.5	0.5	/
3	无	无	0.4	0.9	1.1	1.0	1.0	1.0	/
4	0.1	无	0.5	1.0	1.6	1.6	2.1	2.1	/
5	0.2	0.03	0.01	0.1	0.1	0.4	0.6	1.97	1.97
6	0.03	0.5	0.15	0.05	0.05	0.21	0.42	1.47	1.47

当尾气浓度较高时，必须减少吸附时间，增加脱除锅数。在一年四季中，冬春由于气温低，动吸附率高，可延长吸附时间，减少脱除锅数，夏秋气温高废气浓度高（动吸附率下降），可减少吸附时间，增加脱除锅数。

3. 烘干条件的选择

烘干对吸附效率的影响较大，只有烘去活性炭中多余的

水分才有利于吸附。烘干温度根据烘干机风量，加热面积等而定。工厂中采用的烘干温度通常在80~120℃之间。温度高，烘干时间短，但会使溶剂中醛含量升高，炭粒粉碎率增加，所以一般在风量足够时采用较低的烘干温度。烘干时间一般根据炭层温度变化来确定，见图4-8。当炭层温度上升时，说明自由水分大部分烘去，表示烘干结束，工厂中多在炭层温度不再下降时，结束烘干操作。

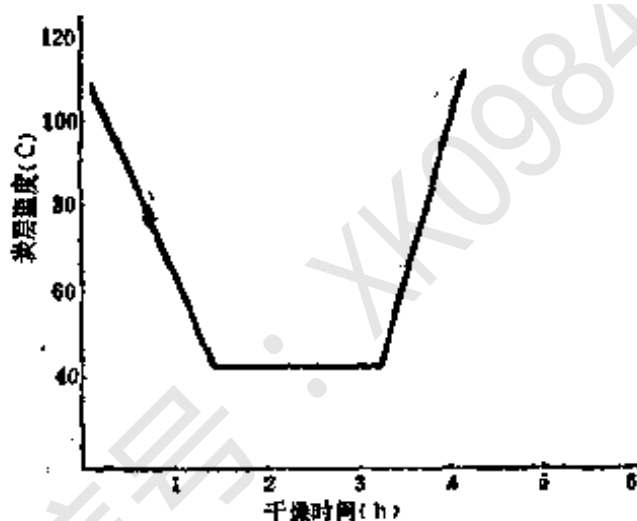


图4-8 烘干时间与炭层温度变化曲线

4. 抽风量的调配

抽风量的大小要根据生产情况进行调配。当药型厚时，溶剂挥发逐渐向后工序推移，风量也随之变化。夏秋天热，不易关闭门窗时，应加大抽风量；冬春天冷，门窗紧闭时，可适当减少风量。总之要因时制宜，随时调整风量。

5. 脱除时吸附器内压力的影响

脱除时吸附器内压力大小对脱除效果的好坏，有两种不同的看法；一种认为，提高吸附槽槽压，可以使蒸气在吸附器

内均匀分配，同时便于提高吸附器温度，有利于脱除；另一种认为，降低槽压便于溶剂很快从吸附器内逸出，可以缩短脱除时间，提高吸附效率。在工厂，吸附器内压力一般都控制在 $0.5 \times 10^5 \text{ Pa}$ 以下。某厂作过 $1 \times 10^6 \text{ Pa}$ 的槽压试验，有一定效果，但尚不能下定论。

参考文献

- (1) Adsorption on Solids, 1974, P566~577.
- (2) Industrial Carbon, 1947, P172~174.
- (3) Wasser Luft Und Betrieb, 16, 1972, Nr. 3, P33~39.
- (4) 新华化工厂活性炭产品说明书。
- (5) Chemie-Ing-Tecan 46, Jahrg, 1974, Nr. 18, P757~762.
- (6) 《气体和蒸气的工业吸附》(苏)，郑焱等译，化学工业出版社，1960。

第五章 溶剂回收装置的设计

第一节 主要设计数据

单基发射药溶剂回收设计，在计算中需要确定如下一些主要数据：

(1) 溶剂蒸气和空气混合物温度，如为正压操作，还要分进鼓风机前和出鼓风机后的温度。混合物通过鼓风机的温升一般约为 10°C ，通常要求进入吸附器的混合物温度在 35°C 以下。

(2) 吸附器内温度约 35°C 。

(3) 脱除（解吸）温度 $100\sim 120^{\circ}\text{C}$ 。

(4) 脱除时吸附器内压力 $p \leq 0.5 \times 10^6 \text{Pa}$ 。

(5) 溶剂蒸气和空气混合物进入冷凝器的温度。

(6) 混合液冷凝、冷却温度。

(7) 一级冷凝器进出水温度。

(8) 混合液冷却器进出水温度。

(9) 溶剂蒸气和空气混合物冷却器进出水温度。

(10) 干燥活性炭时进出风温度。

(11) 干燥后炭温。

(12) 冬、夏季室内外温度。

(13) 溶剂蒸气和空气混合物的计算浓度。

(14) 吸附效率。

(15) 吸附器的操作周期。

- (16) 吸附终了的尾气浓度。
- (17) 脱除混合液终点比重或溶剂含量。
- (18) 精馏得率。
- (19) 活性炭的性能指标。

第二节 吸附过程计算与 设备选型计算

溶剂回收的吸附过程计算与设备选型计算主要包括吸附持续时间、吸附器装炭量、炭层高度、脱除和干燥时的水蒸气耗量与空气需要量计算，以及吸附器、鼓风机、冷凝冷却器等主要设备的选型计算。

一、吸附风量和吸附持续时间

1. 吸附风量

吸附单基发射药生产中排出的溶剂蒸气所需要的风量，一般间歇式生产工艺，每吨成品（以日产量计）需风量 E 为 $3000 \sim 4000 \text{ m}^3/\text{h}$ 左右。也可以用 (2-1) 式计算，即

$$E = \frac{1000\Psi W}{c_c}$$

各工序风量的分配系由溶剂挥发量及工艺装置情况来决定。从多年积累的经验得知，各工序或工种设备都有定额风量。按 (2-1) 式计算时，各工序中挥发量的情况已在第二章给出，而每吨成品所投入溶剂量，不同品号产品均有不同定额。

可以根据 (2-1) 式求得风量后选择吸附用鼓风机，也可以用下面计算方法确定风量，选择鼓风机。如每日需吸附的溶剂数量为 2100 kg ，规定混合气中的溶剂含量为 $5 \text{ g}/\text{m}^3$ ，

则所需的风量 E 为:

$$\begin{aligned} E &= \frac{\text{每小时挥发量 (g/h)}}{\text{混合气中溶剂的含量 (g/m}^3\text{)}} \\ &= \frac{2100 (\text{kg}) \times 1000 (\text{g/kg})}{5 (\text{g/m}^3) \times 24 (\text{h})} \\ &= 17500 (\text{m}^3/\text{h}) \end{aligned}$$

2. 吸附持续时间的计算

本书介绍的吸附法溶剂回收装置是指间歇式吸附装置。因此,除需要计算出吸附剂用量、吸附剂高度外,还要计算一个操作周期的吸附持续时间。以下扼要介绍其计算过程和计算内容。

(1) 求传质系数 K_v

传质系数 K_v 可根据公式(2~6)~(2~8)求得,即

$$K_v = \frac{1.6 D \omega_p^{0.54}}{v^{0.64} d^{1.48}}$$

其中 $D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{P}{P_0}$

$$v = \frac{\mu g}{\gamma}$$

(2) 求被吸附溶剂的吸附等温线

因为被吸附物质的量 a 与可吸附气体的压力 P 以及过程的温度 t 有关,可用(2-13)表示,即

$$a=f(P, t)$$

在恒温时可用 (2-14) 式表示, 即

$$a=f(p)$$

表示这种关系的曲线, 称为吸附等温线, 通常由实验确定。若知道标准物质 (通常是苯) 的吸附等温线, 根据后面的 (5-1) 和 (5-2) 式就可以计算出任何物质的吸附等温线, 也可以求出同一种物质不同温度时的吸附等温线。如有 20℃ 时的酒精吸附等温线, 就可以找出 30℃ 时酒精吸附等温线。

这种吸附等温线的形式如图 5-1 所示。它可以分为三段: 第一段是曲线上升段; 第二段是曲线向上凸起段; 第三段曲线平直, 在这一段吸附量达到极限, 即饱和段。

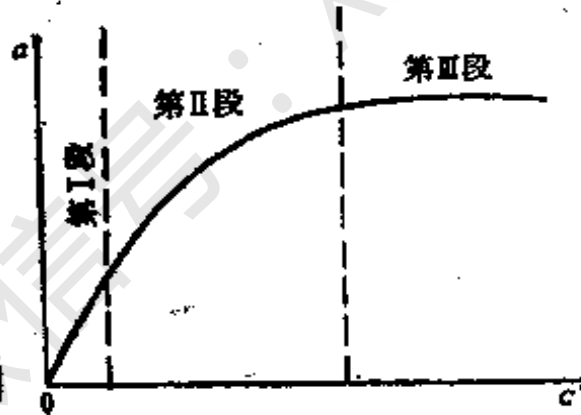


图 5-1 第一类吸附等温线的三段

所以, 已知用某一品种的活性炭吸附标准物质时的吸附等温线, 根据此吸附等温线, 利用公式 (5-1) 和 (5-2) 可以找出所需要的吸附等温线上的一点, 再按同样方法求出其他各点, 即可作出吸附质的吸附等温线。

从标准物质的吸附等温线求任何物质的吸附等温线的计算公式如下：

$$a_2 = a_1 \frac{V_1}{V_2} \quad (5-1)$$

$$\lg p_2 = \lg p_{s-2} - \beta_0 \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s-1}}{p_1} \quad (5-2)$$

二式中 a_2 ——单位重量吸附剂所吸附的物质的量 (mol)；

a_1 ——单位重量吸附剂所吸附的标准物质的量 (mol)；

V_2 ——被吸附物质的摩尔体积 (m^3/mol)；

V_1 ——标准物质的摩尔体积 (m^3/mol)；

p_2 ——与 a_2 成平衡时的被吸附物质的分压 (Pa)；

p_1 ——与 a_1 成平衡时的标准物质的分压 (Pa)；

p_{s-2} ——温度为 T_2 时被吸附物质和标准物质的饱和蒸气压 (Pa)；

p_{s-1} ——温度为 T_1 时被吸附物质和标准物质的饱和蒸气压 (Pa)；

T_2 ——吸附被吸附物质时的温度 (K)；

T_1 ——吸附标准物质时的温度 (K)；

β_0 ——相似系数

β_0 和 p_{s-1} 、 p_{s-2} 值可分别由表5-3和表5-4查得。

(3) 求吸附质质量 a_0

按吸附等温线及所给混合气中物质的初含量 c_0 (kg/m^3) 找出对应的吸附质质量 a_0 。

(4) 求吸附持续时间 τ

按吸附等温线确定 c_0 值处于等温线的那一段内，再分别

求吸附持续时间 τ 。

①若 c_0 值处于图5-1中吸附等温线的第一段内,则吸附持续时间按下式计算:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{\Gamma}{\omega}} \cdot \sqrt{L} - b \sqrt{\frac{\Gamma}{K_v}} \quad (5-3)$$

$$b = \phi^{-1} \left(1 - \frac{c}{0.54c_0} \right) \quad (5-4)$$

二式中 τ ——吸附持续时间 (min);

Γ ——无因次亨利系数, $\Gamma = a_0/c_0$;

ω ——对吸附器整个截面积而言的气流速度 (m/min);

L ——在吸附器内吸附层(炭层)的高度 (m);

K_v ——传质系数 (s^{-1});

ϕ^{-1} ——克朗泼函数的倒数;

c ——从吸附器出来的气流中的物质含量 (kg/m^3);

c_0 ——混合气中物质的初含量 (kg/m^3)。

已经对 c/c_0 的若干数值算出了系数 b ,其计算结果列于表5-1。

②若 c_0 值处于图5-1吸附等温线的第二段内,则要按下式先求出 p 值:

$$p = \frac{c_0}{y_1} \quad (5-5)$$

式中 y_1 ——与吸附质数量成平衡的溶剂蒸气和空气混合物浓度 (kg/m^3)。

按下式算出无因次数 x :

表5-1 由 c/c_0 按公式(5-4)计算出的系数 b

c/c_0	b	c/c_0	b	c/c_0	b
0.005	1.84	0.2	0.63	0.7	-0.27
0.01	1.67	0.3	0.42	0.8	-0.46
0.03	1.35	0.4	0.23	0.9	-0.68
0.05	1.19	0.5	0.07		
0.1	0.94	0.6	-0.10		

$$x = \frac{LK_V}{\omega} \quad (5-6)$$

根据 x 与比值 c/c_0 ,从图5-2或图5-3中找出 t 值。

再按下式求出吸附持续时间:

$$\tau = \frac{t(1+p)\Gamma}{K_V} \quad (5-7)$$

在吸附等温线的第二段内,吸附持续时间也可按下式用解析法算出:

$$\tau = \frac{a_0}{\omega c_0} \left\{ L - \frac{\omega}{K_V} \left[\frac{1}{p} \ln \left(\frac{c_0}{c} - 1 \right) + \ln \frac{c_0}{c} - 1 \right] \right\} \quad (5-8)$$

③若 c_0 处于图5-1第三段内,则吸附持续时间按下式计算:

$$\tau = \frac{a_0}{\omega c_0} \left[L - \frac{\omega}{K_V} (\ln \frac{c_0}{c} - 1) \right] \quad (5-9)$$

3. 间歇式吸附过程持续时间的实用近似算法

用此法计算时,取吸附剂对所给吸附质的某一平均(按

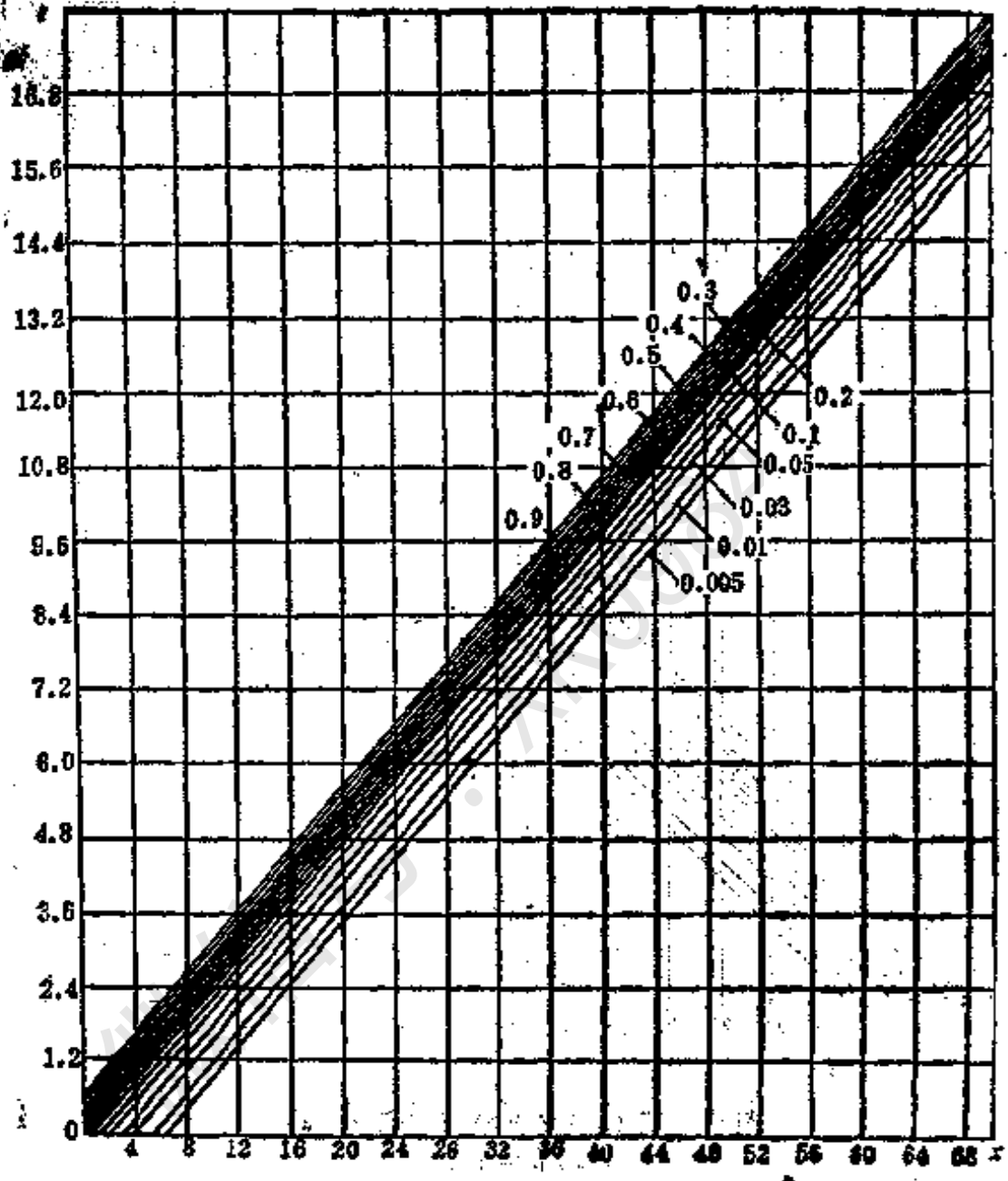


图5-2 当 $p=3$ 及各种不同 c/c_0 值时
 t 与 x 的渐近关系
 (c/c_0 的数值注在直线上)

整个吸附层)活性为原始数据。每批被吸附物质的数量 G 按

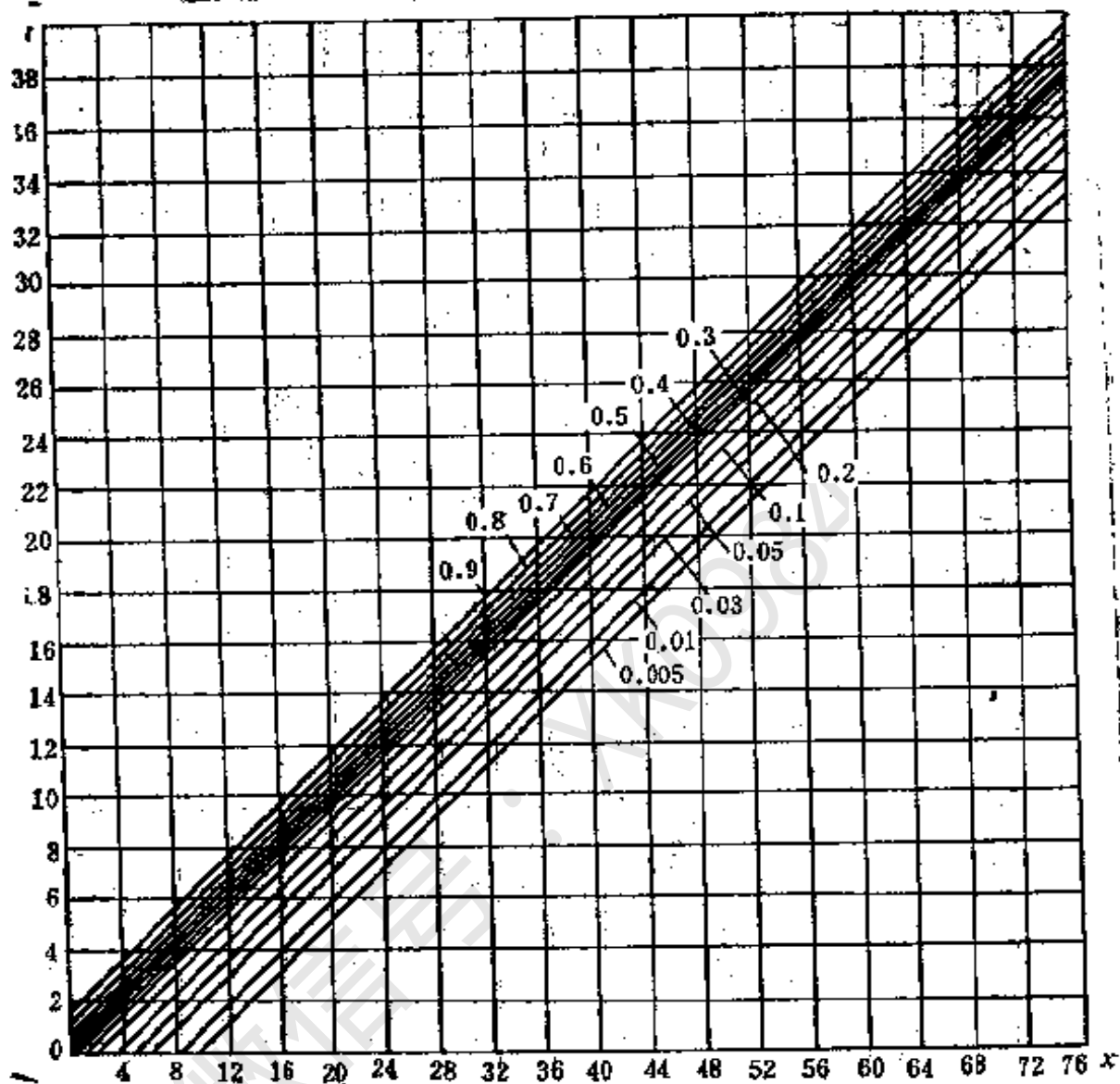


图5-3 当 $p=1$ 及各种不同的 c/c_0 值时
 t 与 x 的渐近关系
 (c/c_0 的数值注在直线上)

下式确定:

$$G = \omega S c_0 \tau \quad (5-10)$$

或 $G = G_1 (a_K - a_H) \quad (5-11)$

二式中 ω ——按吸附器整个截面积计算的气流速度
(m/min)；

S ——吸附器截面积 (m²)；

c_0 ——混合气中吸附质的初含量 (kg/m³)；

τ ——吸附持续时间 (min)；

G_1 ——吸附剂重量 (kg)；

a_K ——吸附剂的终活性 (%)。

a_H ——吸附剂的初活性 (%)。

使式 (5-10) 与 (5-11) 左右相等, 则间歇式吸附所需持续时间为:

$$\tau = \frac{G_1 (a_K - a_H)}{\omega S c_0} \quad (5-12)$$

二、混合蒸气的吸附

以上介绍的为单一吸附质蒸气的吸附。在实践中, 常遇到混合蒸气或气体的吸附, 如吸附两种吸附质的混合物。对它们的吸附量可按下式计算:

$$a_1 = \frac{A_{1\infty} B_1 c_1}{1 + B_1 c_1 + B_2 c_2} \quad (5-13)$$

$$a_2 = \frac{A_{2\infty} B_2 c_2}{1 + B_1 c_1 + B_2 c_2} \quad (5-14)$$

二式中 a_1 ——第一种吸附质的吸附量;

a_2 ——第二种吸附质的吸附量;

$A_{1\infty}$ ——在吸附剂完全饱和的情况下, 吸附剂中第一种吸附质的吸附量;

$A_{2\infty}$ ——在吸附剂完全饱和的情况下, 吸附剂中第二种吸附质的吸附量;

c_1 ——第一种吸附质在混合气中的含量；

c_2 ——第二种吸附质在混合气中的含量；

B_1 、 B_2 ——常数。

也有意见认为，上式不一定合适。但迄今为止，还没有其他方程式能够正确反映吸附质与其在混合气中含量的关系，同时又有足够简捷的分析表达形式。所以，前述确定某一吸附质的间歇性吸附持续时间的方法，也可以用于吸附混合物的情况。

混合物的吸附等温线按前述公式计算或从实验求得。它位于各种吸附质单独存在时的吸附等温线之间，其确切位置因混合物的组成不同而异。

图2-12表示了酒精、乙醚及二者不同组成的混合物的吸附等温线。

三、炭层高度

目前，发射药厂使用的吸附器基本上为卧式，炭层高度在1m以下，一般为700~900mm。立式吸附器炭层高度略高于卧式。

四、脱除时水蒸气、空气及热的消耗量

1. 脱除时水蒸气的消耗量

从炭上脱除吸附质时，水蒸气的总消耗量 D 包括：

①加热整个系统蒸气的消耗量 D_1 ；

②动力蒸气，即将吸附质从炭上吹脱时的蒸气消耗量 D_2 ；

③补偿炭为水润湿时的负润湿热的蒸气消耗量 D_3 。

$$D = D_1 + D_2 + D_3 \quad (5-15)$$

公式(5-15)中的 D_1 包括加热吸附器、活性炭、绝热

材料、吸附质、水分等到脱除温度用的蒸气，补偿散失到周围介质中去的热量用的蒸气，以及脱除吸附质用的蒸气，统称为加热蒸气，即

$$D_1 = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3 + \dots + Q_x + Q_B}{\lambda - \theta} \quad (5-16)$$

式中 Q_1 、 Q_2 、 Q_3 、 \dots ——用来加热炭、吸附器、绝热材料等的热量 (kJ)；

Q_x ——散失于四周介质的热量 (kJ)；

Q_B ——用于自炭上脱除吸附质的热量 (kJ)；

λ ——在蒸气进入吸附器时的压力 p_1 下的蒸气热含量 (kJ/kg)；

θ ——水蒸气凝缩液的热含量 (kJ/kg)，其值等于饱和蒸气在吸附器中的压力 p_2 下的凝缩温度。

$$Q_x = Wq \quad (5-17)$$

式中 W ——自炭上被脱除的吸附质的重量 (kg)；

q ——吸附热 (kJ/kg)，其值见表5-5和表5-6。

由公式 (2-15) 有 $q = q_k + q_c$ 。 q_k 为润湿热， q_c 为凝缩热，亦即气化热。

$$D_3 = \frac{D'q_c}{\lambda - \theta} \quad (5-18)$$

式中 D' ——留在炭上的蒸气凝液量 (kg)。

据报导，通常约有80~90%的蒸气凝液 ($D_1 + D_3$) 留在炭上，增加了炭的含水量，其余10~20%聚集在吸附器的底部。

计算中可假定蒸气量 D_1 和 D_3 全部凝缩于吸附器中。

2. 干燥活性炭的空气及热消耗量

用水蒸气脱除后，活性炭需用热空气进行干燥以恢复活性。其干燥空气及热的消耗量，可利用图5-4 湿空气状态图的 $I-x$ 关系来求干燥空气的消耗量，再算出加热空气的蒸水量。

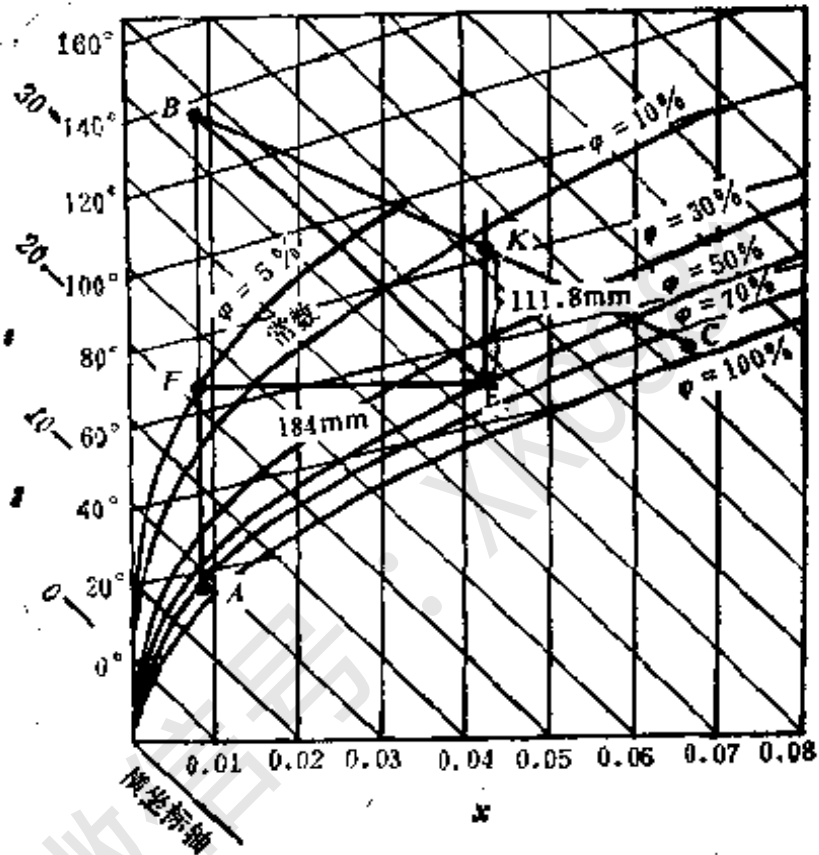


图5-4 在 $I-x$ 图上湿炭干燥过程的作图

I —湿空气的热含量 ($\times 4.1868 \text{kJ/kg}$ 干空气)；

x —空气中的含湿量 (kg 水分/ kg 干空气)；

t —温度 ($^{\circ}\text{C}$)。

计算原理为普通干燥器计算中的图解法。

干燥过程的热收入为 $q_a + q_c + q_r$ 。这里， q_a 为全系统给出的热量，单位 kJ ； q_c 为润湿热量，单位 kJ ； q_r 为含于炭内

水分中的热量，单位kJ。

由于炭为水润湿时的润湿热是负值，因此，当水自炭中驱出时，释放出热量，其值等于润湿热而符号相反。

支出热为 Q_r ，它是散失于四周介质的热量，单位kJ。

在干燥过程的炭层中，每1kg被驱除出的水分的热收支差额以 Δ 表示，则

$$\Delta = \Delta_{入} - \Delta_{出} \quad (5-19)$$

干燥炭时空气的单位消耗量 l 按下式计算：

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} \quad (5-20)$$

式中 x_2 ——离开炭层的空气含湿量 (kg 水分/kg 干空气)；

x_0 ——进入炭层的空气含湿量 (kg 水分/kg 干空气)。

干燥炭时空气的总消耗量 L 为

$$L = Wl \quad (5-21)$$

式中 W ——干燥炭时驱走的水分 (kg)。

按图5-4亦可求得加热器中加热空气所耗的热量：

$$q = l(I_1 - I_0) \quad (5-22)$$

$$Q = qW \quad (5-23)$$

二式中 q ——单位热耗量 (kJ/kg)；

I_1 ——出自加热器而进入吸附器的空气的热含量 (kJ/kg干空气)；

I_0 ——进入加热器的空气的热含量 (kJ/kg干空气)；

Q ——加热器中热的总耗量 (kJ)。

五、计算例题

例1: 求活性炭自空气中吸附乙醇蒸气的吸附时间。

已知: 进入吸附器的混合气的初浓度 $c_0 = 10\text{g}/\text{m}^3$, 出吸附器时混合气的浓度 $c = 0.1\text{g}/\text{m}^3$; 以吸附器全断面积计算的混合气的速度 $\omega = 12\text{m}/\text{min}$; 炭层高度 $L = 0.7\text{m}$; 活性炭直径 $d = 3\text{mm}$, 长度 $l = 5\text{mm}$, 松密度 $\gamma = 0.5\text{g}/\text{cm}^3$ 。活性炭吸附苯时的吸附等温线见图5-5。计算中混合气的粘度及重度, 采用同一条件下空气的粘度与重度, 吸附在 20°C 下进行, 吸附器中的压力为常压。

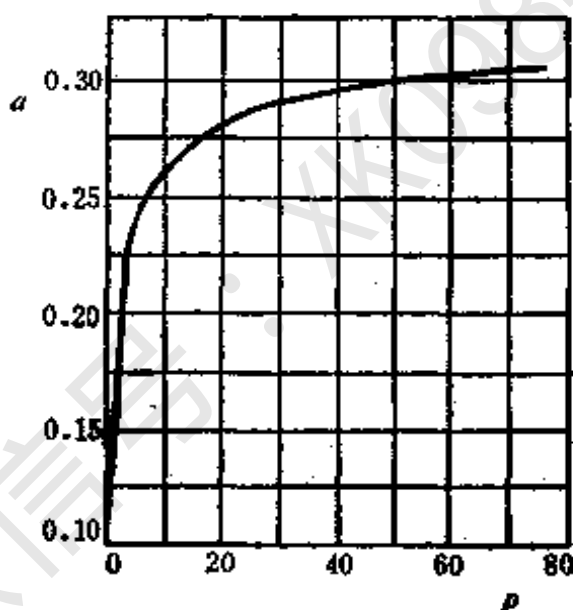


图5-5 20°C时炭吸附苯的吸附等温线

p —苯的蒸气压 ($\times 133.32\text{Pa}$);

a —以1kg吸附剂为基准的吸附质的数量 (kg/kg)

解:

1. 求传质系数 K_v

由公式 (2-6) ~ (2-8) 有:

$$K_V = \frac{1.6D\omega^{0.54}}{\nu^{0.54}d^{1.48}}$$

其中

$$D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{p}{p_0}$$

$$\nu = \frac{\mu g}{\gamma}$$

按吸附时操作温度20℃的条件，取空气的重度 $\gamma = 1.2 \text{ kg/m}^3$ ，粘度 $\mu = 0.019 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ，得

$$\nu = \frac{\mu g}{\gamma} = 0.16 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s},$$

$$\nu^{0.54} = (0.16 \times 10^{-4})^{0.54} = 0.257 \times 10^{-2};$$

$$\omega^{0.54} = \left(\frac{12}{60} \right)^{0.54} = 0.42;$$

$$d^{1.48} = \left(\frac{0.003 + 0.005}{2} \right)^{1.48} = 0.3154 \times 10^{-3};$$

从表5-2查得乙醇与空气的数值：

$$D_0 = 0.102 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s};$$

$$p_0 = p = 1 \times 10^5 \text{ Pa};$$

而 $T_0 = 273\text{K},$

$$T = T_0 + 20\text{K} = 273\text{K} + 20\text{K} = 293\text{K};$$

故

$$D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{p}{p_0} = 0.102 \times 10^{-4}$$

$$\times \left(\frac{293}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 0.117 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{所以 } K_v = \frac{1.6 D \omega^{0.54}}{\nu^{0.54} d^{1.46}}$$

$$= \frac{1.6 \times 0.117 \times 10^{-4} \times 0.42}{0.257 \times 10^{-2} \times 0.3154 \times 10^{-3}} = 9.69$$

$$\approx 9.7 \text{ s}^{-1}$$

2. 求乙醇的吸附等温线

根据图5-5苯的吸附等温线，可求出20℃时乙醇吸附等温线的各点。现求一点为例：

由公式(5-1)和(5-2)

$$a_2 = a_1 \frac{V_1}{V_2}$$

$$\lg p_2 = \lg p_{s-2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s-1}}{p_1}$$

从表5-3和表5-4中查得：20℃时苯的蒸气压 $p_{s-1} = 9.999 \text{ kPa}$ ；20℃时酒精的蒸气压 $p_{s-2} = 5.866 \text{ kPa}$ ， $\beta = 0.61$ 。

$$\text{而 } \frac{T_1}{T_2} = \frac{293}{293} = 1$$

再从理化手册或物性数据手册可以找出下列数据：

乙醇

重度 0.789g/mL

容度 $1/0.789\text{mL/g}$

分子量 46

摩尔容积 $V_2 = 46 \times \frac{1}{0.789} = 58\text{mL/mol}$

苯

重度 0.879g/mL

容度 $1/0.879\text{mL/g}$

分子量 78

摩尔容积 $V_1 = 78 \times \frac{1}{0.879} = 89\text{mL/mol}$

设从苯的吸附等温线取一点 a_1 , $a_1 = 0.225\text{kg/kg}$, 此时 $p_1 = 0.453\text{kPa}$, 可得 $a_1 = 0.225/78\text{kg} \cdot \text{mol/kg}$,

则

$$a_2 = a_1 \frac{V_1}{V_2} = \frac{0.225}{78} \times \frac{89}{58} = 4.43 \times 10^{-3} \text{kg} \cdot \text{mol/kg}$$

即 $a_2 = 4.43 \times 10^{-3} \times 46 = 0.20\text{kg/kg}$

将上述数值代入 $\lg p_2 = \lg p_1 - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_2 - 1}{p_1}$, 得

$$p_2 = 879.99\text{Pa}$$

乙醇吸附等温线上其余各点按此同样方法求得。根据所求得的各点绘制出 20°C 时乙醇吸附等温线, 见图5-6。

3. 求 a_0

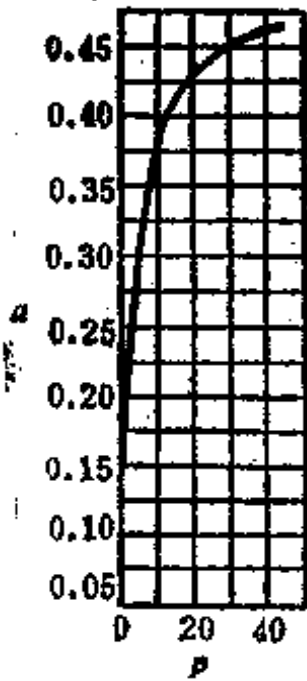


图5-6 20℃时炭吸附乙醇的吸附等温线
 p —乙醇的蒸气压力
 ($\times 133.322 \text{ Pa}$) ;
 a —以1kg炭为基准的吸附质的数量 (kg/kg)

a_0 值可按乙醇的吸附等温线及 c_0 值求得。 $c_0 = 10 \text{ g/m}^3 = 0.01 \text{ kg/m}^3$ 。按公式 $c = p/RT$ ，得

$$p_0 = c_0 RT = 0.01 \times \frac{848}{46} \times 293 \times \frac{760}{10330} \times 133.32 = 529.8 \text{ Pa}$$

由 p_0 值可从吸附等温线上得 $a_0 = 0.265 \text{ kg/kg}$ 。

4. 求吸附时间

在吸附等温线的第二段内找得点 $c_0 = 10 \text{ g/m}^3$ (按 $p_0 = 529.8 \text{ Pa}$ 折算)， $a_0 = 0.265 \text{ kg/kg}$ 。

根据吸附等温线的形态 (图5-5) 可取：

$$a_\infty \approx 0.5 \text{ kg/kg}$$

这里 a_∞ 为在吸附剂完全饱和的情况下物质的吸附量，即 a_0 值约相当于饱和的平均数，同时 $p=1$ 。

这里 a_∞ 为在吸附剂完全饱和的情况下物质的吸附量，即 a_0 值约相当于饱和的平均数，同时 $p=1$ 。

$$x = \frac{LK_V}{\omega} = \frac{0.7 \times 9.7}{\frac{12}{60}} = 33.95$$

$$\frac{c}{c_0} = \frac{0.1}{10} = 0.01$$

按图5-2求相当于该 x 与 c/c_0 值的 t 值， $t = 12.8$ 。

$$t = \frac{\tau K_V}{(1+p) \Gamma}$$

$$\tau = \frac{t(1+p) \Gamma}{K_V}$$

由于 $a_0 = 0.265 \times 500 = 133 \text{ kg/m}^3$,

$c_0 = 10 \text{ g/m}^3 = 0.01 \text{ kg/m}^3$,

$$\Gamma = \frac{a_0}{c_0},$$

所以
$$\tau = \frac{t(1+p) \Gamma}{K_V} = \frac{12.8 \times (1+1) \times 133}{9.7 \times 0.01 \times 60}$$

$$= 585 \text{ min}$$

$$\approx 9.75 \text{ h}$$

例2: 求在直立环形式吸附器中, 用活性炭吸附空气中的乙醇蒸气的吸附时间。

已知: 进入吸附器的混合气的初浓度 $c_0 = 2 \text{ g/m}^3$, 离开吸附器的混合气的终浓度 $c = 0.1 \text{ g/m}^3$, 混合气数量为 $4700 \text{ m}^3/\text{h}$; 温度为 20°C , 压力 $p = 1 \times 10^5 \text{ Pa}$; 吸附器筛板外径 $D_{\text{外}} = 1.2 \text{ m}$, 吸附器筛板内径 $D_{\text{内}} = 0.6 \text{ m}$, 吸附器筛板高 $H = 2.5 \text{ m}$; 炭的直径 $d = 2 \text{ mm}$, 长度 $L = 4 \text{ mm}$, 松密度 $\gamma = 0.5 \text{ g/cm}^3$ 。

计算时用图5-6中 20°C 的乙醇吸附等温线, 混合气的重度与粘度, 取相同条件下空气的重度与粘度。

解:

1. 求传质系数 K_V

由公式 (2-6) ~ (2-8) 有

$$K_v = \frac{1.6 D \omega^{0.54}}{\nu^{0.54} d^{1.46}}$$

其中

$$D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{p_0}{p}$$

$$\nu = \frac{\mu g}{\gamma}$$

按同等条件下的空气取： $\gamma = 1.2 \text{ kg/m}^3$ ， $\mu = 0.019 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。

$$\nu = \frac{\mu g}{\gamma} = 0.16 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\nu^{0.54} = (0.16 \times 10^{-4})^{0.54} = 0.257 \times 10^{-2}$$

由表5-2查得乙醇与空气的 $D_0 = 0.102 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ ，
而 $p_0 = p = 1 \times 10^5 \text{ Pa}$ ， $T_0 = 273 \text{ K}$ ， $T = 273 + 20 = 293 \text{ K}$ ，
有

$$D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{p_0}{p} = 0.102 \times 10^{-4}$$

$$\times \left(\frac{293}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 0.109 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$d = \frac{2+4}{2} = 3 \text{ mm} = 0.003 \text{ m}$$

$$d^{1.46} = 0.003^{1.46} = 0.2072 \times 10^{-3}$$

外筒筛面积 $S_{\text{外}} = \pi D_{\text{外}} H = 3.14 \times 1.2 \times 2.5 = 9.42 \text{ m}^2$ ；
内筒筛面积 $S_{\text{内}} = \pi D_{\text{内}} H = 3.14 \times 0.6 \times 2.5 = 4.71 \text{ m}^2$ ；混

合气通过的平均断面面积为 $S_{平}$ ：

$$S_{平} = \frac{S_{外} + S_{内}}{2} = \frac{9.42 + 4.71}{2} = 7.07 \text{ m}^2$$

混合气的平均速度 ω ：

$$\omega = \frac{4700}{60 \times 60 \times 7.07} = 0.1846 \text{ m/h}$$

$$\omega^{0.54} = 0.1846^{0.54} = 0.401 \text{ m/h}$$

$$\begin{aligned} K_v &= \frac{1.6D\omega^{0.54}}{v^{0.54}d^{1.48}} \\ &= \frac{1.6 \times 0.109 \times 10^{-4} \times 0.401}{0.257 \times 10^{-2} \times 0.2072 \times 10^{-3}} \\ &= 13.13 \text{ s}^{-1} \end{aligned}$$

2. 求 a_0

a_0 可根据图5-6乙醇吸附等温线和 c_0 求得。

$$c_0 = 2 \text{ g/m}^3 = 0.002 \text{ kg/m}^3$$

根据公式 $c = p/RT$ ，得

$$\begin{aligned} p_0 &= c_0 RT = 0.002 \times \frac{848}{46} \times 293 \times \frac{760}{10330} \\ &\quad \times 133.32 \\ &= 106.66 \text{ Pa} \end{aligned}$$

当 $p_0 = 106.66 \text{ Pa}$ 时，从吸附等温线得

$$a_0 = 0.1 \text{ kg/kg}$$

3. 求吸附时间

$c_0 = 2 \text{ g/m}^3$ （按 $p_0 = 106.66 \text{ Pa}$ 折算）及 $a_0 = 0.1 \text{ kg/kg}$ 的点位于吸附等温线的第一段，吸附时间可按公式（5-

3) 和 (5-4) 计算, 即

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{\Gamma}{\omega}} \cdot \sqrt{L} - b \sqrt{\frac{\Gamma}{K_V}}$$

其中 $b = \phi^{-1} \left(1 - \frac{c}{0.54c_0} \right)$

由于 $a_0 = 0.1 \times p = 0.1 \times 500 = 50 \text{ kg/m}^3$

$c_0 = 2 \text{ g/m}^3 = 0.002 \text{ kg/m}^3$

$$\Gamma = \frac{a_0}{c_0} = \frac{50}{0.002}$$

$\omega = 11 \text{ m/min}$

$$L = \frac{D_{\text{外}} - D_{\text{内}}}{2} = \frac{1.2 - 0.6}{2} = 0.3 \text{ m}$$

当 $c/c_0 = 0.1/2 = 0.05$ 时, 按表 5-1 查得: $b = 1.19$ 。

$K_V = 13.13$

将以上数值代入求吸附时间的公式得

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{50}{0.002 \times 11}} \times \sqrt{0.3} - 1.19 \times$$

$$\sqrt{\frac{50}{0.002 \times 13.13 \times 60}} = 19.44$$

$\tau = 378 \text{ min} = 6.3 \text{ h}$

例3: 求用活性炭自空气中吸附乙醇和乙醚混合蒸气的吸附时间。

已知: 混合蒸气的组成为乙醚 80%, 乙醇 20% (重量比); 进入吸附器空气和蒸气混合物的初浓度 $c_0 = 30 \text{ g/m}^3$,

离开吸附器时的终浓度取 $c=0.15\text{g}/\text{m}^3$ ，按吸附器整个断面面积计算的空气和蒸气混合物的速度 $\omega=10\text{m}/\text{min}$ ；炭层高度 $L=0.6\text{m}$ ，炭的直径 $d=3\text{mm}$ ，长度 $l=5\text{mm}$ ，松密度 $\gamma=0.5\text{g}/\text{cm}^3$ 。

含乙醚80%、乙醇20%（重量比）的混合物的吸附等温线见图2-12。

计算中空气和蒸气混合物的重度和粘度取相同条件下空气的重度和粘度。

解：

1. 求传质系数 K_v

由公式(2-6)~(2-8)有

$$K_v = \frac{1.6D\omega^{0.54}}{\nu^{0.54}d^{1.46}}$$

其中 $D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{-2} \frac{p_0}{p}$

$$\nu = \frac{\mu g}{\gamma}$$

对吸附器中的条件，按空气取值得： $\gamma=1.2\text{kg}/\text{m}^3$ ， $\mu=0.019 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$ ，有

$$\nu = \frac{\mu g}{\gamma} = 0.16 \times 10^{-4} \text{m}^2/\text{s}$$

$$\nu^{0.54} = (0.16 \times 10^{-4})^{0.54} = 0.257 \times 10^{-2}$$

$$\omega^{0.54} = \left(\frac{10}{60} \right)^{0.54} = 0.38$$

$$d^{1.46} = \left(\frac{d+l}{2} \right)^{1.46} = \left(\frac{0.003+0.005}{2} \right)^{1.46}$$

$$=0.3154 \times 10^{-3}$$

从表5-2查得乙醚与空气的扩散系数 $D_0' = 0.0778 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ ，乙醇与空气的扩散系数 $D_0'' = 0.1019 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ ， D_0 取 D_0' 的值，即

$$D_0 = D_0' = 0.0778 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

又 $p_0 = p = 1 \times 10^5 \text{ Pa}$

$$T_0 = 273 \text{ K}$$

$$T = 273 \text{ K} + 20 \text{ K} = 293 \text{ K}$$

$$D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{p_0}{p}$$

$$= 0.0778 \times 10^{-4} \times \left(\frac{293}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 0.0835 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$K_v = \frac{1.6 D \omega^{0.54}}{\nu^{0.54} d^{1.46}} = \frac{1.6 \times 0.0835 \times 10^{-4} \times 0.38}{0.257 \times 10^{-2} \times 0.3154 \times 10^{-3}} = 6.3 \text{ s}^{-1}$$

2. 求 a_0

按照混合物吸附等温线图2-12及 c_0 可找到 a_0 值。

$$c_0 = 30 \text{ g}/\text{m}^3 = 0.03 \text{ kg}/\text{m}^3$$

由于混合物的分子量 $M_{混} = 0.2 \times 46 + 0.8 \times 74 = 68.4$ ，

可求得 p_0 ：

$$p_0 = c_0 RT = 0.03 \times \frac{848}{68.4} \times 293 \times$$

$$\frac{760}{10330} \times 133.32 = 1066.56 \text{ Pa}$$

当 $p_0 = 1066.56 \text{ Pa}$ 时，按吸附等温线得

$$a_0 = 0.188 \text{ kg/kg}$$

3. 求吸附时间

$c_0 = 0.03 \text{ kg/m}^3$ ($p_0 = 1066.56 \text{ Pa}$ 折算) 及 $a_0 = 0.188 \text{ kg/kg}$ 的点位于吸附等温线的第二段内。

按照吸附曲线图 2-12 的形式，可取：

$$a_\infty \approx 0.265 \text{ kg/kg}$$

这样，亦可用相当于饱和吸附量的半数来求 a_0 值：

$$a_0 = \frac{a_\infty}{2} = \frac{0.265}{2} = 0.133 \text{ kg/kg}$$

按照吸附曲线，与此吸附质量成平衡的压力 p_1 为 399.96 Pa (3 mm 水银柱)。

由公式 (5-5)

$$p = \frac{c_0}{y_1}$$

上式中 y_1 是与吸附量成平衡时的空气和蒸气混合物的浓度。为简化计算，亦可设： $a_0 = A y_1$ ，则

$$y_1 = \frac{a_0}{A}$$

式中 A 为系数，其值与 a_0 和 y_1 采用的单位有关。本处取 $A = 10$ ，则

$$y_1 = 0.0133 \text{ kg/kg} = 0.011 \text{ kg/m}^3$$

也可由公式 $c = \frac{p}{RT}$

令 $y_1 = c$ ，则

$$y_1 = \frac{p_1}{RT} = \frac{3 \times 10330}{760} \times \frac{M_{\text{混}}}{848} \times \frac{1}{T}$$

$$=0.011\text{kg/m}^3$$

于是
$$p = \frac{c_0}{y_1} = \frac{0.03}{0.011} = 2.73$$

而
$$a_0 = 0.188 \times 500 = 94\text{kg/m}^3$$

式中500为活性炭容重。

利用公式(5-8)可以算出:

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{a_0}{c_0 \omega} \left\{ L - \frac{\omega}{K_V} \left[\frac{1}{p} \ln \left(\frac{c_0}{c} - 1 \right) \right. \right. \\ &\quad \left. \left. + \ln \frac{c_0}{c} - 1 \right] \right\} \\ &= \frac{94}{0.03 \times 10} \left\{ 0.6 - \frac{10}{60 \times 6.3} \left[\frac{1}{2.73} \ln \left(\frac{30}{0.15} \right) \right. \right. \\ &\quad \left. \left. - 1 \right] + \ln \frac{30}{0.15} - 1 \right\} \\ &= 136\text{min} = 2.3\text{h} \end{aligned}$$

也可用图解法求吸附时间。

在图5-2中, 令 $p=3$

$$x = \frac{LK_V}{\omega} = \frac{0.6 \times 6.3 \times 60}{10} = 22.7$$

$$\frac{c}{c_0} = \frac{0.15}{30} = 0.005$$

用求得的 x 和 c/c_0 值, 按图5-2求得 $t=4.2$ 。

$$\Gamma = \frac{a_0}{c_0}$$

$$t = \frac{\tau K_V}{(1+p) \Gamma}$$

$$\tau = \frac{t(1+p)a_0}{K_V c_0} = \frac{4.2 \times (1+3) \times 94}{6.3 \times 0.03}$$

$$= 8355 \text{ s} = 2.3 \text{ h}$$

在无混合物的吸附等温线的情况下，可利用乙醚的吸附等温线图2-12计算出近似值。

$$c_0' = c_a + c_b = 0.03 \text{ kg/m}^3$$

$$p_0 = c_0' RT = 0.03 \times \frac{845}{74} \times 293 \times \frac{760}{10330} \times 133.32$$

$$= 986.57 \text{ Pa}$$

自吸附等温线得

$$a_0 = 0.174 \text{ kg/kg}$$

$$c_0 = 0.03 \text{ kg/kg}$$

$c_0 = 0.03 \text{ kg/kg}$ (按986.57 Pa折算) 和 $c_0 = 0.174 \text{ kg/kg}$ 的点位于吸附等温线的第二段内。

根据吸附曲线的形式，可取：

$$a_\infty \approx 0.25 \text{ kg/kg}$$

$$\frac{a_\infty}{2} = 0.125 \text{ kg/kg}$$

依照吸附曲线，与此吸附质量成平衡的压力为400 Pa。

$$y_1 = \frac{p}{RT} = 0.012 \text{ kg/m}^3$$

$$p = \frac{c_0}{y_1} = \frac{0.03}{0.012} = 2.5$$

$$\text{而 } a_0 = 0.174 \times 500 = 87 \text{ kg/m}^3$$

$$\tau = \frac{a_0}{c_0 \omega} \left\{ L - \frac{\omega}{K_V} \left[\frac{1}{p} \ln \left(\frac{c_0}{c} - 1 \right) \right] \right\}$$

$$\begin{aligned}
& \left. + \ln \frac{c_0}{c} - 1 \right\} \\
& = \frac{87}{0.03 \times 10} \left\{ 0.6 - \frac{10}{6.3 \times 60} \left(\frac{1}{2.5} \ln \right. \right. \\
& \quad \left. \left. \left(\frac{30}{0.15} - 1 \right) + \ln \frac{30}{0.15} - 1 \right) \right\} \\
& = 126 \text{ min} = 2.1 \text{ h}
\end{aligned}$$

例4: 求吸附时间与每一周期通过吸附器的混合气体体积的近似值。

已知: 在直径 $D=1.4\text{m}$ 的直立式吸附器中, 装有松密度 $\gamma=220\text{kg/m}^3$ 的活性炭; 吸附器中炭层高 $L=1.1\text{m}$; 含有苯蒸气的空气以 $\omega=14\text{m/min}$ 的速度通过活性炭; 苯蒸气和空气混合物的初浓度 $c_0=39\text{g/m}^3$, 苯蒸气完全为活性炭所吸附; 炭对苯的活性为7%, 解吸后炭对苯的残留活性为0.8%。

解:

装炭重量 G_1 :

$$G_1 = 0.785 D^2 L \gamma = 0.785 \times 1.4^2 \times 1.1 \times 220 = 406 \text{ kg}$$

吸附后活性炭上的苯量为:

$$G_1 \times 0.07 = 406 \times 0.07 = 28.4 \text{ kg}$$

解吸后残留在活性炭上的苯量为:

$$G_1 \times 0.008 = 406 \times 0.008 = 3.2 \text{ kg}$$

每一周期被吸附的苯量为:

$$28.4 - 3.2 = 25.2 \text{ kg}$$

吸附时间利用公式 (5-12) 求得

$$\tau = \frac{G_1 (\sigma_K - \sigma_H)}{\omega S c_s}$$

$$= \frac{25.2}{14 \times 0.785 \times 1.4^2 \times 0.039} = 30 \text{ min}$$

每一周期中通过吸附器的苯蒸气和空气混合气体的体积：

$$V_2 = 0.785 \times 1.4^2 \times 14 \times 30 = 646 \text{ m}^3$$

例5：求用于解吸的水蒸气消耗量。

已知：水蒸气压力为 $5 \times 10^5 \text{ Pa}$ ，吸附器中的压力为 $0.2 \times 10^5 \text{ Pa}$ ；解吸前炭对苯的初活性为15%，解吸后炭对苯的残留活性为1%；解吸前炭的含水量为炭重的2%。

立式吸附器的筛板上装金属网，网上放一层砾石，砾石上放炭。吸附器中炭层厚 $L = 1.1 \text{ m}$ ，砾石层厚 $h = 10 \text{ cm}$ 。

吸附器直径 $D = 3.5 \text{ m}$ ；吸附器材料为3号钢；吸附器重4t，石棉保温材料2t。

损失于周围的热量约为用来加热整个系统及解吸苯的热量的4%。整个系统的初温度为 20°C 。活性炭的松密度 $\rho = 0.5 \text{ g/cm}^3$ ，比热容 $0.8374 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$ 。

根据经验数据采用苯的比热容为 $2.0934 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$ ，砾石的比热容为 $0.8374 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$ 。

计算中假定，除保温材料以外，解吸时整个系统加热至与吸附器中压力相应的饱和水蒸气的温度。保温材料的温度假定为饱和水蒸气温度与周围介质温度 (20°C) 的平均值。

解：

吸附器中的压力 p_2 为 $1.2 \times 10^5 \text{ Pa}$ 。此时，饱和水蒸气的温度为 104.2°C ，除保温材料外，整个系统加热至此温度。

1. 求加热吸附器的耗热量 Q_1

$$\begin{aligned} Q_1 &= G_1 c_1 (t_{K-1} - t_{H-1}) \\ &= 4000 \times 0.115 \times (104.2 - 20) \times 4.1868 \\ &= 162163.13 \text{ kJ} \end{aligned}$$

式中 c_1 为铁的比热容，单位为 $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ 。

2. 求加热炭的耗热量 Q_2

$$Q_2 = G_2 c_2 (t_{K-2} - t_{H-1}) = 372905 \text{ kJ}$$

式中 G_2 为吸附器中炭的重量：

$$\begin{aligned} G_2 &= 0.785 D^2 L \gamma = 0.785 \times 3.5^2 \times 1.1 \times 500 \\ &= 5289 \text{ kg} \end{aligned}$$

3. 求加热砾石的耗热量 Q_3

砾石的松密度 $\gamma_3 = 1800 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，砾石的重量 G_3 为：

$$\begin{aligned} G_3 &= 0.785 D^2 h \gamma_3 = 0.785 \times 3.5^2 \times 0.1 \times 1800 \\ &= 1731 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$Q_3 = G_3 c_3 (t_{K-3} - t_{H-3}) = 122045 \text{ kJ}$$

4. 求加热石棉保温层的耗热量 Q_4

$$Q_4 = G_4 c_4 (t_{K-4} - t_{H-4}) = 67612.6 \text{ kJ}$$

$$\text{式中 } t_{K-4} = \frac{104.2 + 20}{2} = 62.1 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$c_4 = 0.816 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

5. 求加热炭中水分的耗热量 Q_5

$$Q_5 = G_5 c_5 (t_{K-5} - t_{H-5}) = 37367 \text{ kJ}$$

$$\text{式中 } G_5 = \frac{G_2 \times 2}{100} = \frac{5892 \times 2}{100} \approx 106 \text{ kg}$$

6. 求加热苯的耗热量 Q_6

$$Q_6 = G_6 c_6 (t_{K-6} - t_{H-6}) = 139776 \text{ kJ}$$

$$\text{式中 } G_6 = \frac{G_2 \times 15}{100} = \frac{5289 \times 15}{100} = 793 \text{ kg.}$$

7. 求吸附苯的耗热量 Q_B

吸附器中的苯量为 $G_6 = 793 \text{ kg}$ ，解吸后残留在炭上的苯量 G_7 为：

$$G_7 = \frac{G_2 \times 1}{100} = \frac{5289 \times 1}{100} \approx 53 \text{ kg}$$

解吸出的苯量 W 为：

$$W = G_6 - G_7 = 793 - 53 = 740 \text{ kg}$$

查表5-5，苯的吸附热 $q = 789.2 \text{ kJ/kg}$ 。

$$Q_B = Wq = 740 \times 789.2 = 584016 \text{ kJ.}$$

8. 求加热蒸气消耗量 D_1 ：

$$D_1 = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_B + Q_7}{\lambda - \theta}$$

根据条件：

$$Q_7 = 0.04 (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_B)$$

当 $p_1 = 6 \times 10^5 \text{ Pa}$ 时， $\lambda = 2760 \text{ kJ/kg}$ ；

$p_2 = 1.2 \times 10^6 \text{ Pa}$ 时， $\theta = 436 \text{ kJ/kg}$ 。

$$D_1 = \frac{1.04 (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_B + Q_7)}{\lambda - \theta}$$

$$= 665 \text{ kg}$$

式中系数1.04是包括4%的加热周围介质的热量。

9. 求补偿炭为水润湿时的负润湿热的耗气量 D_3 。

假定加热蒸气的90%凝缩成水留在炭上，留在炭上的水 m 为：

$$m = 665 \times 0.9 = 598.5 \text{ kg}$$

水的分子量是18，有

$$D' = \frac{m}{18} = \frac{598.5}{18} = 33.25 \text{ kg} \cdot \text{mol}$$

在104.2℃时，炭吸附水的吸附热从表5-5查得： $q = 32427 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{mol})$ ；当 $p_2 = 1.2 \times 10^6 \text{ Pa}$ 时，蒸气凝缩热为 $2247 \text{ kJ}/\text{kg}$ ， $q_k = 2247 \times 18 = 40446 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{mol})$ 。

$$q_c = q - q_k = 32427 - 40446 = -8019 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{mol})$$

$$D_3 = \frac{D' q_c}{\lambda - \theta} = 114.8 \text{ kg}$$

10. 求凝缩于吸附器中的总蒸气量 $D_1 + D_3$

$$D_1 + D_3 = 665 + 114.8 = 779.8 \text{ kg}$$

其中留在炭上的为598.5kg，占蒸气总量的 $\frac{598.5}{779.8} \times 100 = 76.7\%$ ；解吸后炭的含湿量为 $\frac{(114.8 + 598.5)}{5289} \times 100 = 13.5\%$ 。

11. 求动力蒸气耗量 D_2

假定每次脱除1kg苯需耗蒸气2.5kg

$$D_2 = 2.5W = 2.5 \times 740 = 1850 \text{ kg}$$

12. 用于解吸的蒸气总消耗量 D

$$\begin{aligned} D &= D_1 + D_2 + D_3 = 665 + 1850 + 114.8 \\ &= 2629.8 \text{ kg} \end{aligned}$$

13. 解吸1kg苯的单位耗气量

$$\frac{2629.8}{740} \approx 3.55 \text{ kg}/\text{kg}$$

例6：按上例条件，求解吸后干燥炭所需空气及热的消耗量。

已知：进入加热器的空气温度 $t_0 = 15^\circ\text{C}$ ，相对湿度 $\varphi_0 = 0.75$ ；空气在加热器中热至 135°C ；干燥初期自吸附器逸出的空气的相对湿度达到 $\varphi_2 = 0.90$ 。

解：

1. 画绝热线

从图 5-4 中，在 $I-x$ 图上找出 A 点 ($t_0 = 15^\circ\text{C}$, $\varphi_0 = 0.75$) 和 B 点 ($t_1 = 135^\circ\text{C}$)，自 B 点画绝热线。

2. 求 Δ 值

$$\Delta = \Delta_{\text{入}} - \Delta_{\text{出}}$$

上式中的 Δ 是干燥过程中炭层内每 1kg 被驱出水分的热收支差额。

$$\Delta_{\text{入}} = ct + q_s + q_c$$

这里 c 是水的热容，单位是 J/K ； t 是解吸后炭及其中水分的温度，前例中 $t = 104.2^\circ\text{C}$ ； q_c 是单位润湿热，前例 $q_c = \frac{q_s - q}{18} = 445.5 \text{kJ/kg}$ 除去的水分； q_s 是系统给出的单位热，单位为 kJ/kg 除去的水分。求 q_s 值时，假定整个系统在干燥以后温度降至 80°C 。

炭自 104.2°C 冷至 80°C 所放出的热量为 Q_1 ：

$$Q_1 = 5289 \times 0.837 \times (104.2 - 80) = 107177 \text{kJ}$$

砾石自 104.2°C 冷至 80°C 所放出的热量为 Q_2 ：

$$Q_2 = 1731 \times 0.837 \times (104.2 - 80) = 35077 \text{kJ}$$

炭中水分总量为 $D_s + m = 114.8 + 598.5 = 713.3 \text{kg}$ ；干燥时将其中 598.5kg 排除，其余 114.8kg 自 104.2°C 冷至 80°C 时放出热量为 Q_3 ：

$$Q_3 = 114.8 \times (104.2 - 80) \times 4.1868 = 11631 \text{kJ}$$

吸附器自104.2℃冷至80℃所放出的热量为 Q_4 ：

$$Q_4 = 4000 \times 0.4815 \times (104.2 - 80) = 46607 \text{ kJ}$$

保温材料自104.2℃冷至80℃放出的热量为 Q_5 ，其值稍大于吸附器散失于周围介质的热量 Q_x 。计算中假定 $Q_5 \approx Q_x$ 。据此，整个系统放出热量的总和为 Q ：

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

系统中给出的单位热量为 q_s ：

$$q_s = \frac{Q}{W}$$

热支出 $\Delta_{\text{出}} = q_s$ ，即是吸附器散失于周围介质的单位热损失，单位为kJ/kg除去的水分。

$$\Delta = \Delta_{\text{入}} - \Delta_{\text{出}} = Ct + q_s + q_c - q_x$$

$$= Ct + q_c + \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 - Q_x}{W}$$

$$= 436.2 + 445.5 + 335 = 1216.7 \text{ kJ/kg 除去的水分。}$$

3. 求干燥时空气的单位消耗量

在图5-4中，从 $I-x$ 图上将 EK 线向上延长，将 B 点与 K 点连接起来，并延长 BK 线，使其与干燥初期自吸附器逸出的空气的相对湿度线相交于 C 点。按条件 $\varphi_2 = 0.90$ ， C 点相当于干燥初期自吸附器逸出的湿空气的状况。

按 $I-x$ 图，进入吸附器的空气含湿量 x_0 ：

$$x_0 = 0.008 \text{ kg/kg}$$

自吸附器逸出的空气含湿量 x_2 ：

$$x_2 = 0.068 \text{ kg/kg}$$

$$x_{\text{均}} = \frac{x_0 + x_2}{2} = \frac{0.008 + 0.068}{2} = 0.038 \text{ kg/kg}$$

$$l = \frac{l}{x_{\text{均}} - x_0} = \frac{l}{0.038 - 0.008} = 33.3 \text{ kg/kg 除去}$$

的水分。

4. 求干燥炭时空气的总消耗量 L

$$L = lW = 33.3 \times 598.5 = 19930 \text{ kg}$$

5. 求加热器中加热空气的单位消耗量

$$q = l(I_1 - I_0)$$

自图5-4的 $I-x$ 图中，找出空气进加热器以前的热含量

I_0 ：

$$I_0 = 36.8 \text{ kJ/kg 干空气}$$

空气通过加热器后的热含量 I_1 ：

$$I_1 = 159.1 \text{ kJ/kg 干空气}$$

$$q = l(I_1 - I_0) = 33.3 \times (159.1 - 36.8)$$

$$= 4069.6 \text{ kJ/kg 除去的水分}$$

6. 求干燥炭时热的消耗量 Q

$$Q = qW = 4069.6 \times 598.5 = 2435656 \text{ kJ}$$

以上六道题的有关计算内容系作理论计算用。事实上，在操作中吸附持续时间主要控制排出废风中的溶剂含量，一般在 0.5 g/m^3 以下；解吸时的蒸气耗量则控制脱除液即混合液的比重，当混合液的浓度为4%（体积）或比重达到0.997左右时，即认为解吸完毕；炭层高度都有经验数据，已如前述；热风量一般每烘干1kg活性炭需 $80 \sim 85^\circ\text{C}$ 热风 3 m^3 。

第三节 设计举例

例题：试设计一套日处理能力2200kg的醇醚溶剂的吸附回收装置。

已知：需回收的溶剂量：

乙醇 $m_1 = 900 \text{ kg/d} = 37.5 \text{ kg/h}$

乙醚 $m_2 = 1300 \text{ kg/d} = 54.1 \text{ kg/h}$

总计 $m = 2200 \text{ kg/d} = 91.6 \text{ kg/h}$

设计时假定抽入回收总风管内的溶剂浓度 $c = 5 \text{ g/m}^3$ ；
活性炭的动吸附率 $\eta_1 = 5\%$ 。

一、主要设备计算及选择

1. 吸附器

选用发射药溶剂回收通用的卧式吸附器，直径 $D = 2 \text{ m}$ ，
长度 $L = 6 \text{ m}$ 。每台吸附器的活性炭装炭量 $W = 5 \text{ t}$ 。吸附器的
操作周期定为：

吸附时间 $T_1 = 5 \text{ h}$

脱除时间 $T_2 = 1 \text{ h}$

烘干时间 $T_3 = 1.5 \text{ h}$

冷却时间 $T_4 = 0.5 \text{ h}$

合计时间 $T = 8 \text{ h}$

所需吸附器台数 n ：

$$n = \frac{m}{\eta_1 W b}$$

式中 m 为日处理溶剂量， $m = 2200 \text{ kg}$ ； η_1 为活性炭动
吸附率， $\eta_1 = 50 \text{ kg/t}$ ； W 为每台吸附器的活性炭装炭量，

$W=5t$ ； b 为每台吸附器每日吸附次数， $b=3$ 。将以上数据代入公式得：

$$n = \frac{m}{\eta_i W b} = \frac{2200}{50 \times 5 \times 3} = 2.9 \text{ 台}$$

为了满足操作条件，吸附器采用4台。

2. 吸附用离心通风机

当溶剂蒸气和空气混合物中的溶剂含量 $c=5g/m^3$ 时，则需要的吸附风量为 E ：

$$E = \frac{2200 \times 1000}{5 \times 24} = 18333 m^3/h$$

查找同批产品样本，选择风量为 $20000 m^3/h$ 左右、风压 $(0.93 \sim 1.33) \times 10^5 Pa$ 的离心式通风机，将叶轮材料改为有色金属。

3. 混合气体冷却器

由发射药各工房抽回总风管的平均风温，随地区和季节不同有所区别，一般取 $30^\circ C$ 上下，正压操作时，经过吸附用风机后升温约 $10^\circ C$ 。如终温取为 $40^\circ C$ ，则混合气自 $40^\circ C$ 冷却至 $28^\circ C$ 所需面积 F 为：

$$F = 0.0062 E \gamma = 0.0062 \times 20000 \times 1.165 = 144.5 m^2$$

式中 E 为吸附风量，单位 m^3/h ； γ 是混合气在 $34^\circ C$ 时的重度，单位 kg/m^3 ；系数 0.0062 是经验数据，系冷却 $1kg$ 混合气体所需要的热交换面积，单位 m^2 。

采用 $50 m^2$ 的冷却器4节，共有冷却面积 $F=50 \times 4 = 200 m^2$ 。

4. I级冷凝冷却器

I级冷凝冷却器用以冷凝乙醇和水蒸气，并冷却乙醇、

乙醚和水至36℃。下面求冷凝冷却器所需面积 F 。

当每日脱除的混合液量为12542kg时，每次脱除的混合液量为 $12542/12=1045\text{kg}$ ；若混合液中乙醚的百分比含量为9.8%，每次脱除液中乙醇和水的含量为 $1045-1045\times 0.098=1045-102=943\text{kg}$ 。根据经验，每冷凝1kg蒸气所需的热交换面积为 0.07m^2 ，故所需面积 F ：

$$F=0.07\times 943=66\text{m}^2$$

采用相应面积的立式列管换热器1台。

5. I级冷凝冷却器

I级冷凝冷却器主要用于冷凝冷却乙醚至25℃左右。考虑I级和II级两者能互换使用，故也采用和I级冷凝冷却器相同规格的热交换器1台。

6. 混合液冷却器

混合液冷却器用来冷却乙醇和水混合液由36℃至25℃。根据经验，每冷却1kg乙醚、水混合液所需热交换面积为 0.02m^2 ，故冷却面积 F 为：

$$F=0.02\times 943=19\text{m}^2$$

采用相应规格的换热器1台。

7. 烘干用离心通风机

将空气从11℃升至100℃时，1kg活性炭每小时约需风量为 $2.5\text{m}^3/\text{h}$ ；每台吸附器活性炭装炭量 $W=5\text{t}$ ；烘干时间 $T_s=1.5\text{h}$ ，则烘干机风量 E 为：

$$E=\frac{2.5W}{T_s}=\frac{2.5\times 5000}{1.5}=8340\text{m}^3/\text{h}$$

根据产品样本，选择风量 $10000\text{m}^3/\text{h}$ 左右，风压 $(0.67\sim 0.80)\times 10^5\text{Pa}$ 的离心式通风机。

8. 空气加热器

当风干通风机的风量 $E = 10000 \text{ m}^3/\text{h}$ ，空气的重度 $\gamma = 1.2 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，空气的比热容 $c = 1 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ，空气的初温度 $t_1 = 11^\circ\text{C}$ ，空气的终温度 $t_2 = 100^\circ\text{C}$ 时，对风干机的空气加热量 Q 为：

$$Q = E \gamma c (t_2 - t_1) = 10000 \times 1.2 \times 1 \times (100 - 11) \\ = 1068000 \text{ kJ}$$

取传热系数 $K = 141.93 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，三个表压的蒸气温度 $t_r = 143^\circ\text{C}$ 时，所需换热面积 F 为：

$$F = \frac{Q}{K \left(t_r - \frac{t_1 + t_2}{2} \right)} = \frac{1068000}{141.93 \times \left(143 - \frac{11 + 100}{2} \right)} \\ = 85.5 \text{ m}^2$$

采用相应规格的空气加热器。

二、能量消耗计算

1. I 级冷凝冷却器用水量

设 I 级冷凝冷却器冷凝冷却乙醇和水蒸气，并冷却乙醚：冷却终温 $t_c = 36^\circ\text{C}$ ，脱除温度 $t_b = 110^\circ\text{C}$ 。

每次脱除乙醇、水、乙醚的重量分别为 $W_1 = 71 \text{ kg}$ ， $W_s = 872 \text{ kg}$ ， $W_r = 102 \text{ kg}$ ；乙醇、水的冷凝热分别为 $q_1 = 854 \text{ kJ}/\text{kg}$ ， $q_s = 2227 \text{ kJ}/\text{kg}$ ；气态乙醇、水、乙醚的比热容 $c_{r1} = 1.88 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ， $c_{s1} = 4.1868 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ， $c_{r1} = 1.8 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ；液态乙醇的比热容 $c_1 = 2.72 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。这样，每脱除一次所需的冷凝冷却的热量 Q 为：

$$Q = W_1 q_1 + W_s q_s + W_1 c_{r1} (t_b - 78.3) + W_s c_{s1} \\ (t_b - t_c) + W_1 c_1 (78.3 - t_c) + W_r c_{r1}$$

$$\begin{aligned} & \times (t_b - t_s) = 71 \times 854 + 872 \times 2227 + 71 \times 1.88 \\ & \times (110 - 78.3) + 872 \times 4.1868 \times (110 - 36) \\ & + 71 \times 2.72 (78.3 - 36) + 102 \times 1.8 \times (110 - 36) \\ & = 2299080 \text{ kJ} \end{aligned}$$

假设夏季上水计算温度 $t_{\text{上}} = 32^\circ\text{C}$ ，退水温度 $t_{\text{下}} = 50^\circ\text{C}$ ，
I级冷凝冷却器每次脱除的用水量 W 为：

$$W = \frac{Q}{c_{s1} (t_{\text{下}} - t_{\text{上}})} = \frac{2299080}{4.1868 \times (50 - 32)} = 30507 \text{ kg}$$

若脱除一次为40min，再考虑到用水波动增大系数 $k = 1.2$ ，I级冷凝冷却器用水量 W_1 为：

$$W_1 = \frac{60}{40} kW = \frac{60}{40} \times 1.2 \times 30507 = 54912 \text{ kg/h}$$

2. 吸附器用蒸气量

下面计算脱除一次吸附器所用蒸气量 D 。

(1) 求加热整个系统所需蒸气量 D_1 。

① 吸附器重量 $W_{\text{吸}} = 5488 \text{ kg}$ ，吸附器所用碳钢的比热容 $c_{\text{钢}} = 0.482 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ，脱除温度 $t_b = 110^\circ\text{C}$ ，吸附器系统初温 $t_s = 26^\circ\text{C}$ 时，加热吸附器材料的热量 Q_1 ：

$$\begin{aligned} Q_1 &= c_{\text{钢}} W_{\text{吸}} (t_b - t_s) = 0.482 \times 5488 \times (110 - 26) \\ &= 221900 \text{ kJ} \end{aligned}$$

② 吸附器的装炭量 $W_{\text{炭}} = 5000 \text{ kg}$ ，活性炭的比热容 $c_{\text{炭}} = 0.837 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 时，加热活性炭的热量 Q_2 ：

$$\begin{aligned} Q_2 &= c_{\text{炭}} W_{\text{炭}} (t_b - t_s) = 0.837 \times 5000 \times (110 - 26) \\ &= 35169 \text{ kJ} \end{aligned}$$

③ 脱除前炭的含水量为2%， $W_s = 5000 \times 0.02 = 100 \text{ kg}$ ，水的比热容 $c_s = 4.1868$ 时，加热含水的热量 Q_3 ：

$$Q_3 = c_w W_{\text{水}} (t_b - t_0) = 4.1868 \times 100 \times (110 - 26) \\ = 35169 \text{ kJ}$$

④乙醇的重量 $W_1 = 71 \text{ kg}$, 比热容 $c_1 = 2.72 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$; 乙醚的重量 $W_Y = 102 \text{ kg}$, 比热容 $c_Y = 1.8 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 时, 加热乙醇和乙醚的热量 Q_4 :

$$Q_4 = c_1 W_1 (t_b - t_0) + c_Y W_Y (t_b - t_0) \\ = 2.72 \times 71 \times (110 - 26) + 1.8 \times 102 \times (110 - 26) \\ = 29808 \text{ kJ}$$

⑤保温材料的重量 $W_b = 880 \text{ kg}$, 保温材料的比热容 $c_b = 0.837 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 时, 加热保温材料的热量 Q_5 :

$$Q_5 = c_b W_b \left(\frac{t_b + t_0}{2} - t_0 \right) = 0.83 \times 880 \times \\ \left(\frac{110 + 26}{2} - 26 \right) \\ = 30949 \text{ kJ}$$

在 $6.08 \times 10^5 \text{ Pa}$ 压力下, 水蒸气的热含量 $\lambda = 2756 \text{ kJ}/\text{kg}$; $1.52 \times 10^5 \text{ Pa}$ 压力下, 水蒸气的热含量 $\theta = 460.5 \text{ kJ}/\text{kg}$, 则加热整个系统的蒸气量 D_1 :

$$D_1 = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5}{\lambda - \theta} \\ = \frac{221900 + 351691 + 35169 + 29808 + 30949}{2756 - 460.5} \\ = 153.8 \text{ kg}$$

(2) 求脱除乙醇、乙醚所需蒸气量 D_2 :

乙醇的重量 $W_1 = 71 \text{ kg}$, 乙醇的吸附热 $q_1 = 1365 \text{ kJ}/\text{kg}$; 乙醚的重量 $W_Y = 102 \text{ kg}$, 乙醚的吸附热 $q_Y = 877 \text{ kJ}/\text{kg}$.

脱除乙醇所用热量 Q_1 :

$$Q_1 = q_1 W_1 = 71 \times 1365 = 96915 \text{ kJ}$$

脱除乙醚所用热量 Q_2 :

$$Q_2 = q_2 W_2 = 877 \times 102 = 89468 \text{ kJ}$$

脱除乙醇和乙醚所用蒸气量 D_2 :

$$D_2 = \frac{Q_1 + Q_2}{\lambda - \theta} = \frac{96915 + 89468}{2756 - 460.5} = 81.2 \text{ kg}$$

(3) 求补偿炭润湿时的负润湿热所需蒸气 D_3

前面求得的 D_1 和 D_2 即为凝缩水量 W , 即

$$W = D_1 + D_2 = 153.8 + 81.2 = 235 \text{ kg}$$

设其中90%的凝缩水留在炭上, 留在炭上的凝缩水 $W_{\text{留}}$:

$$W_{\text{留}} = 235 \times 0.9 = 211.5 \text{ kg}$$

在温度 110°C 时炭吸附水的吸附热 $q_s = 31861 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{mol})$, 水的凝缩热 $q_{\text{凝}} = 2230 \text{ kJ}/\text{kg}$, 此时, 炭的润湿热为 q_c :

$$\begin{aligned} q_c &= q - q_{\text{凝}} \times 18 = 31861 - 2230 \times 18 \\ &= -8279 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{mol}) \end{aligned}$$

$$Q = q_c \cdot \frac{W}{18} = 8279 \times \frac{235}{18} = 108010 \text{ kJ}$$

$$D_3 = \frac{Q}{\lambda - \theta} = \frac{108010}{2756 - 460.5} = 47.1 \text{ kg}$$

脱除后活性炭之水分:

$$(211.5 + 47.1) \div 5000 \times 100\% = 5.2\%$$

(4) 求脱除混合液时的蒸气 D_4

每次脱除混合液量为 1045 kg , 其中有乙醇量 $W_1 = 71 \text{ kg}$, 乙醚量 $W_2 = 102 \text{ kg}$, 其余为水蒸气量 D_4 :

$$D_4 = 1045 - W_1 - W_2 = 1045 - 71 - 102 = 872 \text{ kg}$$

(5) 求每次脱除所需的蒸气量 D

$$D = D_1 + D_2 + D_3 + D_4 = 153.8 + 81.2 + 47.1 + 872 = 1154.1 \text{ kg}$$

若考虑到热损失系数 $k=1.2$ ，脱除一次需40min计算，最大的耗汽量 D_{max} 为：

$$D_{max} = \frac{60}{40} Dk = \frac{60}{40} \times 1154.1 \times 1.2 = 2077 \text{ kg}$$

三、物料衡算

1. 需回收的溶剂量为：

$$\text{乙醇} \quad 900 \text{ kg/d} = 37.5 \text{ kg/h}$$

$$\text{乙醚} \quad 1300 \text{ kg/d} = 54.1 \text{ kg/h}$$

$$\text{总计} \quad 2200 \text{ kg/d} = 91.7 \text{ kg/h}$$

2. 脱除后混合液中的溶剂量为：

$$\text{乙醇} \quad 900 \times 0.95 = 855 \text{ kg/d} = 35.6 \text{ kg/h}$$

$$\text{乙醚} \quad 1300 \times 0.95 = 1235 \text{ kg/d} = 51.5 \text{ kg/h}$$

$$\text{总计} \quad 855 + 1235 = 2090 \text{ kg/d} = 87.1 \text{ kg/h}$$

上述计算中0.95为吸附效率。

假设溶剂：水=1:5，混合液中的水量为 $87.1 \times 5 = 435.5 \text{ kg/h}$ ，则混合液的成分为：

$$\text{乙醇} \quad 35.6 \text{ kg/h} \quad 6.8\%$$

$$\text{乙醚} \quad 51.5 \text{ kg/h} \quad 9.8\%$$

$$\text{水} \quad 435.5 \text{ kg/h} \quad 83.4\%$$

$$\text{合计} \quad 522.6 \text{ kg/h} \quad 100\%$$

混合液量为：

$$522.6 \text{ kg/h} = 12542.4 \text{ kg/d}$$

表5-2 各种溶剂蒸气与气体在温度273K
及压力 $1.01325 \times 10^5 \text{Pa}$ 时的扩散系数 D_0 。在温
度 $T(\text{K})$ 及压力 $1.01325 \times 10^5 \text{Pa}$ 时的扩散系数 D

蒸气与气体	$D_0 (\text{m}^2/\text{s})$	$T(\text{K})$	$D (\text{m}^2/\text{s})$
苯—氢	0.3170×10^{-4}	—	—
苯—空气	0.0770×10^{-4}	298	0.0862×10^{-4}
苯—氧	—	296	0.0839×10^{-4}
水—空气	0.2194×10^{-4}	298	0.260×10^{-4}
氢—空气	0.6111×10^{-4}	—	—
氢—乙醇	—	340	0.578×10^{-4}
氢—乙醚	—	293	0.354×10^{-4}
空气—正丁醇	0.0703×10^{-4}	—	—
空气—联苯	—	491	0.160×10^{-4}
空气—异丁醇	0.0727×10^{-4}	—	—
空气—异丙醇	0.0818×10^{-4}	—	—
空气—间位二甲苯	0.0590×10^{-4}	—	—
空气—邻位二甲苯	0.0620×10^{-4}	—	—
空气—对位二甲苯	0.0580×10^{-4}	—	—
空气—甲醇	0.1328×10^{-4}	—	—
空气—正辛烷	—	298	0.0602×10^{-4}
空气—正丙醇	0.0850×10^{-4}	—	—
空气—二氧化硫	0.1028×10^{-4}	—	—
空气—三氧化硫	0.0944×10^{-4}	—	—
空气—二硫化碳	0.0892×10^{-4}	—	—
空气—甲苯	0.0708×10^{-4}	—	—
空气—二氧化碳	0.1381×10^{-4}	—	—
空气—醋酸乙酯	0.0715×10^{-4}	—	—
空气—乙醇	0.1019×10^{-4}	298	0.135×10^{-4}
空气—乙醚	0.0778×10^{-4}	293	0.0896×10^{-4}

表5-3 活性炭上各种物质特性曲线的相似系数 β 。
(标准物质——苯)

物质名称	相似系数 β	物质名称	相似系数 β
------	--------------	------	--------------

表5-4 部分有机物的理化性质

名称	分子式	分子量	液体重量 γ (g/mL)	沸 点 ($^{\circ}\text{C}$)	20 $^{\circ}\text{C}$ 时的蒸气压力	
					mmHg	kPa
丙 酮	CH_3COCH_3	58.08	0.792	56	185	24.664
汽 油	—	—	0.690~ 0.740	70~120	—	—
苯	C_6H_6	78.11	0.879	80.2	75	9.999
正丁烷	C_4H_{10}	58.12	0.600 ($^{\circ}\text{C}$)	-0.6	—	—
正丁醇	$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$	74.12	0.810	117.7	4.7	0.266
甲 烷	CH_4	16.04	0.415 (-164 $^{\circ}\text{C}$)	-161.5	—	—
甲 醇	CH_3OH	32.04	0.791	64.7	95.7	12.758
正辛烷	C_8H_{18}	114.23	0.703	125.6	10.5	1.400
丙 烷	C_3H_8	44.09	0.585 (-44.5 $^{\circ}\text{C}$)	-44.5	—	—
正丙醇	$\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$	60.09	0.803	97.2	14.5	1.933
异丙醇	$\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$	60.09	0.785	82.4	32.4	4.320
二硫化碳	CS_2	76.13	1.263	46.3	298	39.729
松节油	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}$	136.1	0.850~ 0.880	155~190	~4	0.533
甲 苯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	92.13	0.866	110.8	22.3	2.973
三氯甲烷	CHCl_3	119.39	1.499 (15 $^{\circ}\text{C}$.)	61.2	160	21.331
四氯化碳	CCl_4	153.84	1.595	76.7	90.7	12.092
乙 烷	C_2H_6	30.07	0.546 (-88 $^{\circ}\text{C}$)	-88.7	—	—
醋酸乙酯	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	88.10	0.901	77.15	73	9.732
乙 醇	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	46.07	0.789	78.3	44	5.866
乙 醚	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OC}_2\text{H}_5$	74.12	0.714	34.5	442	58.927

表5-5 若干有机物质为炭吸附的吸附热值

物质名称	分子式	吸 附 热			
		kcal/ (kg·mol)	kJ/(kg· mol)	kcal /kg	kJ/kg
氯乙烷	C ₂ H ₅ Cl	12000	50241	186.0	778.7
二硫化碳	CS ₂	12500	52335	164.5	688.73
甲 醇	CH ₃ OH	13100	54847	409.4	1719.1
溴乙烷	C ₂ H ₅ Br	13900	58196	127.6	534.2
碘乙烷	C ₂ H ₅ I	14000	58615	89.8	376.0
氯 仿	CHCl ₃	14500	60709	121.3	507.9
甲酸乙酯	HCOOC ₂ H ₅	14500	60709	195.9	820.2
苯	C ₆ H ₆	14700	61546	186.5	789.2
乙 醇	C ₂ H ₅ OH	15000	62802	326.1	1365.3
四氯化碳	CCl ₄	15300	64058	99.4	416.2
乙 醚	(C ₂ H ₅) ₂ O	15500	64895	209.5	877.1
甲 烷	CH ₄	4500	18840	281.3	1177.7
氯甲烷	CH ₃ Cl	9200	38518	182.2	762.8
汽 油	—	12000	50241	150.0	628.0
二氯甲烷	CH ₂ Cl ₂	12400	51916	145.9	627.8
氯代异丙烷	CH ₃ CHClCH ₃	13100	54847	166.9	698.8
2-氯-2-甲基丙烷	(CH ₃) ₃ CCl	13600	56940	147.0	615.5
2-氯丁烷	CH ₃ CHClC ₂ H ₅	14400	60290	155.7	681.9
氯代正丙烷	CH ₃ (CH ₂) ₂ Cl	14600	61127	186.0	778.7
氯代正丁烷	CH ₃ (CH ₂) ₃ Cl	15600	65314	168.6	705.9
丙 醇	CH ₃ (CH ₂) ₂ OH	16400	68664	273.3	1144.3

表5-6 活性炭吸附水蒸气的吸附热

温度(℃)	-15	+10	40	80	128	187
吸附热 kcal/(kg·mol)	11100	10000	9300	8300	7200	5200
热 kJ/(kg·mol)	46473	41868	38937	34750	30145	25958

微信号: XK0984

第六章 酒精、乙醚

质量指标与试验方法

第一节 酒精质量指标与试验方法

一、质量指标

酒精的质量指标列于表6-1。

表6-1 酒精的质量指标

名 称	质 量 指 标	
	精馏酒精	回收酒精
酒精浓度〔% (体积)〕	≥95	≥95
酸值(石蕊试验)	无	无
醛含量(%)	≤0.02	≤0.02
氧化性试验(min)	≥10	
不挥发物含量(%)	≤0.01	≤0.01
外 观	无色透明液体, 无杂质和特殊味臭	无色透明液体, 无杂质

二、试验方法

(一) 浓度测定

酒精浓度测定用比重瓶、比重天平或国家科学技术委员会计量局审定的标准玻璃浓度计在20℃下测量。

(二) 酸值试验

1. 试剂和溶剂

石蕊 0.4g/L 溶液

新煮沸蒸馏水

2. 试验方法

于比色管中加入5mL酒精试样与5mL石蕊溶液，同时于另一比色管中加入5mL煮沸蒸馏水与5mL石蕊溶液，摇混均匀后，比较颜色。试样溶液不应呈现红色。

(三) 醛含量测定

1. 试剂与试剂配制

(1) 试剂

乙醛标准溶液

亚硫酸品红试剂

(2) 试剂配制

① 乙醛标准溶液配制

将乙醛大安瓶的末端打开，取已精密称量过的干燥小安瓶（容积0.7~0.8mL），其球形部分用酒精灯附近的热空气加热后，立即将小安瓶的毛细管伸入大安瓶中，当小安瓶已吸满四分之三的乙醛时，迅速抽出毛细管，并用火焰将毛细管封熔。精密称量已装好乙醛的小安瓶，所得重量与空小安瓶重量之差，即为乙醛的重量。根据乙醛的比重(0.7899)，即可算出乙醛的容积，并由此算出配制浓度0.1%（体积）乙醛基本溶液所需50%无醛无杂醇油酒精用量。稀释无醛无杂醇油酒精到浓度50%（体积），换算见表6-2。用精密度为0.1/mL的吸管，吸取所需的50%无醛无杂醇油酒精注入干燥并带有磨口塞的暗色玻璃瓶中，放入装好乙醛的小安瓶，

加塞后冷却到15℃，剧烈振荡以打碎小安瓶，混合均匀后（玻璃可不滤去，以避免乙醛损失）得到0.1%（体积）乙醛基准溶液。

配制乙醛标准溶液时，取容量1000mL的量瓶数个，加入无醛无杂醇油酒精至其容量的一半处，冷却至20℃（可将量瓶放于20℃的水浴内冷却）。然后各瓶中分别注入2.5、5.0、10.0、30.0、50.0、70.0、100.0mL的0.1%（体积）乙醛基准溶液，再用无醛无杂醇油酒精稀释至刻度，振荡混合，即得以下浓度（按体积）的乙醛标准溶液：

0.00025%乙醛溶液；

0.0005%乙醛溶液；

0.001%乙醛溶液；

0.003%乙醛溶液；

0.005%乙醛溶液；

0.007%乙醛溶液；

0.01%乙醛溶液。

再于水浴（20℃）中保温15~20min，观察液体表面是否不变。乙醛标准溶液必须盛在带有磨口塞的暗色玻璃瓶内，置阴凉处保存。

②亚硫酸品红试剂配制

溶解1g碱性纯品红于温度30℃的蒸馏水中，冷却至20℃，注入1000mL量瓶内，用蒸馏水稀释至刻度，取此配制好品红溶液150mL，注入1.5~2.0L带有磨口塞的玻璃瓶内，并加入100mL新配制的分析用纯酸性亚硫酸钠（比重1.308）溶液，小心振荡混合后再加入1000mL蒸馏水和15mL硫酸（比重1.835），重新小心振荡混合后，静止至退色（10~12h）

后应用。

所得的无色试剂，应具有强烈的亚硫酸酐气味，与无醛无杂醇油酒精混合时(混合比2:10)不得呈色，试剂应贮于带有磨口塞的暗色玻璃瓶内，放在阴凉处保存。

2. 试验方法

根据表6-2换算关系，将样品稀释至浓度50%(体积)，取10mL于带磨口塞的无色透明玻璃管内，并将乙醛标准溶液10mL分别注入同样的试管内，再用滴定管向每个试管内加入4mL亚硫酸品红试剂，盖塞振荡后，在 $20 \pm 2^\circ\text{C}$ 下保温20min后在白色背景上进行比色。

试验结果乘2，即可换算为无水酒精(100%)中醛含量。

如样品颜色过浓，可用无醛无杂醇油酒精稀释后进行检验，再换算出醛含量；如50%(体积)酒精试样的颜色较0.00025%的乙醛标准溶液淡时，则作为0.00025%换算为无水酒精的乙醛含量。

(四) 氧化性试验。

1. 试剂配制

(1) 标准比色液配制

取50g氯化钴溶于1L蒸馏水内，制成第一种溶液；取40g纯硝酸氧铈溶于1L蒸馏水内，制成第二种溶液。取第一种溶液5mL，第二种溶液7mL，盛于100mL的量瓶中，混合稀释至刻度即成。

(2) 高锰酸钾溶液配制

在1L的二次蒸馏的蒸馏水内溶解0.2g高锰酸钾，贮于暗色玻璃瓶内，置冷处保存，于配置后24h使用，使用时溶液的颜色及透明性正常。

2. 测定方法

先用酒精试样洗涤50mL带有磨口塞的比色管，注酒精试样至刻度。置于15℃的水槽内（水槽的水面应高于比色管内酒精液面），保持10min后，加入1mL高锰酸钾溶液，用塞子紧盖比色管，取出振荡混合后，重新置于水槽内。当比色管在水槽内静置时，混合液的紫红色逐渐变化，当达到与标准色液相同的颜色时，试验即为完毕，所用时间大于或等于规定为合格。

为了观察酒精颜色的变化，可将比色管置于白瓷砖或白纸上。氧化反应进行的时间以分钟表示。

为了避免直射阳光的影响，在试验以前，酒精应先置于黑暗处3~4h。

（五）不挥发物测定

在已知重量的瓷蒸皿或玻璃皿中，加入100mL酒精试样，置于水浴上蒸发至干，将残渣于95~98℃下干燥1h，在干燥器中冷却后称量。

不挥发物含量按下式计算：

$$x = \frac{G_1 \times 100}{G}$$

式中x——不挥发物含量（%）

G_1 ——不挥发物重量（g）

G——酒精试样重量（g）

每份试样平行作两个测定，取其平均值，精确到0.001%，平行测定误差不超过0.005%。

（六）外观试验

注酒精试样于洁净干燥、无色透明的100~150mL玻璃

表6-2 20℃时，稀释酒精到浓度50%（体积）换算表

原酒精 浓度		需取样数 (mL)		原酒精 浓度		需取样数 (mL)		原酒精 浓度		需取样数 (mL)	
% (体积)	酒精	水	% (体积)	酒精	水	% (体积)	酒精	水	% (体积)	酒精	水
100	500	537	92	543	484	84	595	426			
99	505	530	91	549	474	83	602	418			
98	510	524	90	556	471	82	610	410			
97	515	517	89	562	463	81	617	402			
96	520	511	88	568	456	80	625	394			
95	526	504	87	575	449	79	633	385			
94	532	498	86	581	442	78	641	376			
93	538	491	85	588	434	77	649	367			
76	658	359	67	746	265	58	862	143			
75	667	340	66	758	253	57	877	127			
74	676	339	65	769	240	56	893	111			
73	685	330	64	781	227	55	909	94			
72	694	320	63	794	214	54	926	76			
71	704	308	62	806	209	53	943	59			
70	714	298	61	820	187	52	962	40			
69	725	287	60	833	178	51	980	21			
68	735	276	59	847	158						

量筒中，在散射阳光下观察酒精颜色和有无杂质存在。

第二节 乙醚质量指标与试验方法

一、质量指标

乙醚质量指标列于表6-3。

表6-3 乙醚质量指标

名 称	质量指标
外 观	无色透明液体
比重 (20/20℃)	≤ 0.719
酸度: 以醋酸计 (g/100mL)	≤ 0.0008
碱度: 以氢氧化钠计 (g/100mL)	≤ 0.0002
不挥发物 (g/100mL)	≤ 0.001
醛含量 (g/100mL)	≤ 0.05

二、试验方法

(一) 比重测定

乙醚比重用比重瓶或比重天平在20℃下测定。

每份试样平行作两个测定, 平行测定误差不超过0.0005, 取其平均值, 精确到0.0001。

(二) 酸度或碱度测定

1. 试剂

硫酸: GB625-65三级0.01N标准溶液

氢氧化钠: GB629-650.01N标准溶液

酚酞: HGB3039-59 1%酒精溶液

不含二氧化碳蒸馏水

2. 仪器

带塞锥形瓶：150 mL

量筒：100 mL

微量滴定管：分度1/100

水浴

3. 测定方法

取100 mL试样注入150 mL锥形瓶中，在不高于45℃的水浴上蒸发至体积约1 mL时，加入50 mL蒸馏水和2滴酚酞指示剂后若无色，则用0.01 mol/L氢氧化钠溶液滴定至红色，以测定其酸度。若显红色，用0.01 mol/L硫酸溶液滴定至无色，以测定其碱度。在同样条件下作空白试验。

4. 计算方法

乙醚中酸度 X_1 按下式计算：

$$X_1 = (V_1 - V) N_1 \times 0.06$$

乙醚中碱度 X_2 按下列情况分别进行。

当试样消耗的氢氧化钠数小于空白试验的溶液体积时：

$$X_2 = (V - V_1) N_1 \times 0.04$$

当试样需用硫酸溶液滴定时：

$$X_2 = (V_2 N_2 + V N_1) \times 0.04$$

式中 X_1 ——酸度（以醋酸计，g/100 mL）

X_2 ——碱度（以氢氧化钠计，g/100 mL）

V ——空白消耗氢氧化钠溶液体积（mL）

V_1 ——试样消耗氢氧化钠溶液体积（mL）

V_2 ——试样消耗硫酸溶液体积（mL）

N_1 ——氢氧化钠溶液的当量浓度（ $N_1 = 0.01 \text{ mol/L}$ ）

N_2 ——硫酸溶液的当量浓度（ $N_2 = 0.01 \text{ mol/L}$ ）

数字0.06是1mL氢氧化钠相当于醋酸的质量(g)，0.04是1mL硫酸相当于氢氧化钠的质量(g)。

每份试样平行作两个测量，平行测量误差不超过0.00005g/100mL，取其平均值，精确至0.00001g/100mL。

(三) 不挥发物测定

1. 应用仪器及设备

蒸发器

水浴

烘箱

干燥器

量筒：100mL

2. 测定方法

取100mL试样，注入已知重量的蒸发皿中，在水浴上蒸发至干，移至95~100℃的烘箱中干燥1h，取出冷却称量，称准至0.0002g，蒸发皿所增加的质量即为不挥发物含量。

允许采用验证的其他干燥方法。

每份试样平行作两个测定，取其平均值。

(四) 醛含量测定

1. 试剂

无醛乙醇：浓度94~96%及50%

品红亚硫酸试剂：按GB603-65制备

醛标准溶液：0.05g/100mL

2. 仪器

带塞锥形瓶 250mL

比色管(具塞) 25mL

量筒	100mL
移液管	5mL及10mL
滴定管	25mL

3. 醛标准溶液的制备

(1) 醛试剂的配制

称取含有1.29g亚硫酸氢钠溶液，注入40mL 10%硫酸溶液和50mL 94~96%的无醛乙醇中，然后用50%无醛乙醇稀释至1L。

(2) 基准醛的标定

用含醛量高的(0.05~0.10%)乙醚配制，按下述方法定其醛含量。

于250mL磨口三角瓶中，顺次加入40mL 50%无醛乙醇，50mL醛试剂及10mL被测含醛乙醚，仔细混合，在30℃±2℃下保温12~18h后，以淀粉为指示剂，用0.02mol/L碘标准溶液滴定。

在同样条件下作空白试验。

醛含量b(g/100mL)按下式计算：

$$b = \frac{(V_1 - V) N \times 0.022 \times 100}{10} = 0.22N(V_1 - V)$$

式中 V——试样消耗0.02mol/L碘标准溶液的体积(mL)；

V_1 ——空白消耗0.02mol/L碘标准溶液的体积(mL)；

N——碘标准溶液的当量浓度(N=0.02mol/L)。

0.022为乙醛的毫克当量(mmol/L)，10为试样溶液的体积(mL)。

计算精确度为0.0001%，允许误差0.002%。

(3) 醛标准溶液的配制

配制浓度为 $a(\text{g}/100\text{mL})$ 的醛标准溶液 $V(\text{mL})$ 时, 所取含醛量 b 的乙醚的体积:

$$V_1 = \frac{aV}{20b}$$

加入不含醛的94~96%乙醇的体积:

$$V_2 = \frac{V}{2} - V_1$$

加水的体积:

$$V_3 = \frac{V}{2}$$

混合均匀后的醛标准溶液, 保存于冷暗处。

4. 测定方法

注45mL 94~96%无醛乙醇于锥形瓶中, 用移液管加入5mL 试样, 再加入50mL 蒸馏水, 混合均匀冷却后, 吸取10mL 注入比色管中, 并于另一比色管中注入同样体积的醛标准溶液, 用滴定管往各比色管中分别加入4mL 品红亚硫酸试剂, 摇匀后在15~25℃下静止15min, 再比较标准溶液和试样所呈现的颜色。当试样颜色不深于标准溶液颜色时为合格, 反之为不合格。

每份试样平行作两个测定。

第七章 活性炭吸附在三

废治理中的应用

目前，控制环境污染已成为最大的社会需要之一，因此必需改进并广泛采用处理有机废气、废液的新工艺。活性炭吸附不但可用于回收溶剂，而且还可用于微量有毒物质和恶臭成分的去除。

吸附法应用于三废处理，在工业领域内已较普遍。对于废气多采用吸附、吸收、焚烧或催化氧化法加以处理，对于废液可采用活性炭（或分子筛）吸附、脱色、脱臭，通常称为液相吸附的方法。现在，脱臭装置，排烟脱硫装置，废水的三次处理装置已投入实用化阶段，一部分已工业化了。

第一节 工业废气及恶臭的处理

工业废气的处理，已迈入工业化，如1959年，柯托斯公司从粘液丝浴的蒸气中回收二硫化炭。这种设备采用高11.6m的流动层吸附塔，每小时可以处理含有1000ppm二硫化炭的废气424800m³，放出的废气中，二硫化炭大大减少，仅为50ppm左右，使二硫化炭的回收率达到90~95%。当回收废气无利用价值时，则采用将解吸的有机污染物作为燃料加热再生气体，再生气体当中的有机污染物经增加浓度后就能在适当的空气燃烧室内持续燃烧，必要时可加入天然气以帮助燃烧或提供

更多的热量。燃烧产物可将它们的热量直接或间接传给再生气体，而且燃烧产物最好通过吸附器进行再循环，因此，只有处理过的废气离开本系统。其工艺流程如图7-1。

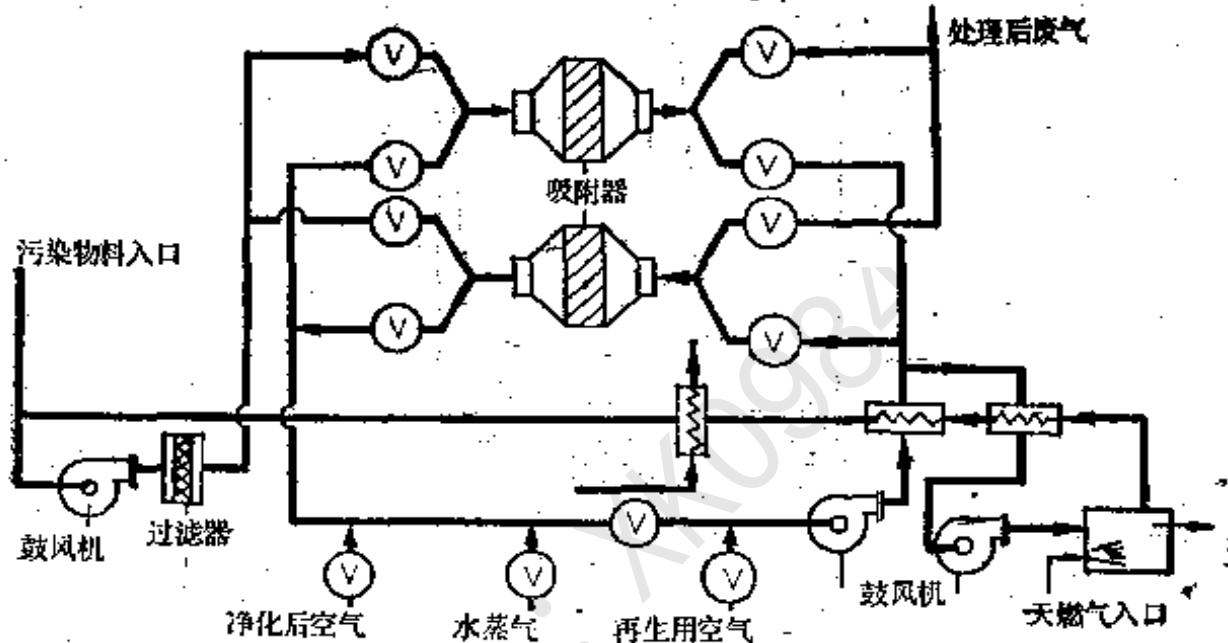


图7-1 吸附增浓燃烧法废气处理流程

又如，在皮革化学工业中，当制取丙烯酸酯时，产生恶臭气体。分析结果表明，主要为丙烯酸甲酯、丙烯酸丁酯、甲基丙烯酸甲酯、甲醇、丙醇、丁醇，其生产废气色谱图见图7-2。有机物的平均浓度为 $515\text{mg}/\text{m}^3$ ，其中丙烯酸甲酯浓度为 $300\text{mg}/\text{m}^3$ ，丙烯酸丁酯浓度为 $150\text{mg}/\text{m}^3$ ，甲醇浓度为 $40\text{mg}/\text{m}^3$ ，丙酮浓度为 $12\text{mg}/\text{m}^3$ ，丁醇浓度为 $9\text{mg}/\text{m}^3$ ，甲基丙烯酸甲酯浓度为 $4\text{mg}/\text{m}^3$ ，排放量为 $4000\text{m}^3/\text{h}$ 。

采用回收用可再生活性炭作吸附剂，用蒸气进行脱除再生，脱除气返入锅炉房燃烧。为防止单体在净化过程中聚合，

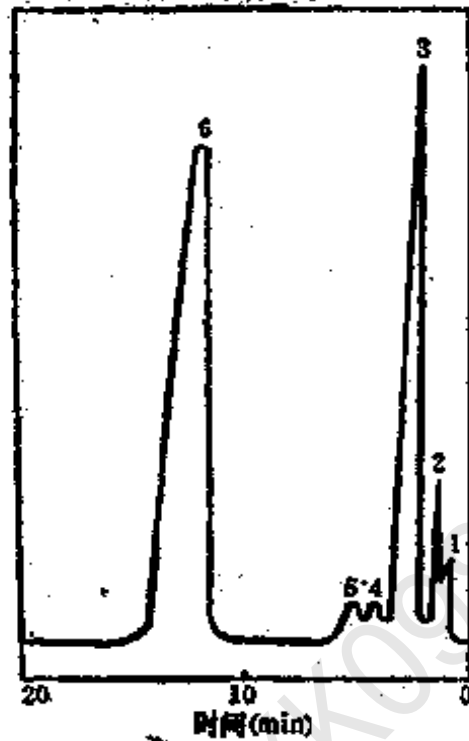


图7-2 丙烯酸酯生产废气色谱图

1—甲醇；2—丙酮；3—丙烯酸甲酯；4—甲基
丙烯酸甲酯；5—丁醇；6—丙烯酸丁酯

同时为了延长活性炭的寿命，在活性炭上涂复0.001~0.0015%的抑制剂。（用抑制剂饱和活性炭；在装置开始前用水浴只进行一次）。

图7-3是用AP-3活性炭的吸附洗脱曲线。图中表示了吸附器前后气体中物质的浓度比与时间的关系。从图中可以看出，在约250h内，气体的净化效率不少于90%，活性炭对有机物蒸气的动态活性为17~20%。在装置工作的前几小时，由于活性炭的温度高，净化效率较低，随着吸附剂的干燥，气体的净化效率逐渐提高。用水蒸气解吸出来的产物，由甲醇、丙酮、丁醇和丙烯酸酯组成。因为这一复杂的解吸产物不能

用于生产，只能将其在工业炉中于800~900℃下烧掉。

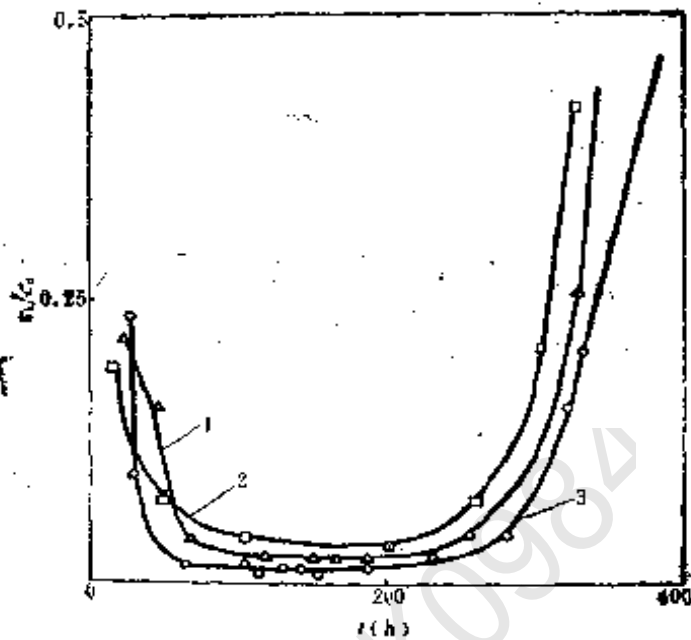


图7-3 AP-3活性炭吸附洗脱曲线

c_0 、 c_k 吸附器前后气体中物质的浓度

1—丙烯酸甲酯；2—丙烯酸丁酯；3—有机物总量

国内某厂在生产丙烯酸树脂中，由于采用水抽泵抽真空，从而使大量污染物溶解于水中，造成水沟下游污染。他们采用气相回收和液相回收并举的办法，排除了污染，取得了良好的效果。其工艺流程见图7-4。

活性炭还广泛用于吸附硫化氢气体，同时尚可促使硫化氢氧化为硫的反应。有人建议采用加入氨的方法除去硫化氢，但对有机硫化物则十分困难，采用活性炭则较容易除去。另外，现在用活性炭处理汞工业废气效果也十分显著，如电石法制醋酸工艺中汞蒸气的处理。

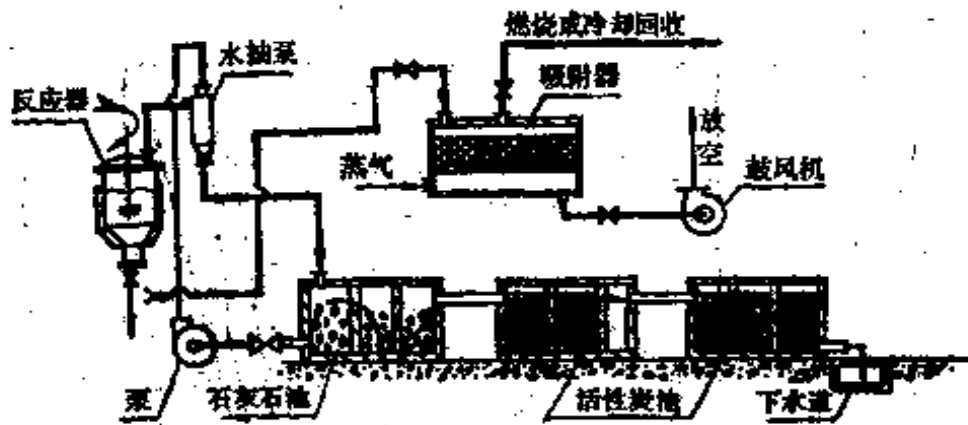


图7-4 丙烯酸树脂废液废气处理工艺流程

第二节 工业废液、废渣的处理

工业废液种类繁多，其中大宗的要算工业废水，用活性炭处理工业废水较为普遍。现在，这类处理装置和气相吸附装置一样已由固定床吸附器发展到移动床，流动床吸附器。

当前，由于化学工业的发展，城市中许多原水受到工业废水的污染。有些形式的污染是通过城市水厂的混凝、沉淀和过滤等单元去除的，但残液中杂质的除去则十分困难。有时为杀菌，在饮用水中加氯、氯胺、臭氧、高锰酸钾、石灰等，从而造成再次污染。因此，通过活性炭过滤，可以吸附水中的氯及其余味，从而得到清洁的饮用水。其工艺流程见图7-5。

在化学工业中，为了减少排放废水中的有机毒物含量，采用液相吸附的工艺除去污染物。如某炸药厂为减少水中TNT含量，采用图7-3所示废水处理工艺流程，收到了良好的效果。

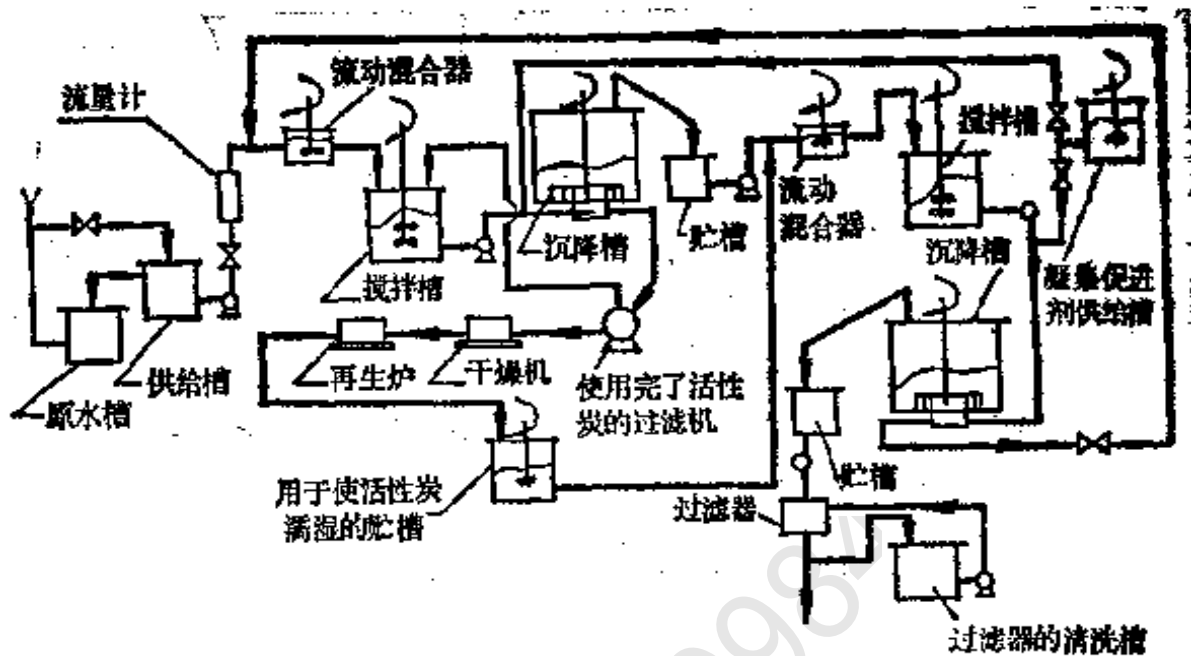


图7-5 接触过滤法工艺流程

又如，在泡沫塑料的原料TDI生产中，为了除去水中所溶解的TDI，也采用粉状活性炭和废水混合过滤的办法。有时为了精制TDI，消除TDI中的残渣，也采用活性炭、硅胶、白土等进行吸附过滤，将残渣除掉。其工艺流程见图7-7。

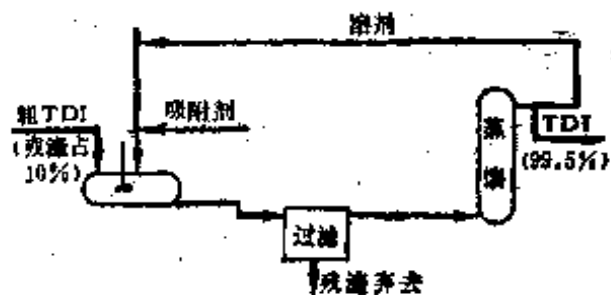


图7-7 粗品TDI精制流程

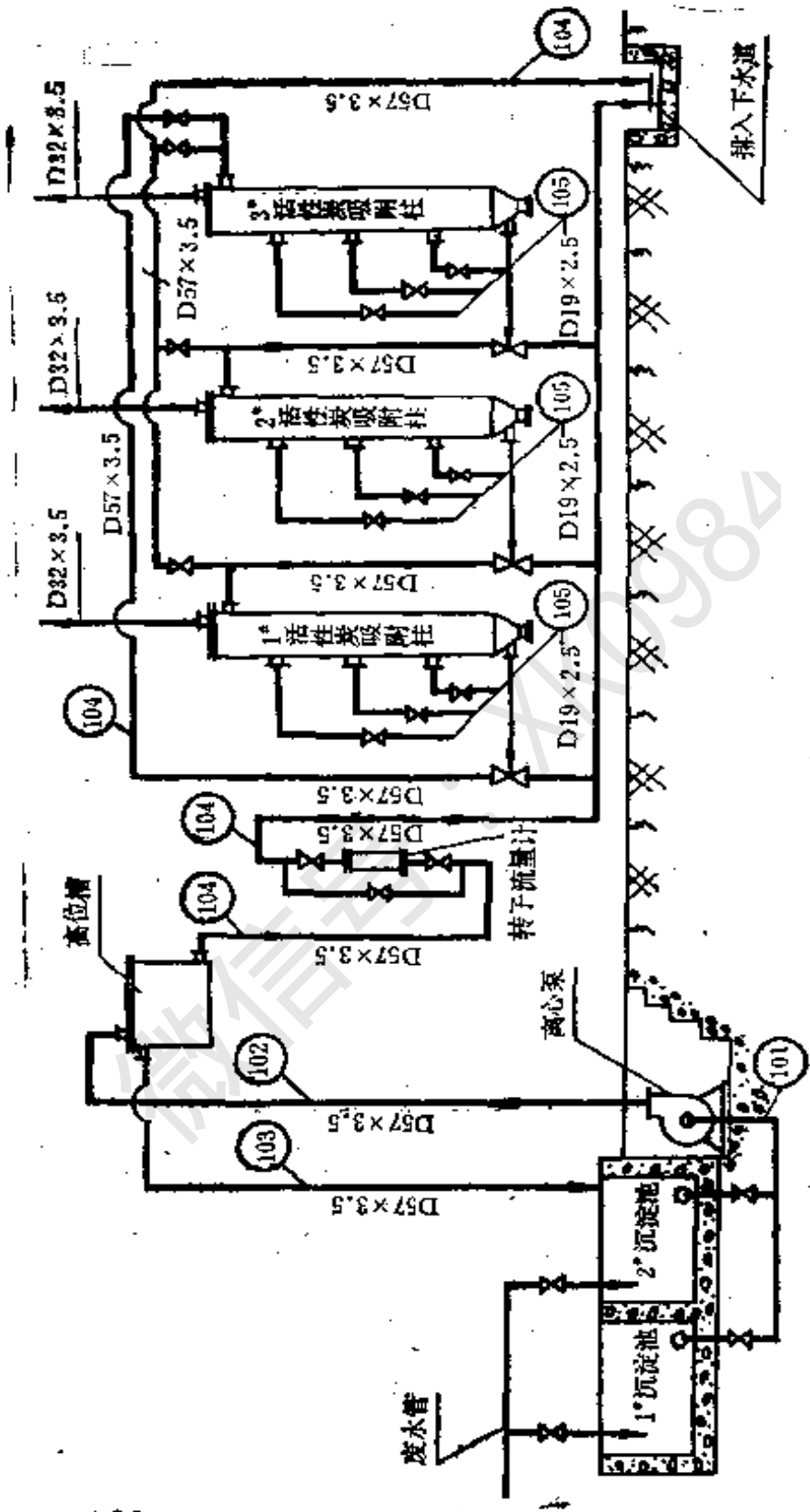


图7-6 TNT废水处理工艺流程

附录 醇醚溶剂的物性数据

附录一 乙醇的物性数据

1. 化学式 C_2H_5OH
2. 分子量 46.07
3. 融点 $-112^{\circ}C$
4. 沸点 $78.4^{\circ}C$
5. 闪点
 封闭容器 $13^{\circ}C$
 开口容器 $16.1^{\circ}C$
6. 自燃点 $426^{\circ}C$
7. 临界常数^①
 临界温度 $243^{\circ}C$
 临界压力 $63.9 \times 10^5 Pa$
 临界密度 $0.2755 g/mL$
8. 比重和密度
 (1) 比重 0.789^{20}
 (2) 密度 (气液饱和线上)

① 当气体温度在某一定值以上时，主要起支配作用的是分子动能，不管用多大压力都不能使它液化。这个温度叫临界温度。当温度降到临界温度时，气体开始可以液化。在临界温度下能够液化的最低压力称为临界压力。在临界温度，临界压力下物质的密度，称为临界密度。

温 度 (°C)	— 密 度 (g/mL) —	
	液	气
0	0.80625	0.00033
10	0.7979	0.00052
20	0.7894	0.00111
30	0.7810	0.00191
40	0.7722	0.00315
50	0.7633	0.00508
60	0.7541	0.00790
70	0.7438	0.0119
80	0.7348	0.0174
90	0.7251	0.0250
100	0.7157	0.0351
110	0.7057	0.0486
120	0.6925	0.0658
130	0.6789	0.0877
140	0.6631	0.1152
150	0.6489	0.1488
160	0.6329	0.1916
170	0.6165	0.2446
180	0.5984	0.3115
190	0.5782	0.397
200	0.5568	0.508
210	0.5291	0.655
220	0.4958	0.854

续表

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	密 度 (g/mL)	
	液	汽
230	0.4530	0.1135
240	0.3825	0.1715
241	0.3705	0.1835
242	0.3548	0.1990
242.5	0.3419	0.2164
243.1 (临界)		0.2755 (临界)

(3) 密度

温度 ($^{\circ}\text{C}$)	密 度 (g/mL)	温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	密 度 (g/mL)
0	0.80625	20	0.78945
1	0.80541	21	0.78860
2	0.80457	22	0.78775
3	0.80374	23	0.78691
4	0.80290	24	0.78606
5	0.80207	25	0.78522
6	0.80123	26	0.78437
7	0.80039	27	0.78352
8	0.79956	28	0.78267
9	0.79872	29	0.78182

续表

温度 (°C)	密 度 (g/mL)	温 度 (°C)	密 度 (g/mL)
10	0.79788	30	0.78097
11	0.79704	31	0.78012
12	0.79620	32	0.77927
13	0.79535	33	0.77841
14	0.79451	34	0.77756
15	0.79367	35	0.77671
16	0.79283	36	0.77585
17	0.79198	37	0.77500
18	0.79114	38	0.77414
19	0.79029	39	0.77329

9. 粘度

(1) 液体

温度 (°C)	粘 度		温度 (°C)	粘 度	
	cP	Pa·s		cP	Pa·s
-100	47	47×10^{-3}	0	1.78	1.78×10^{-3}
-80	18.1	18.1×10^{-3}	10	1.41	1.41×10^{-3}
-60	8.7	8.7×10^{-3}	20	1.19	1.19×10^{-3}
-50	6.4	6.4×10^{-3}	30	1.00	1.00×10^{-3}
-40	4.79	4.79×10^{-3}	40	0.825	0.825×10^{-3}
-30	3.65	3.65×10^{-3}	50	0.701	0.701×10^{-3}
-20	2.38	2.38×10^{-3}	60	0.591	0.591×10^{-3}
-10	2.23	2.23×10^{-3}	80	0.435	0.435×10^{-3}
			100	0.328	0.328×10^{-3}
			120	0.248	0.248×10^{-3}
			140	0.190	0.190×10^{-3}

(2) 蒸气 (在 $1 \times 10^5 \text{ Pa}$ 大气压下)

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	粘 度		A	A适用的温度 范围 ($^{\circ}\text{C}$)
	μP	$\text{mPa}\cdot\text{s}$		
0	75	75×10^{-4}	407	130~309
100	109	109×10^{-4}		
150	120	120×10^{-4}		
200	136	136×10^{-4}		
250	152	152×10^{-4}		

注：对溶剂蒸气而言，粘度和温度的关系大体上可以用下式表示：

$$\eta_T = \eta_{T_0} \sqrt{\frac{T}{T_0}} \times \frac{1 + \frac{A}{T_0}}{1 + \frac{A}{T}}$$

式中 η_T ——粘度 (μP)；
 T_0 ——绝对温度 (K)；
 T ——任意温度 (K)；
 A ——常数。

10. 溶解度

在100份重量溶剂中的溶解度					溶解油、脂、蜡、 乙基纤维部分溶解 硝化纤维及树脂
水	乙 醚	丙 酮	四氯化碳	乙酸乙酯	
∞	∞	∞	∞	∞	

11. 蒸发潜热

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	蒸 发 潜 热	
	kcal/kg	kJ/kg
0	229	921
20	218	913
60	210	879
100	194	812
140	179	743
沸点78.3	204.26	855.20

12. 导热系数

(1) 液体

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	导 热 系 数	
	kcal/(m·h· $^{\circ}\text{C}$)	kJ/(m·h· $^{\circ}\text{C}$)
0	0.159	0.666
80	0.150	0.628

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	导 热 系 数	
	cal/(cm·s· $^{\circ}\text{C}$)	J/(cm·s· $^{\circ}\text{C}$)
5.2	0.487×10^{-3}	2.039×10^{-3}
51	0.369×10^{-3}	1.550×10^{-3}

续表

温 度	导 热 系 数	
(°F)	Btu / (ft·h· °F)	kJ / (m·h· °C)
68	0.105	0.636
122	0.087	0.527

(2) 蒸气

温 度	导 热 系 数	
(°C)	kcal / (m·h· °C)	kJ / (m·h· °C)
7.5	0.0106	0.0444
20	0.0122	0.0511
200	0.0168	0.0703

温 度	导 热 系 数	
(°C)	cal / (cm·s· °C)	J / (cm·s· °C)
20	3.583×10^{-5}	15.001×10^{-5}
100	4.98×10^{-5}	20.850×10^{-5}

温 度	导 热 系 数	
(°F)	Btu / (ft·h· °F)	kJ / (m·h· °C)
68	0.0080	0.0554
212	0.0124	0.0773

13. 比热容

(1) 液体

温度 (℃)	比热容		比热容	
	kcal/(kg·℃)	kJ/(kg·℃)	kcal/(kg·mol·℃)	kJ/(kg·mol·℃)
-20	0.505	2.114	23.3	97.6
0	0.547	2.290	25.2	105.6
20	0.583	2.483	27.3	114.3
40	0.648	2.713	29.8	124.8
80	0.769	3.220	35.4	148.2
120	0.809	3.805	41.0	175.4
160	1.114	4.653	51.3	217.8

温度 (℃)	比热容		温度 (℃)	比热容	
	kcal/(kg·℃)	kJ/(kg·℃)		kcal/(kg·℃)	kJ/(kg·℃)
-113.1	0.455	1.906	+1.8	0.543	2.273
-73.1	0.488	1.999	16.9	0.572	2.395
-43.1	0.496	2.077	24.9	0.588	2.482
-33.1	0.507	2.123			
30	0.603	2.524	55	0.688	2.880
36	0.614	2.570	60	0.705	2.951
40	0.638	2.650	65	0.723	3.027
45	0.653	2.734	70	0.753	3.152
50	0.669	2.800			

(2) 蒸气(定压时)

温度 (°C)	比热容		比热容	
	kcal/(kg·°C)	kJ/(kg·°C)	kcal/(kg·°C)	kJ/(kg·°C)
21~65	0.320	1.339	14.8	61.964
108~220	0.453	1.897	20.9	87.504
350	0.612	2.562	28.2	118.067

(3) 蒸气的比热容比 $\gamma = \frac{C_p}{C_v}$

温度 (°C)	γ
100	1.13
90	1.13

注: γ 的理论数值

单原子气体	1.66
双原子气体	1.4
三原子气体	1.28

14. 热力学性质

状态	温度 (°C)	标准焓	生成热	燃烧热	自由能
		kJ/mol			
气	25		-218.67		-168.48
液	25	159 ^①	-277.79	-1633.9	+173.62

①指25°C和1×10⁵Pa大气压时的标准焓。

当融点是114.4°C时, 融化热为107.85J/g;

当融点是112°C时, 融化热为4.626kJ/mol;

当融点是114.15°C时, 融化热为4.626kJ/mol。

15. 沸点升高常数 E

沸 点 ($^{\circ}\text{C}$)	气化热 l		E	
	cal/g	J/g	测得的	从 l 算得的
77.4	201.9	845.3	1.04	1.208

注：沸点升高常数（即沸点的摩尔升高常数） E 乃是在1000g该项溶剂中（此处为乙醇）溶解1mol不电离的物质（形成理想溶液）时引起的沸点升高数。 E 可用实验来测定，也可以根据纯溶剂的气化热 l （cal/g或J/g）按下列公式计算：

$$E = \frac{RT^2}{1000l}$$

式中 T ——此项溶剂的沸点（K）；

R ——气体常数（1.986cal/(mol·K)或8.315J/(mol·K)）

例：某物质溶于乙醇中生成2mol/1000g乙醇溶液，则沸点升高为： $\Delta T_{\text{沸}} = 2 \times E = 2 \times 1.04 = 2.08^{\circ}\text{C}$ 。

16. 蒸气压

温度 ($^{\circ}\text{C}$)	压 力		温度 ($^{\circ}\text{C}$)	压 力	
	mmHg	Pa		mmHg	Pa
-65	0.021	2.799	15	32.2	4292.9
-60	0.045	5.999	20	43.9	5852.7
-55	0.087	11.598	25	59.0	7865.9
-50	0.12	16.0	30	78.8	10.5×10^3
-45	0.24	32.0	35	103.7	13.8×10^3
-40	0.39	52.0	40	135.3	18.04×10^3

续表

温度 (°C)	压 力		温度 (°C)	压 力	
	mmHg	Pa		mmHg	Pa
-35	0.63	84.0	45	174.0	21.2×10^3
-30	1.04	138.3	50	222.2	29.6×10^3
-25	1.63	217.3	55	280.6	37.4×10^3
-20	2.5	333.3	60	352.7	47.0×10^3
-15	3.65	486.5	65	448.8	59.8×10^3
-10	5.6	748.5	70	542.5	72.3×10^3
-5	8.3	1018.5	75	666.1	88.8×10^3
0	12.2	1628.5	78.32	760	10.1×10^3
5	17.3	2306.4	80	812.6	10.8×10^3
10	23.6	3146.4	85	986.3	13.1×10^3

温度 (°C)	压 力		温度 (°C)	压 力	
	atm	kPa		atm	kPa
78.32	1.000	1.01×10^2	180	19.44	19.69×10^2
80	1.069	1.08×10^2	190	23.94	24.26×10^2
90	1.562	1.58×10^2	200	29.20	29.58×10^2
100	2.228	2.26×10^2	210	35.31	35.56×10^2
110	3.107	3.15×10^2	220	42.38	43.95×10^2
120	4.243	4.30×10^2	230	50.53	51.20×10^2
130	5.685	5.76×10^2	240	59.92	93.22×10^2
140	7.486	7.85×10^2	243.1	63.1	63.94×10^2
150	9.700	9.83×10^2	(临界)	(临界)	(临界)
160	12.39	12.55×10^2			
170	15.61	15.81×10^2			

17. 蒸发速度

蒸发速度是相对数值，它是从滤纸上蒸发去0.5mL的溶剂所需要的相对时间。当蒸发0.5mL的乙醚时间为1时，乙醇为8.3。

18. 张力

(1) 表面张力①

介 质	温 度 (℃)	表面张力	
		dyn/cm	N/m
N ₂	-79.0	30.6	30.6 × 10 ⁻³
N ₂	-24.0	25.2	25.2 × 10 ⁻³
蒸 气	10	23.61	23.61 × 10 ⁻³
蒸 气	20	22.75	22.75 × 10 ⁻³
蒸 气	30	21.89	21.89 × 10 ⁻³
蒸 气	40	20.20	20.20 × 10 ⁻³
蒸 气	60	18.43	18.43 × 10 ⁻³
蒸 气	100	14.67	14.67 × 10 ⁻³
空 气	0	24.1	24.1 × 10 ⁻³
空 气	20	22.8	22.8 × 10 ⁻³
空 气	40	20.2	20.2 × 10 ⁻³
空 气	60	18.4	18.4 × 10 ⁻³

①表面张力是新形成一单位表面所需的功，或者说单位表面的自由能，其实用单位是mg/mm。

(2) 界面张力

汞-乙醇

温度 (°C) 界面张力 (N/m)

20 364×10^{-3}

25 376.9×10^{-3}

注：两个液体间接界面表面张力叫做界面张力。

19. 压缩系数 β

温 度 (°C)	$P_1 \sim P_2$ 间的压力 ($\times 10^2$ kPa)	压缩系数 β ($\times 10^4$ (1/kPa))
20	1~50	112
20	50~100	102
20	100~200	95
20	200~300	86
20	300~400	80
20	400~500	73
20	500~600	69
0	1~50	96
0	500~700	60
0	800~1000	52
100	900~1000	73

$$\text{平均压缩系数 } \beta = \frac{V_1 - V_2}{(P_2 - P_1)V_1} \times 10^2, \text{ 单位 } 1/\text{kPa},$$

V_1 和 P_1 分别是 $t^\circ\text{C}$ 时体积和压力, V_2 是在同一温度下, 在另一个压力 P_2 时的体积。

温度 (°C)	压力 ($\times 10^3 \text{ kPa}$)	压缩系数 β ($\times 10^4 (1/\text{kPa})$)
14	23	100
20	500	63
20	1000	54
20	12000	8

20. 体膨胀系数

体膨胀系数 $0.00110 / ^\circ\text{C}$

$0.00060 / ^\circ\text{F}$

用下式计算体膨胀系数:

$$V_t = V_0 (1 + at + bt^2 + ct^3)$$

式中 V_0 —— 0°C 时的体积;

V_t —— $t^\circ\text{C}$ 时的体积。

公式适用的范围 (°C)	$a \times 10^3$	$b \times 10^9$	$c \times 10^8$
0~80	1.04139	0.7836	1.7618

21. 介电常数 ϵ

物态 温度 (°C) 介电常数 ϵ

液 20 25.8

液 18 26

注: 上述介电常数值是关于极长波 ($\lambda \rightarrow \infty$) 的数值。

温度 (°C)	介电常数 ϵ	温度 (°C)	介电常数 ϵ
0	27.88	35	22.79
10	26.41	45	21.53
20	25.00	55	20.21
25	24.25		

22. 磁化率

温度 (°C)

磁化率

18

-0.80×10^{-6}

20

-0.734×10^{-6}

23. 电导率

温度 (°C)

电导率 (S/m)

0

1.5×10^{-8}

18

6.4×10^{-8}

25

1.3×10^{-7}

注：上数是暂定的数值，因为有机溶液的电导率是视其纯化方法而定的。

24. 扩散系数 D

蒸汽在空气中的扩散系数

当 $T_0 = 273^\circ\text{K}$, $P_0 = 101.325\text{kPa}$ 时

$$D_0 = 0.0367 \text{ m}^2/\text{h}$$

在其它温度和压力下时

$$D = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}$$

25. 折射率

温度 (°C)

密度 d_4^{20}

折射率 n_D^{20}

20.5

0.788

1.3610

— 181 —

注：温度（℃）为折射率测定时的温度；
密度 d_4 为折射率测定时的密度。

温度（℃）	折射率 n_D	改正值
20	1.3617	0.00040

上述数值为20℃时，波长5893Å的折射率和温度每升高1℃折射率减小的改正值。

26. 爆炸极限

在空气中爆炸浓度极限有下列几组参考数据

组别	按体积计（%）		按重量计（g/m ³ ）	
	下限	上限	下限	上限
1	4.0	14.0	73.3	258.0
2	3.3	19.0	67.0	364.0
3	3.5	18.0	65.6	338.0
4	3.28	19.0		
5	3.5	19.0		

27. 在空气中最高容许浓度

1500（mg/m³）〔国标建（GBJ）（—62）〕

28. 选择吸附性能

活性炭对乙醇吸附率 50%（重量）

29. 技术指标

精馏酒精GB394—64。本标准适用于由谷物、薯类、甜菜及糖蜜所制的精馏酒精，技术要求：

(1) 感观指标

①外观：无色，无杂粒透明的液体；

②滋味和气味：无酒精以外的杂味及不愉快的滋味和气味。

(2) 物理、化学指标必须符合下列要求

	普通精馏酒精	高纯度精馏酒精
① 酒精含量(%(体积))	95.5	96.2
② 纯度试验	合格	合格
③ 氧化性试验 (min)	≥25	≥30
④ 醛含量(%) (以无水酒精体积计)	≤0.0015	≤0.0005
⑤ 杂醇油含量(%) (以无水酒精体积计)	≤0.003	≤0.0005
⑥ 酯含量(mg) (以每升无水酒精中醋酸乙酯计)	<45	<30
⑦ 甲醇试验	合格	合格
⑧ 糠醛含量	不许有	不许有

30. 安全与贮存

详见本书第三章第五节。

附录二 乙醚的物性数据

1. 化学式 $(C_2H_5)_2O$
2. 分子量 74.12
3. 融点 $\alpha-116.3^{\circ}C$
 $\beta-123.3^{\circ}C$

4. 沸点 34.6℃
 5. 闪点 封闭容器 +41℃
 6. 自燃点 180℃
 356°F

7. 临界常数

- 临界温度 193.8℃
 临界压力 $36.98 \times 10^6 \text{ Pa}$
 临界密度 0.2625g/mL

8. 比重和密度

(1) 比重

0.708₂₀²⁰ 0.7146₂₀²⁰

温度 (°C)	比 重 t/15°C	温度 (°C)	比 重 t/15°C	温度 (°C)	比 重 t/15°C
0	0.736	14	0.720	20	0.713
10	0.724	16	0.718	22	0.711
12	0.722	18	0.715	24	0.709

(2) 气液饱和线上的密度

温度 (°C)	密度 (g/mL)		温度 (°C)	密度 (g/mL)	
	液	气		液	气
0	0.7362	0.000827	120	0.5764	0.02934
10	0.7248	0.001264	130	0.5580	0.03638
20	0.7135	0.001870	140	0.5385	0.04488
30	0.7019	0.002677	150	0.5179	0.05551

续表

温度 (°C)	密度 (g/mL)		温度 (°C)	密度 (g/mL)	
	液	气		液	气
40	0.6894	0.003731	160	0.4947	0.06911
50	0.6784	0.005079	170	0.4858	0.06731
60	0.6658	0.006771	180	0.4268	0.1135
70	0.6532	0.00892	185	0.4018	0.1320
80	0.6402	0.01155	190	0.3663	0.1620
90	0.6250	0.01477	192	0.3448	0.1826
100	0.6105	0.01867	193	0.3300	0.2012
110	0.5942	0.02349			

(3) 密度

温度 (°C)	密度 (g/mL)	温度 (°C)	密度 (g/mL)	温度 (°C)	密度 (g/mL)
70	0.65228	5	0.73069	-60	0.80084
65	0.65866	0	0.73629	-65	0.80606
60	0.66501	-5	0.74180	-70	0.81643
55	0.67129	-10	0.74729	-75	0.82159
50	0.67751	-15	0.75275	-80	0.82672
45	0.68367	-20	0.75819	-85	0.83182
40	0.68976	-25	0.76360	-90	0.83182
35	0.69580	-30	0.76899	-95	0.83690
30	0.70177	-35	0.77436	-100	0.84196
25	0.70768	-40	0.77970	-105	0.84699
20	0.71352	-45	0.78502	-110	0.85200
15	0.71930	-50	0.79032	-115	0.85699
10	0.72503	-55	0.79559	-120	0.86195

9. 粘 度

(1) 液 体

温 度 (℃)	粘 度 (Pa·s)	温 度 (℃)	粘 度 (Pa·s)
-100	1.71×10^{-3}	0	0.296×10^{-3}
-80	0.97×10^{-3}	10	0.268×10^{-3}
-60	0.85×10^{-3}	20	0.243×10^{-3}
-50	0.55×10^{-3}	30	0.220×10^{-3}
-40	0.47×10^{-3}	40	0.199×10^{-3}
-30	0.41×10^{-3}	60	0.158×10^{-3}
-20	0.364×10^{-3}	80	0.140×10^{-3}
-10	0.328×10^{-3}	100	0.118×10^{-3}

(2) 蒸 气

温度(℃)	粘 度(Pa·s)	温度(℃)	粘 度(Pa·s)
0	6.89×10^{-6}	38.5	7.03×10^{-6}
10	7.10×10^{-6}	100	9.67×10^{-6}
18.9	7.35×10^{-6}	212.6	12.34×10^{-6}
31.4	7.71×10^{-6}	—	—

温度(℃)	粘度(mPa·s)	常数A	A适用范围
0	68×10^{-4}	404 (应用A值的公式见乙醇部分)	122~309℃
100	98×10^{-4}		
160	108×10^{-4}		
219	122×10^{-4}		
250	130×10^{-4}		

10. 溶解度

在100份重量溶剂中的溶解度					能溶解 油、脂、 蜡
水	乙醇	丙酮	四氯化碳	乙酸乙酯	
7.5±0.5℃	∞	∞	∞	∞	

乙醚与水的相互溶解度(g/100g溶液中)

溶液	温度(℃)									
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
乙醚溶于水	11.8	8.9	6.6	5.1	4.7	4.1	3.6	3.1	2.7	—
水溶于乙醚中	0.9	1.1	1.2	1.3	1.5	1.7	1.8	2.0	2.2	2.3

11. 蒸发潜热

温度 (°C)	蒸发潜热		温度 (°C)	蒸发潜热	
	kcal/kg	kJ/kg		kcal/kg	kJ/kg
-3.7	94.4	395.2	40	82.8	346.7
0	92.0	385.1	80	73.5	307.7
15.5	89.2	373.5	100	68.4	271.3
30	85.2	356.7	120	62.2	260.4
34.8	84.5	353.8	160	48.1	199.0

沸点34.6°C

蒸发潜热: 351.06J/g(26.09kJ/mol)

12. 导热系数

(1) 液体

温度 (°C)	导热系数	
	kcal/(m·h·°C)	kJ/(m·h·°C)
0	0.119	0.498
80	0.115	0.481

温度 (°F)	导热系数	
	But/(ft·h·°F)	kJ/(m·h·°C)
86	0.080	0.563
167	0.078	0.486

(2) 蒸气

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	导 热 系 数	
	$\text{kcal}/(\text{m}\cdot\text{h}\cdot^{\circ}\text{C})$	$\text{kJ}/(\text{m}\cdot\text{h}\cdot^{\circ}\text{C})$
0	0.0104	0.0435
46	0.0134	0.0561
100	0.0177	0.0741
184	0.0254	0.1063
212	0.0293	0.1226

温 度 ($^{\circ}\text{F}$)	导 热 系 数	
	$\text{Btu}/(\text{ft}\cdot\text{h}\cdot^{\circ}\text{F})$	$\text{kJ}/(\text{m}\cdot\text{h}\cdot^{\circ}\text{C})$
32	0.0077	0.048
115	0.0099	0.0617
212	0.0131	0.0816
363	0.0189	0.1177
413	0.0209	0.1775

13. 比热容 c

(1) 液体

温度 (℃)	c		c		温度 (℃)	c		c	
	kcal/ (kg· ℃)	kJ/ (kg· ℃)	kcal/ (kg· mol· ℃)	kJ/ (kg· mol· ℃)		kcal/ (kg· ℃)	kJ/ (kg· ℃)	kcal/ (kg· mol· ℃)	kJ/ (kg· mol· ℃)
-91	0.514	2.152	38.1	159.52	30	0.547	2.290	40.5	169.56
-50	0.517	2.164	38.3	160.4	80	0.690	2.888	50.1	209.8
-30	0.511	2.140	37.9	158.7	120	0.803	3.36	59.5	249.1
-20	0.523	2.19	38.7	162.0	140	0.822	3.44	60.9	255.0
0	0.529	2.21	39.2	164.1	180	1.041	4.36	77.1	322.8

计算公式: $c=0.529+0.000592t$ [kcal/(kg·℃)]

或 $c=(0.529+0.000592t) \times 4.1868$ [kJ/(kg·℃)]

(2) 蒸气 (定压时)

温度 (℃)	c	
	kcal/(kg·℃)	kJ/(kg·℃)
25~111	0.428	1.791
27~189	0.462	1.934
69~224	0.480	2.009
185	0.547	2.290
350	0.601	2.516

(3) 蒸气的比热容比

$$\gamma = \frac{c_p}{c_v}$$

温度 (°C)	比热容比 γ
35	1.08
80	1.086
18~25	1.20
100	1.11

14. 热力学性质

状态	温度	标准熵 J/(mol·°C)	生成热	燃烧热	自由能
	(°C)		kJ/mol		
液	25	251.2	-281.8	-2731.0	114.1

熔点 116.3°C 融化热 98.56 J/g (7.54 kJ/mol)

15. 冰点降低常数 K

融点 (°C)	融化热 L (J/g)	K	
		测得的	从 L 算得的
-117	—	1.79	—

注：溶剂的冰点降低常数(即凝固点的摩尔降低常数) K 乃是在 1000g 该项溶剂中溶解 1mol 不电离的物质(形成理想溶液)时引起的冰点降低数。 K 可以根据溶剂的融化热 L 按下面公式计算：

$$K = \frac{RT^2}{1000L}$$

式中 T ——此项溶剂的熔点 (K)；

R ——气体常数 [1.9867 cal / (mol · K) 或 8.315 J / (mol · K)]。

例：某物质溶于乙醚中生成 2 mol / 1000 g 乙醚溶液，则冰点降低为：

$$\Delta T_{\text{冰}} = 2K = 2 \times 1.97 = 3.58 \text{ } ^\circ\text{C}$$

16. 沸点升高常数 E

沸 点 ($^\circ\text{C}$)	气化热 (J/g)	E	
		测得的	从 L 算得的
34.0	360.5	1.83	2.175

注：沸点升高常数的含意及计算见乙醇部分。

17. 蒸气压

温 度 ($^\circ\text{C}$)	压 力		温 度 ($^\circ\text{C}$)	压 力	
	mmHg	Pa		mmHg	Pa
-100	0.05	6.67	30	647.3	86.3×10^3
-80	0.8	79.99	34.6	760.0	101.3×10^3
-60	4.1	54.67	35	775.5	103.4×10^3
-40	19.0	2533.1	40	921.3	123.4×10^3

续表

温度 (℃)	压 力		温度 (℃)	压 力	
	mmHg	Pa		mmHg	Pa
-30	37.6	5012.8	45	1090	145×10 ³
-10	112.3	14.971×10 ³	50	1277	170×10 ³
0	185.3	24.7×10 ³	60	1728	230.4×10 ³
5	233.2	31.1×10 ³	70	2294	305.8×10 ³
10	291.7	38.89×10 ³	80	2991	398.8×10 ³
15	360.7	48.1×10 ³	90	3840	511.9×10 ³
20	442.2	59.0×10 ³	100	4859	647.8×10 ³
25	537.0	71.6×10 ³	110	6070	809.3×10 ³

18. 蒸发速度

蒸发速度是相对数值，它是从滤纸上蒸发去0.5ml的溶剂所需要的相对时间，定蒸发0.5mL的乙醚时间为1。

19. 张力

(1) 表面张力

温 度 (℃)	表 面 张 力	
	dyn/cm	N/m
15	17.62	17.62×10 ⁻³
20	17.06	17.06×10 ⁻³
25	16.50	16.50×10 ⁻³
30	15.95	15.95×10 ⁻³

(2) 界面张力

汞-乙醚

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	界 面 张 力	
	dyn/cm	N/m
20	379	379×10^{-8}

水-乙醚

温度 ($^{\circ}\text{C}$)		10	18	20	30
界面 张力	N/m	10.19×10^{-3}	10.6×10^{-3}	9.7×10^{-3}	11.13×10^{-3}
	dyn/cm	10.19	10.6	9.7 ^①	11.13

①取自另一测量系统

20. 压缩系数 β

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	压 力 ($\times 10^5 \text{Pa}$)	压缩系数 β ($\times 10^4 (1/\text{kPa})$)
25	23	188
20	500	84
20	1000	61
20	12000	10

温 度 (°C)	$p_1 \sim p_2$ 间的压力 ($\times 101.325 \text{ kPa}$)	压缩系数 β ($\times 10^6 (1/\text{kPa})$)
8.1	1~8	163.8
13.5	8.43~25.4	169
185	100~200	741
185	100~400	478
35	1~2000	425
0	0	159
0	100	125.7
0	200	112.2
0	500	84.5
0	1000	63.5
-109.8	1000	34.5

21. 体膨胀系数 α

20°C 时的体 膨胀系数 α ($\times 10^6 / \text{°C}$)	公式适用的范围 (°C)	$a \times 10^8$	$b \times 10^6$	$c \times 10^8$
1.656	-15~38	1.51324	2.35918	4.00512

注：体膨胀系数的计算公式见乙醇部分。

谱线 温度 (°C)	H_{α}	H_{β}	H_{γ}
15	1.35381	1.36005	1.36375
$\frac{dn}{dt}$	0.00056	0.00056	0.00058

各种谱线的波长:

$$\begin{aligned}
 H_{\alpha} & 6563 \text{Å} \\
 H_{\beta} & 4861 \text{Å} \\
 H_{\gamma} & 4340 \text{Å} \\
 D(n_D) & 5893 \text{Å}
 \end{aligned}$$

26. 爆炸极限

在空气中爆炸浓度极限的几组参考数据

组别	按体积计 (%)		按重量计 (g/m ³)	
	下限	上限	下限	上限
1	1.7	26.0	61.5	787.8
2	1.25	10.0	38.8	308.0
3	1.85	40	36.5	1232
4	1.7	48		
5	1.85	36.5		

27. 在空气中最高容许浓度

600mg/m³ (国标建 (GBJ) 1—62)

500mg/m³ TJ36—79

28. 安全与贮存

详见本书第三章第五节。

附录三 醇醚二元及多元系统的物性数据

一、乙醇-水

1. 冰点

乙醇 【% (重量)】	冰点 (°C)	乙醇【% (重量)】	冰点 (°C)
10	- 5	70	- 60
20	- 11	80	- 68
30	- 20	90	- 115
40	- 29.5	92	- 123
50	- 36.5	100	- 114
60	- 42		

乙醇 (% (重量))	乙醇 (% (mol))	冰点 (°C)	乙醇 (% (重量))	乙醇 (% (mol))	冰点 (°C)
0	0	0	75.0	54.0	-55.0
4.56	1.83	-1.92	79.6	60.5	-65.5
8.96	3.70	-4.00	84.8	68.5	-91.8
16.12	7.0	-8.00	85.8	70.3	-91.6
24.08	11.0	-14.6	86.3	71.2	-93.2
35.44	17.6	-25.7	89.3	71.7	-109
41.37	21.6	-30.6	92.4	82.8	-123
49.40	37.6	-36.0	94.0	86.2	-121.6
59.80	36.8	-42.0	97.9	93.0	-117
68.90	46.4	-48.6	100.0	100.0	-114.5

2. 沸点

乙醇 (% (重量))	沸 点 (°C)		
	93.325kPa	101.325kPa	106.658kPa
0	97.72	100.0	101.44
10	89.28	91.47	92.86
20	84.89	87.05	88.41
30	82.42	84.58	85.94
40	81.00	83.13	84.49
50	79.78	81.91	83.26
60	78.92	81.04	82.36
70	78.03	80.14	81.47
80	77.22	79.32	80.64
90	76.46	78.54	79.86
95.97	72.16	78.23	79.54
100	76.26	78.35	79.66

3. 闪点

在94.659~95.059kPa压力下的闪点

乙醇 [%(体积)]	闪点 (℃)	乙醇 [%(体积)]	闪点 (℃)
100	12	35	27.75
98	13.25	30	29.50
96	14	25	33.25
94	15	20	36.75
92	15.75	15	41.75
90	16.50	14	43
86	17.75	13	44.25
80	19	12	45.75
75	19.75	11	47
70	21	10	49
65	21.25	9	50.25
60	22.25	8	52.50
55	23	7	55
51.9	23.75	6	58.26
50	24	5	62
45	24.75	4	68
40	26.25		

4. 临界常数

(1) 乙醇-水溶液的临界温度

乙 醇		临界温度 (°C)	乙 醇		临界温度 (°C)
% (重量)	% (mol)		% (重量)	% (mol)	
18.7	8.3	344.9	84.4	41.5	284.4
24.0	11.0	339.8	69.2	46.8	277.3
26.9	12.6	334.8	74.1	52.8	270.3
35.8	17.9	325.7	79.0	59.4	264.2
40.0	20.6	317.6	84.0	67.3	259.2
45.1	24.4	311.6	88.7	75.5	253.1
49.6	27.8	307.5	94.0	86.1	248.0
55.1	32.4	296.5	100.0	100.0	243.0
61.0	38.0	288.4			

(2) 乙醇-水溶液的临界压力

乙 醇		临界压力		乙 醇		临界压力	
% (重量)	% (mol)	kg/cm ²	kPa	% (重量)	% (mol)	kg/cm ²	kPa
18.3	7.1	198.9	19.5×10 ²	63.9	40.9	113.8	11.2×10 ²
30.9	14.9	171.6	16.8×10 ²	80.0	61.0	85.8	8.4×10 ²
46.0	25.0	144.8	14.2×10 ²	86.5	71.5	77.3	7.6×10 ²
				100.0	100.0	65.1	6.4×10 ²

5. 比重

乙醇-水溶液的比重

乙醇 (% (重量))	d_{4}^{20}	d_{4}^{20}	d_{4}^{20}	d_{4}^{20}	d_{4}^{20}	d_{20}^{20}	d_{25}^{25}
	2	3	4	5	6	7	
0	0.99973	0.99823	0.99703	0.99568	1.00000	1.00000	1.00000
1	0.99785	0.99636	0.99520	0.99379	0.99813	0.99811	0.99811
5	0.99098	0.98938	0.98817	0.98670	0.99113	0.99106	0.99106
10	0.98393	0.98187	0.98043	0.97875	0.98361	0.98330	0.98330
15	0.97800	0.97514	0.97334	0.97133	0.97687	0.97619	0.97619
20	0.97252	0.96864	0.96639	0.96395	0.97036	0.96922	0.96922
25	0.96655	0.96168	0.95895	0.95607	0.96339	0.96176	0.96176
30	0.95977	0.95382	0.95067	0.94741	0.95551	0.95345	0.95345
35	0.95162	0.94494	0.94146	0.93790	0.94662	0.94422	0.94422
40	0.94238	0.93518	0.93148	0.92770	0.93684	0.93421	0.93421
45	0.93226	0.92472	0.92065	0.91692	0.92636	0.92355	0.92355
50	0.92162	0.91384	0.90985	0.90580	0.91546	0.91251	0.91251

续表

乙 醇 (% (重量))	d_4^{10}	d_4^{20}	d_4^{25}	d_4^{30}	d_4^{35}	d_{20}^{20}	d_{26}^{25}
1	2	3	4	5	6	7	
55	0.91055	0.90258	0.89850	0.89437	0.90418	0.90113	
60	0.89927	0.89113	0.88699	0.88278	0.89271	0.88959	
65	0.88774	0.87948	0.87527	0.87100	0.88104	0.87783	
70	0.87602	0.86766	0.86340	0.85908	0.86920	0.86593	
75	0.86408	0.85564	0.85134	0.84698	0.85716	0.85383	
80	0.85197	0.84344	0.83911	0.83473	0.84494	0.84157	
85	0.83951	0.83095	0.82660	0.82220	0.83242	0.82902	
90	0.82654	0.81791	0.81362	0.80922	0.81942	0.81600	
95	0.81278	0.80424	0.79991	0.79555	0.80567	0.80225	
96	0.80991	0.80138	0.79706	0.79271	0.80280	0.79939	
97	0.80698	0.79846	0.79415	0.78981	0.79988	0.79648	
98	0.80399	0.79547	0.79117	0.78684	0.79688	0.79349	
99	0.80094	0.79243	0.78814	0.78382	0.79383	0.79045	
100	0.79784	0.78934	0.78506	0.78075	0.79074	0.78736	

6. 粘度

乙醇	粘 度 (×10 ⁻³ Pa·s)									
	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
%(重量)	12.36	24.09	35.23	45.83	55.93	65.56	74.80	83.59	92.01	100
%(体积)	3.311	5.319	6.94	7.14	6.58	5.75	4.762	3.690	2.732	1.773
温度(°C)	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45
	2.577	4.065	5.29	5.59	5.26	4.63	3.906	3.125	2.309	1.623
	2.179	3.165	4.05	4.39	4.18	3.77	3.268	2.710	2.101	1.466
	1.792	2.618	3.26	3.53	3.44	3.14	2.770	2.309	1.802	1.332
	1.538	2.183	2.71	2.91	2.87	2.67	2.370	2.008	1.610	1.209
	1.323	1.815	2.18	2.35	2.40	2.24	2.037	1.748	1.424	1.096
	1.160	1.553	1.87	2.02	2.02	1.93	1.767	1.531	1.279	1.003
	1.006	1.332	1.58	1.72	1.72	1.66	1.529	1.355	1.147	0.914
	0.907	1.160	1.368	1.482	1.489	1.447	1.344	1.203	1.035	0.834
	0.812	1.015	1.189	1.289	1.284	1.271	1.189	1.081	0.939	0.764
	0.734	0.907	1.050	1.132	1.155	1.127	1.062	0.969	0.848	0.702
	0.663	0.814	0.929	0.998	1.020	0.997	0.943	0.867	0.764	0.644
	0.609	0.738	0.834	0.893	0.913	0.902	0.856	0.789	0.704	0.592
	0.554	0.666	0.752	0.802	0.818	0.806	0.766	0.711	0.641	0.551
	0.514	0.608	0.683	0.727	0.740	0.729	0.695	0.650	0.589	0.504
	0.476	0.559	0.624	0.663	0.672	0.663	0.636	0.600	0.546	0.471
	0.430	0.505	0.567	0.601	0.612	0.604				

7. 导热系数

乙醇 % (重量)	温 度 (°F)	导热系数	
		Btu / (ft·h·°F)	kJ / (m·h·°C)
80	68	0.137	0.830
60	68	0.176	1.096
40	68	0.224	1.395
20	68	0.281	1.751

乙醇 % (重量)	温 度 (°C)	导热系数	
		kcal / (m·h·°C)	kJ / (m·h·°C)
90	0	0.137	0.573
	80	0.248	1.038
80	0	0.163	0.682
	80	0.275	1.151
70	0	0.184	0.770
	80	0.294	1.231
60	0	0.215	0.9
	80	0.326	1.365
50	0	0.251	1.05
	80	0.363	1.519
40	0	0.300	1.256
	80	0.413	1.729
30	0	0.344	1.440
	80	0.455	1.904
20	0	0.384	1.608
	80	0.495	2.072
10	0	0.432	1.809
	80	0.544	2.278

乙醇 % (重量)	温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	导热系数	
		cal / ($\text{cm}\cdot\text{s}\cdot^{\circ}\text{C}$)	J / ($\text{cm}\cdot\text{s}\cdot^{\circ}\text{C}$)
90	15	0.4391×10^{-8}	1.8384×10^{-8}
70	14.1	0.5711×10^{-8}	2.3911×10^{-8}
50	12.9	0.7461×10^{-8}	3.1239×10^{-8}
30	12.3	1.002×10^{-8}	4.1952×10^{-8}
10	11.9	1.247×10^{-8}	5.2209×10^{-8}

8. 比热容

(1) 乙醇-水溶液比热容

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	比热容 [J / ($\text{g}\cdot\text{K}$)]			
	乙醇 95% (重量)	乙醇 75% (重量)	乙醇 50% (重量)	乙醇 25% (重量)
30	2.796	3.333	3.848	4.400
35	2.859	3.412	3.873	0.222
40	2.922	3.491	3.961	0.230
45	2.998	3.580	3.998	0.251
50	3.073	3.676	4.036	0.260
55	3.153	3.738	4.082	0.272
60	3.228	3.785	4.116	0.276
65	3.316	3.893	4.168	0.278
70	3.467	3.948	4.220	0.310
75	—	—	4.241	0.310

(2) 乙醇-水溶液 t °C时的比热容

乙醇 〔% (体积)〕	温度 t °C时的比热容 〔 $\times 4.1868\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$ 〕
0	$1.000 + 0.00110t$
5	$1.040 + 0.00185t$
10	$1.060 + 0.00200t$
15	$1.065 + 0.00205t$
20	$1.060 + 0.00205t$
25	$1.060 + 0.00210t$
30	$1.055 + 0.00220t$
35	$1.045 + 0.00235t$
40	$1.035 + 0.00250t$
45	$1.015 + 0.00260t$
50	$0.990 + 0.00270t$
55	$0.960 + 0.00275t$
60	$0.930 + 0.00285t$
65	$0.900 + 0.00290t$
70	$0.865 + 0.00295t$
75	$0.830 + 0.00300t$
80	$0.795 + 0.00305t$
85	$0.75 + 0.00310t$
90	$0.705 + 0.00310t$
95	$0.650 + 0.00320t$
100	$0.580 + 0.00340t$

9. 蒸发潜热

(1) 乙醇-水溶液的沸点及蒸发潜热

乙 醇 % (重量)	低于大气压的压力								
	26.664kPa (200mmHg)			39.996kPa (300mmHg)			53.328kPa (400mmHg)		
	沸点 (°C)	蒸发潜热		沸点 (°C)	蒸发潜热		沸点 (°C)	蒸发潜热	
		kcal/kg	kJ/kg		kcal/kg	kJ/kg		kcal/kg	kJ/kg
0	66.5	560	2399.5	76.7	553	2315.3	83.3	548	2294.4
10	60.5	597	2499.5	69.6	521	2181.3	76.7	516	2160.4
20	58.2	492	2080.0	65.3	489	2047.3	72.0	484	2026.4
30	54.0	462	1934.3	62.8	456	1900.2	69.3	451	1882
40	53.5	430	1800.3	61.3	424	1775.2	67.7	419	1754.3
50	51.2	397	1662.2	60.0	392	1641.2	66.2	387	1620.3
60	50.5	365	1528.2	59.0	359	1503.1	64.9	355	1486.3
70	49.8	332	1390.0	58.4	327	1369.0	64.5	322	1348.1
75	49.5	306	1281.2	58.0	310	1297.9	64.3	306	1281.2
80	49.2	299	1251.9	57.7	294	1230.9	63.8	290	1214.1
85	48.9	283	1184.9	57.5	278	1163.9	63.6	273	1243.0
90	48.6	206	862.5	57.3	261	1092.8	63.5	267	1076.0
95	48.3	256	1071.8	57.1	245	1025.8	63.2	241	1009.0
100	48.1	234	979.7	57.0	229	958.8	63.2	226	942.0

续表

乙醇 [%(重量)]	低于大气压的压力								
	66.660kPa (500mmHg)			79.992kPa (600mmHg)			93.324kPa (700mmHg)		
	沸点 (°C)	蒸发潜热		沸点 (°C)	蒸发潜热		沸点 (°C)	蒸发潜热	
	kcal/ kg	kJ/kg		kcal/ kg	kJ/kg		kcal/ kg	kJ/kg	
0	88.4	544	2277.6	93.2	541	2265.1	97.6	538	2252.5
10	82.0	512	2143.6	87.0	509	2131.1	91.7	506	2118.5
20	77.3	480	2009.7	82.0	476	1992.9	86.1	473	1980.4
30	74.8	448	1875.7	79.3	445	1863.1	83.2	442	1850.6
40	72.8	416	1741.7	77.7	413	1729.1	81.2	410	1716.6
50	71.5	384	1607.7	75.0	380	1591.0	80.0	377	1758.4
60	70.9	352	1473.8	74.6	348	1457.0	79.0	345	1444.4
70	70.2	319	1335.6	74.2	310	1297.9	78.1	313	1310.5
75	70.0	303	1268.6	74.0	300	1256.0	77.7	297	1243.5
80	69.7	287	1201.6	73.7	284	1189.0	77.4	281	1176.5
85	69.3	270	1130.4	73.5	287	1117.9	77.1	265	1109.5
90	69.0	254	1063.4	732	251	1050.9	76.8	248	1038.2
95	68.6	238	996.5	728			76.6	232	971.3
100	68.2	222	928.5	72.6			26.4	210	974.3

(2) 乙醇-水溶液的沸点及蒸发潜热

乙 醇 (% (重量))	高于大气压的压力 (表压)								
	0.00atm			0.25atm ($2.45 \times 10^4 \text{Pa}$)			0.50atm ($4.903 \times 10^4 \text{Pa}$)		
	沸点	蒸发潜热		沸点	蒸发潜热		沸点	蒸发潜热	
	(°C)	kcal/ kg	kJ/kg	(°C)	kcal/ kg	kJ/kg	(°C)	kcal/ kg	kJ/kg
0	100.0	536	2244.1	106.3	532	2227.4	111.4	528	2270.6
10	91.0	502	2101.8	100.6	497	2080.8	105.8	493	2094.0
20	87.0	468	1959.4	94.7	465	1946.9	100.0	462	1934.3
30	84.5	433	1812.9	91.2	434	1817.1	96.5	428	1792.0
40	83.0	402	1683.1	89.5	400	1674.7	94.3	397	1662.2
50	82.0	370	1549.1	88.0	369	1544.9	92.8	367	1536.6
60	81.0	330	1381.6	87.0	338	1406.8	91.9	333	1394.2
70	80.0	306	1281.1	86.1	304	1272.8	91.1	302	1264.4
75	79.7	290	1214.2	85.6	287	1201.6	90.7	286	1193.2
80	79.5	270	1130.4	85.3	272	1138.8	90.4	270	1130.4
85	79.3	258	1080.2	85.0	256	1171.8	90.0	254	1063.4
90	79.0	243	1017.4	84.8	241	1009.0	89.3	237	992.3
95	78.6	226	946.2	84.4	224	937.8	89.7	231	967.8
100	78.4	209	875.0	84.2	208	870.9	89.0	207	866.7

续表

乙 醇 〔% (重量)〕	高于大气压的压力 (表压)					
	0.75atm ($7.35 \times 10^4 \text{Pa}$)			1.00atm ($9.8 \times 10^4 \text{Pa}$)		
	沸点 ($^{\circ}\text{C}$)	蒸发潜热		沸点 ($^{\circ}\text{C}$)	蒸发潜热	
		kcal/kg	kJ/kg		kcal/kg	kJ/kg
0	115.8	526	2198.1	120.1	522	2185.5
10	110.3	491	2055.7	114.3	489	2097.3
20	104.5	459	1921.7	108.8	456	1990.1
30	100.5	426	1783.6	104.6	424	1775.2
40	98.4	394	1649.6	102.2	392	1641.2
50	96.8	364	1524.0	100.6	360	1507.2
60	96.0	331	1385.8	99.7	328	1373.3
70	95.2	300	1255.8	92.8	297	1243.5
75	94.7	262	1096.9	98.4	280	1172.3
80	94.4	267	1117.9	98.0	265	1109.5
85	93.7	252	1055.1	97.5	249	1042.5
90	93.5	235	983.9	97.2	233	975.5
95	93.1	219	916.9	96.7	217	908.5
100	92.6	203	899.9	96.4	201.5	881.3

续表

乙醇 (% (重量))	高于大气压的压力 (表压)					
	1.25atm (12.3×10 ⁴ Pa)			1.50atm (14.7×10 ⁴ Pa)		
	沸点 (°C)	蒸发潜热		沸点 (°C)	蒸发潜热	
		kcal/kg	kJ/kg		kcal/kg	kJ/kg
0	123.9	520	2177.1	127.2	518	2168.8
10	118.0	487	2039.0	121.5	485	2030.6
20	112.4	453	1896.6	115.7	451	1888.2
30	108.1	421	1762.6	111.3	419	1754.3
40	105.3	390	1632.9	108.6	388	1624.5
50	104.0	358	1498.9	107.1	356	1490.5
60	102.8	326	1364.9	106.0	324	1356.5
70	102.0	295	1235.1	104.8	293	1226.7
75	101.5	278	1163.9	104.5	276	1155.6
80	101.2	263	1101.1	104.1	261	1092.8
85	100.8	247	1034.1	103.8	245	1025.8
90	100.4	231	967.2	103.4	229	958.8
95	100.1	215	900.2	103.0	213	891.8
100	99.7	200	837.4	102.7	196	736.9

10. 蒸汽压

C	$P_{\text{水}}$	$P_{\text{醇}}$	C	$P_{\text{水}}$	$P_{\text{醇}}$
20℃			25℃		
0	17.5	0.0	0	117	0.0
10	18.8	(6.7)	10	110.7	59.3
20	15.9	(12.6)	20	104.0	94.4
30	15.1	(17.1)	30	100.5	114.8
40	14.7	20.7	40	98.8	130.8
50	14.5	23.5	50	97.3	142.6
60	14.1	25.6	60	94.4	155.6
70	13.1	28.0	70	89.1	172.6
80	11.3	31.2	80	77.6	192.8
90	7.5	35.8	90	52.5	223.9
98	1.9	42.3	98	14.3	262.4
100	0.0	43.5	100	0.0	283
40℃			75℃		
0	54.3	0.0	0	287	0
10	51.8	26.9	10	276	144.0
20	47.6	43.5	20	261	218.8
30	46.2	54.7	30	254	269.2
40	45.5	62.5	40	245	305
50	44.6	68.2	50	241	336
60	42.9	74.8	60	235	365
70	40.5	82.8	70	224	405
80	35.9	91.8	80	191.4	454
90	24.7	106.4	90	130.3	527
98	6.5	123.0	98	34.7	625
100	0.0	134	100	0.0	667

注: $P_{\text{水}}$ — 水的分压 ($\times 133.32\text{Pa}$); $P_{\text{醇}}$ — 醇的分压 ($\times 133.32\text{Pa}$)
 C — 醇在液相中的摩尔百分比.

11. 张力

(1) 乙醇-水溶液的表面张力

温 度 (℃)	表面张力 (N/m)			
	乙 醇 0% (体积)	乙 醇 5% (体积)	乙 醇 10% (体积)	乙 醇 24% (体积)
20	72.72×10^{-3}	58.11×10^{-3}	51.25×10^{-3}	37.93×10^{-3}
22	—	57.82×10^{-3}	50.96×10^{-3}	37.73×10^{-3}
30	70.95×10^{-3}	56.55×10^{-3}	49.78×10^{-3}	36.75×10^{-3}
40	69.19×10^{-3}	54.83×10^{-3}	48.22×10^{-3}	35.47×10^{-3}
50	67.52×10^{-3}	53.31×10^{-3}	46.75×10^{-3}	34.30×10^{-3}
	乙 醇 34% (体积)	乙 醇 40% (体积)	乙 醇 60% (体积)	乙 醇 72% (体积)
20	33.22×10^{-3}	30.09×10^{-3}	27.57×10^{-3}	26.26×10^{-3}
23	32.93×10^{-3}	—	—	—
30	32.34×10^{-3}	29.50×10^{-3}	26.85×10^{-3}	25.58×10^{-3}
40	31.56×10^{-3}	28.91×10^{-3}	26.17×10^{-3}	24.89×10^{-3}
50	30.67×10^{-3}	28.22×10^{-3}	25.48×10^{-3}	24.11×10^{-3}
	乙 醇 80% (体积)	乙 醇 96% (体积)		
20	24.70×10^{-3}	23.03×10^{-3}		
30	24.01×10^{-3}	22.15×10^{-3}		
40	23.32×10^{-3}	21.36×10^{-3}		
50	22.54×10^{-3}	20.38×10^{-3}		

在温度为25℃的条件下的表面张力

乙醇 (% (重量))	表面张力		乙醇 (% (重量))	表面张力	
	dyn/cm	N/m		dyn/cm	N/m
0	72.0	72.0×10^{-3}	60	26.9	26.9×10^{-3}
10	46.6	46.6×10^{-3}	70	26.1	26.1×10^{-3}
20	37.7	37.7×10^{-3}	80	25.2	25.2×10^{-3}
30	32.3	32.3×10^{-3}	90	24.4	24.4×10^{-3}
40	29.6	29.6×10^{-3}	100	22.0	22.0×10^{-3}
50	28.3	28.3×10^{-3}			

(2) 乙醇-水溶液的表面张力
(和潮湿空气交界时的表面张力)

温度(℃)		18							
乙醇浓度 (mol/L)		0.0078	0.0156	0.0312	0.0625	0.125	0.250	0.50	1.00
表面张力	dyn/cm	69.4	68.1	65.2	59.4	—	—	—	—
	N/m	69.4×10^{-3}	68.1×10^{-3}	65.2×10^{-3}	59.4×10^{-3}	—	—	—	—

(3) 汞和乙醇-水溶液相接界时的界面张力

乙醇		温度 (℃)	界面张力	
重量(%)	密度(g/mL)		dyn/cm	N/m
20	0.969	19~20	363.2	363.2×10^{-3}
44.5	0.927	19~20	361.1	361.1×10^{-3}
87.8	0.825	0	366.6	366.6×10^{-3}
98.3	0.795	19~20	364.0	364.0×10^{-3}

12. 体膨胀系数

乙 醇	温度范围 ($^{\circ}\text{C}$)	$a \times 10^6$	$b \times 10^6$	$c \times 10^6$
50% (体积)	0~39	0.7450	1.85	0.730

13. 介电常数 ϵ

乙 醇 [%(重量)]	介 电 常 数 ϵ				
	20 $^{\circ}\text{C}$	40 $^{\circ}\text{C}$	50 $^{\circ}\text{C}$	60 $^{\circ}\text{C}$	80 $^{\circ}\text{C}$
0	80.37	73.12	69.85	66.82	60.58
10	74.60	67.88	64.33	61.49	55.70
20	68.66	62.41	59.22	56.40	50.81
30	62.63	56.73	53.79	51.04	45.88
40	56.49	51.08	48.36	45.80	40.93
50	50.38	45.30	42.92	40.66	36.61
60	44.67	40.02	37.72	35.66	31.82
70	39.14	34.88	32.86	30.87	27.30
80	33.89	29.83	28.10	26.31	23.20
90	29.03	25.64	24.08	22.51	19.80
100	25.00	22.20	22.87	19.55	—

乙醇 (%-(mol))	介电常数 ϵ				
	20℃	25℃	40℃	55℃	75℃
90	26.66	25.53	23.60	21.41	19.20
80	28.60	27.70	25.25	23.00	20.61
70	31.13	30.23	27.45	24.98	22.28
60	34.23	33.35	30.20	27.46	24.53
50	38.20	37.15	34.00	30.90	27.50
40	43.10	41.75	38.60	35.00	31.25
30	49.50	47.85	44.33	40.21	36.10
20	57.30	55.70	51.67	47.50	42.90
10	67.35	65.50	61.27	56.64	51.30
0	80.37	78.48	73.12	68.13	61.18

14. 扩散系数

乙醇浓度 (val/L)	温度 (℃)	扩散系数 ($\text{cm}^2/\text{昼夜}$)
3.448	20	0.873×10^3
11.908	20	0.881×10^3
17.113	20	0.905×10^3

15. 折射率

(1) 在25℃条件下的折射率 n_D

乙醇 〔% (重量)〕	折射率 n_D	乙醇 〔% (重量)〕	折射率 n_D
99.73	1.35923	68.39	1.36251
99.53	1.35926	66.58	1.36235
98.94	1.35958	65.56	1.36226
98.57	1.35967	62.13	1.36178
98.46	1.35970	62.07	1.36178
97.76	1.35998	59.13	1.36125
97.52	1.36005	56.02	1.36074
96.91	1.36011	53.53	1.36027
96.23	1.36037	52.42	1.35923
96.06	1.36049	49.10	1.35923
94.90	1.36065	48.14	1.35892
93.26	1.36093	43.96	1.35780
92.49	1.36134	42.59	1.35736
90.24	1.36156	41.50	1.35692
89.83	1.36188	38.97	1.35610
88.16	1.36200	35.25	1.35462
88.03	1.36226	33.34	1.35374
86.57	1.36226	30.59	1.35248
86.52	1.36238	30.64	1.35248

续表

乙醇 (% (重量))	折射率 n_D	乙醇 (% (重量))	折射率 n_D
85.00	1.36245	29.52	1.35187
84.80	1.36260	27.22	1.35057
84.42	1.36260	25.13	1.34935
83.27	1.36267	23.75	1.34852
81.47	1.36276	22.94	1.34798
80.82	1.36282	20.83	1.34659
80.57	1.36289	20.84	1.34660
79.78	1.36292	19.66	1.34590
78.85	1.36295	17.86	1.34455
77.62	1.36292	14.25	1.34199
77.34	1.36298	10.48	1.33936
76.76	1.36289	9.39	1.33858
76.63	1.36292	8.97	1.33825
75.59	1.36292	8.56	1.33658
74.21	1.36289	4.80	1.33549
73.64	1.36289	4.83	1.33546
72.47	1.36276	2.05	1.33374
70.84	1.36270	0.86	1.33300
68.79	1.36257	0.00	1.33252

(2) 20℃条件下的折射率 n_D

乙醇比重	折射率 n_D	乙醇比重	折射率 n_D
0.7953	1.3618	0.9508	1.3545
0.8152	1.3635	0.9580	1.3523
0.8325	1.3643	0.9646	1.3492
0.8491	1.3650	0.9698	1.3460
0.8648	1.3648	0.9749	1.3432
0.8767	1.3640	0.9801	1.3400
0.8890	1.3633	0.9855	1.3370
0.9012	1.3623	0.9894	1.3350
0.9123	1.3615	0.9919	1.3341
0.9230	1.3600	0.9938	1.3335
0.9331	1.3685	0.9948	1.3333
0.9427	1.3565		

16. 气液平衡

(1) 沸点状态下

乙醇 [% (重量)]		乙醇 [% (重量)]	
液相	气相	液相	气相
0	0	60	79
10	54	70	80.5
20	68	80	84.5
30	75	90	90
40	77	100	100
50	78		

(2)乙醇-水溶液沸点时液体和蒸气的组成($1 \times 10^6 \text{ Pa}$ 时)

沸点 ($^{\circ}\text{C}$)	乙醇〔% (重量)〕		沸点 ($^{\circ}\text{C}$)	乙醇〔% (重量)〕	
	液体	蒸汽		液体	蒸汽
78.3	100	100	88.5	18	71
78.2	91	92	87.0	17	70
78.4	85	89	87.5	16	69
78.6	82	88	88.0	15	68
78.8	80	87	88.5	13	67
79.0	78	86	89.0	12	65
79.2	76	85	89.5	11	63
79.4	74	85	90.0	10	61
79.6	72	84	90.5	10	59
79.8	69	84	91.0	9	57
80.0	67	83	91.5	8	55
80.2	64	83	92.0	8	53
80.4	62	82	92.5	7	51
80.6	59	82	93.0	6	49
80.8	56	81	93.5	6	48
81.0	53	81	94.0	5	47
81.2	50	80	94.5	5	46
81.4	47	80	95.0	4	42
81.6	45	80	95.5	4	39
81.8	43	79	96.0	3	36
82.0	41	79	96.5	3	33
82.5	36	78	97.0	2	30
83.0	33	78	97.5	2	27
83.5	30	77	98.0	1	23
84.0	27	76	98.5	1	19
84.5	25	75	99.0	<1	15
85.0	23	74	99.5	<1	5
85.5	21	73	100.0	0	0
86.0	20	72			

(3) 乙醇-水溶液沸点时的液体和蒸气的组成

沸 点 (℃)	乙 醇 (% (mol))		沸 点 (℃)	乙 醇 (% (mol))	
	液体	蒸气		液体	蒸气
100	0	0	84.0	17.20	50.5
99.3	0.28	3.2	83.4	20.6	53.0
96.9	1.18	11.3	83.0	21.0	52.7
96.0	1.37	15.7	82.3	25.5	55.2
—	1.44	13.5	82.0	28.4	56.7
95.6	1.76	15.6	81.4	32.1	58.6
94.8	2.22	18.6	81.5	32.4	58.6
93.8	2.46	21.2	81.2	34.5	59.1
93.5	3.02	23.1	80.9	40.5	61.4
92.9	3.31	24.8	80.5	43.0	62.6
90.5	5.19	31.8	80.2	44.9	63.3
—	5.30	31.4	80.0	50.6	66.1
89.4	6.25	33.9	79.5	54.5	67.3
88.4	6.73	37.0	78.8	66.3	73.3
88.6	7.15	36.2	78.5	73.5	77.6
87.2	8.71	40.6	78.4	80.4	81.5
85.4	12.60	46.8	78.3	91.7	90.6
84.5	14.30	48.7	78.3	100.0	100.0

(4)乙醇-水溶液气液平衡数据(压力为 $1 \times 10^5 \text{ Pa}$ 时)

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	乙 醇 [% (mol)]		温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	乙 醇 [% (mol)]	
	液 相	气 相		液 相	气 相
100	0.0	0.0	84.0	17.2	50.5
99.3	0.28	3.2	83.4	20.6	53.0
96.9	1.18	11.3	83.0	21.0	52.7
96.0	1.37	15.7	82.3	25.5	55.2
96.0	1.44	13.5	82.0	28.4	56.7
95.6	1.76	15.6	81.4	32.1	58.6
94.8	2.22	18.6	81.5	32.4	58.6
93.8	2.46	21.2	81.2	34.5	59.1
93.5	3.02	23.1	80.9	40.5	61.4
92.9	3.31	24.8	80.5	43.0	62.6
90.5	5.19	31.8	80.2	44.9	63.3
90.5	5.30	31.4	80.0	50.6	66.1
89.4	6.25	33.9	79.5	54.5	67.3
88.4	6.73	37.0	78.8	66.3	73.3
88.6	7.15	36.2	78.5	73.5	77.6
87.2	8.71	40.6	78.4	80.4	81.5
85.4	12.6	46.8	78.3	91.7	90.6
84.5	14.3	48.7	78.3	100.0	100.0

(5) 乙醇-水溶液平衡数据 (定温)

温 度 (°C)	乙醇 (mol%)		压 力	
	液 相	气 相	mmHg	k Pa
39.76	0.00	0.00	54.3	7.24
	6.89	45.6	81.4	10.9
	8.03	47.3	84.7	11.3
	9.94	49.23	90.5	12.1
	14.52	54.31	99.4	13.3
	15.48	55.16	101.2	13.5
	18.31	57.19	104.4	14.0
	22.08	58.74	107.3	14.3
	23.33	58.76	108.6	14.5
	26.81	60.30	110.2	14.7
	36.77	63.41	115.7	15.4
	44.31	65.83	119.5	15.9
	48.08	67.26	121.9	16.3
	60.89	71.89	125.9	16.8
	77.96	81.29	129.3	17.2
	93.90	93.97	131.5	17.5
	95.52	95.52	131.4	17.5
	100.0	100.0	129.8	17.3
54.84	0.00	0.00	116.6	15.5
	8.16	47.53	192.9	25.7
	11.57	50.36	204.2	27.2
	21.20	57.27	228.1	30.4

续表

温 度 (℃)	乙 醇 (% (mol))		压 力	
	液 相	气 相	mmHg	kPa
	23.75	58.28	233.9	31.2
	26.71	58.88	237.3	31.6
	36.98	61.51	247.5	33.0
	47.88	65.54	256.6	34.2
	61.02	71.02	264.6	35.3
	91.45	91.45	275.9	36.8
	100.0	100.0	275.2	36.7
74.79	0.00	0.00	286.9	38.2
	8.95	45.64	469.2	62.6
	13.17	50.83	508.5	67.8
	14.20	51.94	513.7	68.9
	15.40	52.68	519.7	69.3
	19.28	55.30	539.5	71.8
	26.28	57.68	566.6	75.5
	36.48	60.54	590.0	78.7
	49.13	65.32	615.9	82.1
	53.44	67.39	623.4	83.1
	64.78	72.90	640.5	85.4
	79.59	81.74	651.0	85.5
	89.65	89.65	654.0	87.2
	100.0	100.0	653.0	87.1

(6) 在沸点时乙醇-水溶液中不同液相组成下的气相组成

乙醇〔% (重量)〕							
液相	气相	液相	气相	液相	气相	液相	气相
95	95.0	66	80.3	37	73.4	9.0	49.2
94	94.2	65	80.0	36	73.1	8.5	47.8
93	93.4	64	79.9	35	72.8	8.0	46.3
92	92.6	63	79.6	34	72.5	7.5	45.0
91	91.9	62	79.3	33	72.2	7.0	43.3
90	91.2	61	79.1	32	71.9	6.5	41.5
89	90.5	60	78.9	31	71.6	6.0	39.8
88	89.8	59	78.7	30	71.2	5.5	38.0
87	89.2	58	78.4	29	70.3	5.0	36.0
86	88.6	57	78.2	28	70.5	4.5	33.5
85	88.0	56	78.0	27	70.0	4.0	31.2
84	87.5	55	77.8	26	69.5	3.5	28.5
83	87.1	54	77.5	25	69.0	3.0	26.3
82	85.5	53	77.3	24	68.4	2.5	22.5
81	85.9	52	77.1	23	67.7	2.0	18.5
80	85.5	51	76.9	22	67.0	1.5	14.75
79	85.0	50	76.7	21	66.3	1.0	10.5
78	84.6	49	76.4	20	65.5	0.9	9.6
77	84.2	48	76.2	19	64.5	0.8	8.72

续表

乙醇〔% (重量)〕							
液相	气相	液相	气相	液相	气相	液相	气相
76	83.8	47	75.9	18	63.5	0.7	7.77
75	83.5	46	75.7	17	62.4	0.6	6.78
74	83.1	45	75.4	16	61.2	0.5	5.7
73	82.7	44	75.2	15	60.0	0.4	4.52
72	82.4	43	74.9	14	58.6	0.3	3.36
71	82.0	42	74.6	13	57.0	0.2	2.22
70	81.7	41	74.3	12	55.5	0.1	1.1
69	81.3	40	74.0	11	53.6	0.05	0.55
68	80.9	39	73.8	10	51.6		
67	80.6	38	73.6	9.5	50.4		

二、乙醚-乙醇

1. 融点

乙醇 〔% (重 量)〕	乙 醇 〔% (mol)〕	融 点 (℃)	乙 醇 〔% (重量)〕	乙 醇 〔% (mol)〕	融 点 (℃)
0	0	-116.3	49.2	60.9	-123.0
2.0	3.3	-117.0	55.4	66.6	-124.8
4.0	6.2	-117.3	57.8	68.3	-125.0
7.4	11.4	-117.7	59.9	70.6	-124.3
13.5	20.1	-118.3	64.4	74.4	-123.3
16.5	24.1	-118.6	69.2	78.3	-122.5
22.1	31.3	-119.2	72.0	80.5	-121.5
26.1	35.1	-119.3	80.2	86.7	-119.5
31.3	42.3	-120.0	85.2	90.2	-118.3
32.8	43.9	-120.3	87.11	91.6	-117.6
39.2	51.0	-121.3	100.0	100.0	-114.6
45.9	57.7	-121.4			

2. 密度

乙醇 〔% (重量)〕	密度 (g/ml)	乙醇 〔% (重量)〕	密度 (g/ml)
25℃			
0	0.707	52.9	0.755
11.2	0.720	61.5	0.762
22.2	0.731	72.9	0.770
31.2	0.737	81.8	0.776
33.1	0.741	90.9	0.783
42.0	0.746	100.0	0.788
15℃			
100	0.795	45	0.7575
95	0.792	40	0.7535
90	0.789	35	0.7495
85	0.786	30	0.746
80	0.7825	25	0.742
75	0.779	20	0.738
70	0.779	15	0.734
65	0.772	10	0.730
60	0.768	5	—
55	0.765	0	0.719
50	0.761		

3. 粘度 (25℃时)

乙醇 〔% (重量)〕	密度 (g/mL)	粘 度	
		$\times 10^5 \text{P}$	$\times 10^4 \text{Pa}\cdot\text{s}$
100	0.7880	550.6	550.6
76.88	0.7731	473.4	473.4
64.93	0.7648	429.6	429.6
52.60	0.7559	384.6	384.6
39.77	0.7459	337.8	337.8
26.92	0.7349	295.3	295.3
13.67	0.7226	255.3	255.3
0	0.7075	226.0	226.0

4. 混合热 (25℃时)

乙醇 〔% (mol)〕	混合热		乙醇 〔% (mol)〕	混合热	
	cal/mol	I/mol		cal/mol	I/mol
21.734	-99.9	-418.3	71.007	-81.4	-257.0
31.972	-110.9	-502	82.214	-36.6	-153.2
55.824	-97.9	-409.9	92.585	-11.5	-48.57
83.864	-80.2	-335.8	100	—	—

5. 沸点

乙醇 〔% (重量)〕	沸点 (°C)	压 力		乙醇 〔% (重量)〕	沸点 (°C)	压 力	
		mmHg	kPa			mmHg	kPa
100	79.0	772.1	102.94	49.2	45.7	771.4	102.84
36.4	67.5	772.1	102.94	43.1	43.95	771.4	102.84
74.8	58.5	772.0	102.92	36.4	42.3	771.3	102.83
64.0	54.2	772.0	102.92	25.1	39.9	771.3	102.83
57.5	49.5	771.8	102.90	11.8	37.5	771.3	102.83
54.3	47.3	771.4	102.84	0.0	35.05	771.3	102.83

6. 介电常数 ϵ (25°C时)

乙醇 〔% (重量)〕	介电常数 ϵ	乙醇 〔% (重量)〕	介电常数 ϵ
100.00	24.28	41.24	10.76
86.20	20.96	30.82	8.712
77.40	18.90	20.86	6.998
70.05	17.20	13.08	5.885
61.93	15.26	0	4.235
51.47	12.89		

7. 折射率 n_D

乙醇 〔% (重量)〕	折射率 n_D	乙醇 〔% (重量)〕	折射率 n_D
15℃			
100	1.363860	45	1.361090
95	1.363590	40	1.360832
90	1.363554	35	1.360272
85	1.363302	30	1.369948
80	1.363230	25	1.359120
75	1.362905	20	1.358436
70	1.362765	15	1.357680
65	1.362310	10	1.357068
60	1.361990	5	1.356132
55	1.361954	0	1.35543
50	1.361630		
20℃			
0	1.35360	61.175	1.36067
20.710	1.35715	78.850	1.36122
40.014	1.35931	100	1.36186

8. 气液平衡 (25℃时)

乙 醚 (mol%)		压 力	
液 相	气 相	mmHg	kPa
0.00	0.0	58.9	7.852
0.5	11.05	66.0	8.799
1.0	19.85	73.1	9.746
2.0	33.05	86.7	11.558
4.0	49.50	112.8	15.038
6.0	59.40	137.3	18.304
8.0	66.0	160.1	21.344
10.0	70.7	181.3	24.170
15.0	78.15	228.5	30.463
20.0	82.45	268.8	35.833
25.0	85.2	302.2	40.289
30.0	87.0	330.7	44.089
35.0	88.3	355.4	47.381
40.0	89.3	376.1	50.141
50.0	91.1	410.6	54.741
60.0	92.5	438.9	58.514
70.0	93.9	462.5	61.660
80.0	95.6	485.2	64.687
90.0	97.6	509.2	67.887
95.0	98.8	522.2	69.620
100.0	100.0	535.8	71.433

三、乙醚-乙醇-水
 气液平衡 (压力 $1 \times 10^6 \text{Pa}$ 时)
 (甲)乙醚 (乙)乙醇

乙醚 乙醇 (% (mol))				温 度 ($^{\circ}\text{C}$)
液 相		气 相		
甲	乙	甲	乙	
1.8	87.0	11.2	74.9	74.0
4.0	79.7	25.1	71.2	69.6
4.3	91.4	15.2	78.1	83.4
7.2	75.5	43.3	49.2	63.0
10.7	70.1	54.0	43.6	59.0
11.9	67.9	55.8	36.9	58.0
13.3	44.2	72.6	27.4	50.7
14.7	65.1	59.2	35.8	54.7
14.8	55.1	63.0	28.6	51.2
18.5	61.4	67.0	32.3	49.3
19.9	61.5	71.3	28.7	45.6
22.0	64.3	69.5	29.4	47.8

四、乙醚-水

1. 恒沸物

乙醚〔% (重量)〕

沸点 (°C)

98.7

34.15

2. 密度

乙 醚 (% (重量))	温 度 (°C)	密 度 (g/mL)
98.591	30	0.70763
98.662	25	0.71309
98.736	20	0.71835
98.760	15	0.72404
98.836	10	0.72998
5.340	30	0.98505
6.027	25	0.98508
6.896	20	0.98478
7.913	15	0.98405
9.040	10	0.98219