

前 言

本书是为配合天津大学姚玉英等编写的《化工原理》(高等学校大专教学用书,第2版)而编写的教材辅导书。旨在培养学生的自学能力,提高学生的知识水平和应试能力。

全书共分两个部分。第一部分为“问答和例析”,以问答的形式,总结、概括了化工原理教材中各章的主要内容、公式和基本概念等,并配有大量的举例分析和自测题。第二部分为《化工原理》(第2版)中各章习题的解答。此外附录部分包括复习考试大纲和模拟试题及评分标准等。

本书编写过程中有如下特点:

(1)本书以问答的形式,回答化工原理的基本问题。观点鲜明,通俗易懂,但仍保持了学科的科学性、系统性和完整性,因此它既是一本教学参考书,也可作为一本独立的较实用的参考书。

(2)本书更注重实用性和针对性。在本书的每一章节中,配合知识要点编写了大量的实例分析、解题技巧和自测题等,便于读者复习。读者可通过做练习来检验自己掌握所学知识的情况,培养和提高应试能力。

(3)从本书的内容及结构来看,它是一本较好的宜于自学的化工原理参考书,尤可供参加高自考及高职升本科的考生使用。

参加本书编写工作的有姚玉英(流体流动及蒸发)、陈常贵(流体输送、传热、吸收及蒸馏)和柴诚敬(非均相物系的分离、萃取及干燥)。

由于编者水平所限,不当之处望广大读者指正,以便修改完善。

编者

2003.6

目 录

第一部分 问答和例析

1-1 流体流动	3
1-1-1 概述	3
1-1-2 流体静力学	3
1-1-3 流体在管内的流动	11
1-1-4 流动过程中的物料衡算——流体连续性方程式	12
1-1-5 流动系统中的能量衡算——柏努利方程式	13
1-1-6 摩擦阻力	20
1-1-7 流体在管内的流动情况	23
1-1-8 流体在直管内的摩擦阻力	26
1-1-9 流体的局部阻力	33
1-1-10 管路系统的计算	36
1-1-11 流量的测定	39
本章复习要点	45
自测题	51
1-2 流体输送机械	57
1-2-1 概述	57
1-2-2 离心泵	58
1-2-3 其他类型化工用泵	72
1-2-4 气体输送机械	74
本章复习要点	76
自测题	78
1-3 非均相物系的分离	81
1-3-1 概述	81
1-3-2 重力沉降	82
1-3-3 离心沉降	86
1-3-4 过滤	91
1-3-5 离心机	99
本章复习要点	99
自测题	103
1-4 传热	105
1-4-1 概述	105
1-4-2 热传导	105

1-4-3 对流传热	111
1-4-4 传热计算	117
1-4-5 换热器	126
本章复习要点	131
自测题	134
1-5 蒸发	138
1-5-1 概述	138
1-5-2 单效蒸发计算	139
1-5-3 多效蒸发简介	148
本章复习要点	149
自测题	151
1-6 吸收	152
1-6-1 概述	152
1-6-2 气液相平衡	153
1-6-3 传质机理与吸收速率	159
1-6-4 吸收塔计算	164
1-6-5 填料塔	173
本章复习要点	176
自测题	181
1-7 蒸馏	184
1-7-1 概述	184
1-7-2 两组分溶液的气液平衡	185
1-7-3 精馏原理和流程	188
1-7-4 两组分连续精馏的计算	190
1-7-5 间歇精馏	202
1-7-6 板式塔	203
本章复习要点	207
自测题	211
1-8 液—液萃取	215
1-8-1 概述	215
1-8-2 三元体系的液—液相平衡	216
1-8-3 萃取过程的计算	221
1-8-4 液—液萃取设备	232
本章复习要点	235
自测题	237
1-9 干燥	239
1-9-1 概述	239
1-9-2 湿空气的性质及湿度图	240
1-9-3 干燥过程的物料衡算及热量衡算	246

1-9-4 干燥过程中的平衡关系和速率关系	252
1-9-5 干燥设备	256
本章复习要点	258
自测题	262

第二部分 《化工原理》(第2版)习题解答

上 册

2-1 流体流动	269
2-2 流体输送机械	282
2-3 非均相物系的分离	287
2-4 传 热	293
2-5 蒸 发	305

下 册

2-1 蒸 馏	311
2-2 气体吸收	318
2-3 蒸馏和吸收塔设备	325
2-4 液—液萃取	335
2-5 干 燥	343
自测题答案	347
附 录	352
复习考试大纲	352
模拟试题	358

第一部分 问答和例析

考试点
kaoshidian.com

1-1 流体流动

1-1-1 概述

1. 流体力学中为什么要用宏观方法研究流体？有何优越性？

答：流体是由大量的不断作不规则运动的分子组成的，各个分子之间以及分子内部的原子之间均保留着一定的空隙，所以流体内部是不连续而存在空隙的。要从单个分子运动出发来研究整个流体平衡或运动的规律，是很困难也不现实的。所以在流体力学中，不研究个别分子的运动，只研究由大量分子组成的集团。设想整个流体由无数个集团组成，单个集团称为“质点”。质点的大小与它所处的空间相比是微不足道的，但比分子自由程要大得多。这样可以设想在流体的内部各个质点相互紧挨着，它们之间没有任何空隙而成为连续体。用这种处理方法就可以不研究分子间的相互作用以及复杂的分子运动，只要研究集团的宏观运动规律即可。把流体模化为连续介质，并不是所有情况都是如此的，高真空度下的气体就不能视为连续介质。

由于介质的质点间无任何空隙而是连续的，故在研究流体流动各项内容时可以应用连续函数这一数学工具。

2. 本教材为什么要介绍流体流动？本章主要内容是什么？

答：化工厂中所处理的物料大多为流体，因此流体流动是化工厂中采用最广泛的操作，而流体流动中许多问题，例如管路安排与设计、管路查定计算、流体输送设备的选用、换热器和塔设备内流体的湍动情况、测压计和流量计的设置等等问题都是由流体流动中的主要方程式——连续性方程式和柏努利方程式联合解决的，故本教材首先要介绍流体流动。连续性方程式比较简单，故本章以柏努利方程式为核心，全章内容都是围绕这个核心的。

1-1-2 流体静力学

1. 流体静力学研究的主要内容是什么？

答：流体静力学主要研究管道或设备内流体在外力作用下达到平衡的规律，而本章只讨论与流体流动有关的重力和压力。

2. 流体密度的定义是什么？

答：单位体积流体具有的质量称为密度，以 ρ 表示，单位为 kg/m^3 ，表达式为

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (1-1)$$

3. 如何获得纯液体和混合液体的密度?

答:纯液体的密度可以从《化学手册》或《化工原理》教材附录中查到。工程上视液体为不可压缩流体,因此认为液体密度不随压强而变,有些手册中虽列出纯液体密度随温度的变化,但变化幅度不大。

对混合液体,若混合前、后无体积变化,以 1 kg 混合液体为基准,令 a 表示各组分的质分数,下标 1,2... n 表示组分的序号, m 表示平均。可推导出

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{a_1}{\rho_1} + \frac{a_2}{\rho_2} + \cdots + \frac{a_n}{\rho_n} \quad (1-2)$$

或
$$\rho_m = \frac{1}{\frac{a_1}{\rho_1} + \frac{a_2}{\rho_2} + \cdots + \frac{a_n}{\rho_n}} \quad (1-3)$$

【例 1-1】 苯和甲苯混合液中含苯 0.44(摩尔分数),试求该混合液在 20 °C 下的平均密度。

解:根据式 1-3 求混合液体密度时,应先将题给的摩尔分数换算为质量分数。以下标 1 及 2 分别表示苯和甲苯。已知

$$x_1 = 0.44 \text{ (摩尔分数)}$$

故 $x_2 = 1 - x_1 = 1 - 0.44 = 0.56$

苯和甲苯的摩尔质量分别为 $M_1 = 78 \text{ kg/kmol}$, $M_2 = 92 \text{ kg/kmol}$ 。两组分的质量分数分别为

$$a_1 = \frac{x_1 M_1}{x_1 M_1 + x_2 M_2} = \frac{0.44 \times 78}{0.44 \times 78 + 0.56 \times 92} = 0.4$$

$$a_2 = 1 - a_1 = 1 - 0.4 = 0.6$$

由于手册中查得 20 °C 苯和甲苯的密度分别为 $\rho_1 = 879 \text{ kg/m}^3$ 及 $\rho_2 = 867 \text{ kg/m}^3$ 。故 20 °C 混合液的平均密度为

$$\rho_m = \frac{1}{\frac{a_1}{\rho_1} + \frac{a_2}{\rho_2}} = \frac{1}{\frac{0.4}{879} + \frac{0.6}{867}} = 871.8 \text{ kg/m}^3$$

4. 如何获得纯气体和混合气体的密度?

答:气体是可压缩流体,其密度除随气体的类别而异外,还随温度和压强而变,因此对气体密度一定要标明所处的状态,否则无意义。从手册中查到的气体密度值都是某温度和压强下的值,应用时应换算为操作条件下的值。当气体温度不太低、压强不太高时气体可视为理想气体。以 T 表示热力学温度、 p 表示压强、下标 0 表示手册中的条件,换算式为

$$\rho = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T} \quad (1-4)$$

令 R 表示气体常数,其值为 $8.315 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$,对理想气体用下式计算指定条件下气体的密度:

$$\rho = \frac{pM}{RT} \quad (1-5)$$

若将式 1-5 中的摩尔质量 M 换为混合气体的平均摩尔质量 M_m ,则算出的是某条件下混合气体的平均密度 ρ_m 。令 x 表示混合气体中组分的摩尔分数,混合气体的平均摩尔质量 M_m 的计算式为

$$M_m = M_1 x_1 + M_2 x_2 + \cdots + M_n x_n \quad (1-6)$$

[例 1-2] 空气中各组分的摩尔分数为: 0.21O₂, 0.78N₂, 0.01Ar, 试求标准状况下空气的平均密度, 并将求得的结果与从手册中查到的结果相比较。再求绝对压强为 38×10^3 Pa、温度为 20 °C 时空气的平均密度。

解: 以下标 1、2、3 分别表示 O₂、N₂ 及 Ar, 该三元素的摩尔质量分别为 $M_1 = 32$ 、 $M_2 = 28$ 及 $M_3 = 40$, 计量单位均为 kg/kmol。用式 1-5 求标准状况下空气的平均密度, 但应先求出空气的平均摩尔质量, 即

$$M_m = M_1 x_1 + M_2 x_2 + M_3 x_3 = 32 \times 0.21 + 28 \times 0.78 + 40 \times 0.01 = 28.96 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_0 = \frac{p_0 M_m}{RT_0} = \frac{101.33 \times 10^3 \times 28.96}{8.315 \times 10^3 \times 273} = 1.293 \text{ kg/m}^3$$

从手册中查得标准状态下空气的平均密度为 1.293 kg/m³, 与计算结果完全一致。

用式 1-4 求 38×10^3 Pa、20 °C 时空气的密度:

$$\rho = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T} = 1.293 \times \frac{38 \times 10^3 \times 273}{101.33 \times 10^3 (273 + 20)} = 0.452 \text{ kg/m}^3$$

由计算结果看出: 空气在标准状况下与 38×10^3 Pa 及 20 °C 条件下的密度值相差甚远, 所以气体的密度一定要标明状态, 否则无意义。

5. 何谓流体静压强? 它的计量单位是什么?

答: 静止流体单位截面上承受的垂直作用力称为静压强, 俗称压力。若以 p (Pa) 表示压强、 P (N) 表示压力、 A (m²) 表示作用面积, 则压强的表达式为

$$p = \frac{P}{A} \quad (1-7)$$

由于化工生产过程中, 操作压强变动的幅度很大, 为了使用上的方便, 压强单位除了法定计量单位制中规定的 Pa 外, 习惯上还采用其他非法定单位, 例如 atm (大气压)、mH₂O (米水柱)、mmHg (毫米汞柱)、bar (巴)、kgf/cm² (千克力/厘米²) 等作为压强单位, 它们间的关系为

$$1 \text{ atm} = 1.033 \text{ kgf/cm}^2 = 760 \text{ mmHg} = 10.33 \text{ mH}_2\text{O} = 1.0133 \text{ bar} = 101.33 \times 10^3 \text{ Pa}$$

工程上为了计算方便常将 1 kgf/cm² 的压强作为 1 at (工程大气压), at 与其他单位间的关系为

$$1 \text{ at} = 1 \text{ kgf/cm}^2 = 735.6 \text{ mmHg} = 10 \text{ mH}_2\text{O} = 0.9807 \text{ bar} = 98.07 \times 10^3 \text{ Pa}$$

6. 如何测量流体的静压强? 何谓表压强? 何谓真空度?

答: 当流体压强高于外界大气压时, 用压强表 (俗称压力表) 测量压强, 压强表上读数称为表压强, 它不是流体的真正压强, 因为校正压强表时以外界大气压强为零点, 因此流体的实际压强 (又称绝对压强) 应为

$$\text{绝对压强 (实际压强)} = \text{当地大气压强} + \text{表压强}$$

当流体压强低于外界大气压时, 用真空表测量压强, 真空表上读数称为真空度, 它也不是流体的真正压强, 因校正真空表时也是以外界压强为零点, 流体的实际压强, 即绝对压强应是:

$$\text{绝对压强 (实际压强)} = \text{当地大气压强} - \text{真空度}$$

为了避免各种压强相互混淆, 对表压强和真空度必须加以标注。

7. 大气压强、绝对压强与表压强 (或真空度) 间有什么关系?

答: 大气压强、绝对压强和表压强 (或真空度) 间的关系示于图 1-1 中。

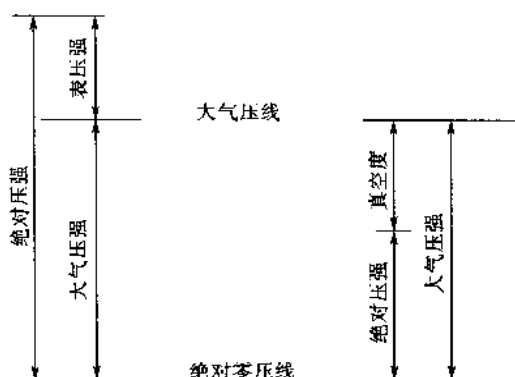


图 1-1 大气压强、绝对压强和表压强(或真空度)间的关系

大气压强随当地海拔高度、空气的温度和湿度而变,本章如不特别说明都是指北京地区的平均值,即 $1 \text{ atm} = 101.33 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。

【例 1-3】干气脱硫吸收塔操作时,塔内绝对压强应为 $6.5 \times 10^5 \text{ Pa}$ 。若分别在北京地区和西藏地区操作该吸收塔,这两地区吸收塔的压强表上读数应维持多大才能使两塔均在同一操作压强($6.5 \times 10^5 \text{ Pa}$)下工作?西藏地区平均大气压强为 $0.6 \times 10^5 \text{ Pa}$ 。

解:要使两地区吸收塔内的操作状态相同,塔内必须维持相同的绝对压强,即 $6.5 \times 10^5 \text{ Pa}$,而两地区大气压强不同,所以压强表上指示的数值必然不同。

北京地区 表压强 = $6.5 \times 10^5 - 1.0133 \times 10^5 \approx 5.49 \times 10^5 \text{ Pa}$

西藏地区 表压强 = $6.5 \times 10^5 - 0.6 \times 10^5 = 5.9 \times 10^5 \text{ Pa}$

8. 什么是流体静力学基本方程式? 它是如何推导的?

答:流体静力学基本方程式是说明静止状态下同一连续流体内部压力变化的规律,是用途很广泛的方程式。为了方便,先对液体介质进行推导。

以 $g(\text{m/s}^2)$ 表示重力加速度, $z(\text{m})$ 表示平行于液柱底部截面的高度, $h(\text{m})$ 表示液柱高度,下标 1 及 2 分别表示静止的、同一连续液体内部与底面平行的任两个液面。对静止的、同一连续液体的内部,任取平行于液柱底部的两个截面作力的平衡,可以推导出

$$p_2 = p_1 + (z_1 - z_2) g \rho \quad (1-8)$$

$$\text{或} \quad gz_1 + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} = \text{常数} \quad (1-8a)$$

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho} = g(z_2 - z_1) = gh \quad (1-8b)$$

式 1-8b 也可引申为

$$\frac{p}{\rho} = gh \quad (1-8c)$$

上面四个式子均称为液体静力学基本方程式,是以液体为介质推导出的。液体是不可压缩流体,其密度为常数,而气体的密度是温度和压强的函数,但化工厂中采用的容器和设备内,气体密度的变化往往是很小的,所以上面四个方程式也可应用于气体,因此又称为流体静力学基本方程式。

9. 流体静力学基本方程式说明什么问题?

答:由式 1-8、式 1-8a、式 1-8b 及式 1-8c 可以看出流体静力学基本方程式说明以下各点。

①由式 1-8 看出:当静止的同一种连续流体内部任一点(或任一平面)上压强 p_1 有任何改变时,流体内部其他各点(或其他平面)上压强也有同样的改变。

②由式 1-8 还可以看出:在静止的同一种连续流体内部处于同一水平面上各点的压强相等。

③由式 1-8a 看出:在静止的同一种连续流体内部任两截面上的位能 gz 与静压能 p/ρ 之和为常数。

④由式 1-8b 和式 1-8c 看出:在静止的同一种连续流体的内部压强和压强差均可用该流体柱高度来表示,但应标明是什么流体,例如前面介绍的 mmHg、mH₂O 等。

【例 1-4】用流体静力学基本方程式分别将 100 mmH₂O 和 100 mmHg 的压强换算成以 Pa 为单位的压强。

解:由手册中查得水和汞的密度分别为 1 000 kg/m³ 及 13 600 kg/m³。

用式 1-8c 计算,即

$$p_{H_2O} = \rho_{H_2O} gh = 1\,000 \times 9.81 \times \frac{100}{1\,000} = 981 \text{ Pa}$$

$$p_{Hg} = \rho_{Hg} gh = 13\,600 \times 9.81 \times \frac{100}{1\,000} = 13\,342 \text{ Pa}$$

同为 100 mm 高的水柱和汞柱所对应的压强相差 $13\,342/981 = 13.6$ 倍,所以用流体柱表示压强(或压强差)时一定要说明是什么流体,否则无意义。

应予指出:不同流体的流体柱不能互相相加或相减。

10. 化工厂中哪些计算要应用流体静力学基本方程式? 说明应用的方法。

答:化工厂中常用流体静力学基本方程式进行以下各项计算。

1) 压强差和压强的测定

压强差和压强的测定都是利用流体静力学基本方程式的原理,这些测量仪表有如下几种。

(1) U 管压差计

如图 1-2 所示,将装有指示剂 A 的玻璃 U 形管,用软管与水平管道上 1—1'、2—2' 面的测压口相连,即可测出 1—1' 与 2—2' 两截面间的压强差。指示剂 A 与管道中流体 B 不能互溶也不能起化学作用,且 ρ_A 应大于 ρ_B 。若 1—1' 截面上的静压强 p_1 大于 2—2' 截面上的 p_2 ,则 U 管两臂指示剂出现如图所示的高度差 $R(m)$, R 称为压差计读数。若以下标 A 和 B 分别表示指示剂和待测流体,根据流体静力学基本方程式推导出

$$\Delta p = p_1 - p_2 = (\rho_A - \rho_B) Rg \quad (1-9)$$

若管道中流过的是气体,由于气体密度远小于液体指示剂的密度,所以式 1-9 可以简化为

$$\Delta p = p_1 - p_2 = (\rho_A - \rho_B) Rg \approx \rho_A Rg \quad (1-9a)$$

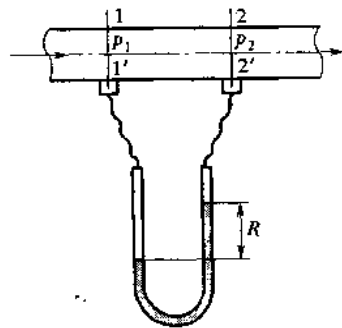
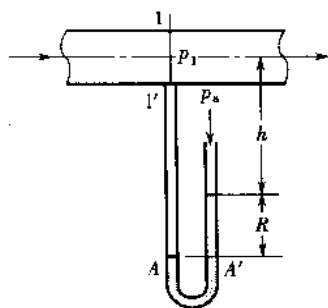


图 1-2 U 管压差计

U形玻璃管称为液柱压差计,又称U管压差计,由式1-9看出:用它测量压强差或压强时与U管的粗细、长短均无关。

【例1-5】如本例附图所示,流动条件下平均密度为 1.1 kg/m^3 的某种气体在水平管中流过,1—1'截面处测压口与右臂开口的U管压差计相连,指示剂为水,图中 $R = 0.17 \text{ m}$ 、 $h = 0.3 \text{ m}$ 。试求1—1'截面处绝对压强。开口支管的水面上承受大气压强 p_a 。



例1-5附图

解:以图中A—A'面为参考面,则

$$p_A = p'_A$$

$$p_A = p_1 + g(h + R)\rho_g \quad (\rho_g \text{ 为气体密度})$$

$$p'_A = p_a + gR\rho_{H_2O} \quad (\rho_{H_2O} \text{ 为水的密度})$$

联立上二式并整理得:

$$p_1 = p_a + gR(\rho_{H_2O} - \rho_g) - gh\rho_g$$

因气体密度比液体密度小得多,故上式简化为

$$p_1 \approx p_a + gR\rho_{H_2O} - gh\rho_g$$

$$\begin{aligned} &= 101.33 \times 10^3 + 9.81 \times 0.17 \times 1000 - 9.81 \times 0.3 \times 1.1 \\ &= 103 \times 10^3 \text{ Pa (绝对压强)} \end{aligned}$$

实际上式中 $gh\rho_g$ 也可略去不计。

若1—1'截面的压强 p_1 低于大气压强,这时压差计左支管指示剂液面高于右边的,与例1-5附图所示的相反。

应指出:若开口压差计用汞作指示剂,则应于开口支管汞面上灌一小段水,以防有毒汞蒸气扩散到周围空气中。

【例1-6】水在图1-2的水平管道中流过,已知1—1'与2—2'面间的压强差为252 Pa。U管压差计的指示剂为汞,求压差计读数 R ,并分析计算结果。

解:取水的密度为 1000 kg/m^3 ,汞的密度为 13600 kg/m^3 。

用式1-9求压差计读数 R :

$$\Delta p = (\rho_A - \rho_B)gR$$

$$\text{或} \quad 252 = (13600 - 1000) \times 9.81 R$$

$$\text{解得} \quad R = 0.002 \text{ m} = 2 \text{ mm}$$

计算结果说明压差计读数很小,读取时不易准确,此时应更换压差计型式(下面介绍),或更换密度较小的液体作指示剂,使式中的 $(\rho_A - \rho_B)$ 减小以加大 R 数值。本例可更换与水不互溶、不起化学作用的 CCl_4 作指示剂,其密度为 1594 kg/m^3 ,于是

$$252 = (1594 - 1000) \times 9.81 R$$

$$\text{解得} \quad R = 0.043 \text{ m} = 43 \text{ mm}$$

测量液体压强时,常采用四氯化碳、汞等作指示剂。测量气体时,只要被测气体与水不互溶,一般用水作指示剂。

【例1-7】密闭容器内盛有密度为 800 kg/m^3 的油与密度为 1000 kg/m^3 的水。油水不互溶。如本例附图所示,油层高度 h 为 0.3 m 。开口压差计用软管与水层测压口相连,压差计读数 R 为 0.4 m ,指示剂为汞。与大气相通的压差计右臂汞面上灌有一段水,其高度 R' 为 0.02 m 。右侧支管汞面与容器内油面间的垂直距离 H 为 0.4 m 。求容器内油面上方的压强 p_a 。汞的密度为 13600 kg/m^3 。

解:压差计开口端水面上方承受大气压强 p_a 。

采用压差计测量压强差或压强时,都可遵循下列步骤进行计算,即选出参考面 $m-n$,如图所示。选择的原则是:参考面与指示剂相交的两个平面 m 及 n 必须是静止的、同一种连续流体内的两个等高面,因此 $p_m = p_n$,然后利用静力学基本方程式分别算出 p_m 及 p_n ,即可算出所需值。以下标 O、 H_2O 、Hg 分别表示油、水、汞。

$$p_m = p_A + \rho_o gh + \rho_{H_2O} g(H + R - h)$$

$$p_n = p_o + \rho_{H_2O} gR' + \rho_{Hg} gR$$

因 $p_m = p_n$,联立上二式并将已知值代入:

$$\begin{aligned} p_A + 800 \times 9.81 \times 0.3 + 1000 \times 9.81(0.4 + 0.4 - 0.3) \\ = 101.33 \times 10^3 + 1000 \times 9.81 \times 0.02 + 13600 \times 9.81 \times 0.4 \end{aligned}$$

解得 $p_A = 147.6 \times 10^3 \text{ Pa}$ (绝对压强)

若计算 p_n 时不考虑大气压强 p_a ,则算出的 p_A 为表压强。

(2)斜管压差计

采用 U 管压差计时若压差计上读数太小,可更换密度较小的指示液,如例 1-6 情况。此外,也可采用其他类型的 U 管压差计,如图 1-3 所示的斜管压差计。压差计的一臂与水平面成 α 角,由图看出此时可使读数由原来的 R 加大到 R' ,放大倍数为

$$\frac{R'}{R} = \frac{1}{\sin \alpha} \quad (1-10)$$

2)测量液面位置

化工厂中经常要控制或了解容器中液面的位置,图 1-4 为常用的远距离测液面装置示意图。与被测液体不互溶、不起化学作用、不燃烧的某种气体送入管道中,用调节阀 1 调节气体流量,只要鼓泡观察器 2 内看到有气泡逸出即可。因气体流速很小,通过管道的流动阻力可以忽略,且管道内不存在液体,故可认为气体管道末端 d 处的压强 p_d 与管道压差计 3 安装截面上的压强 p_b 近似相等。以 h 表示贮槽内液面与吹气管末端间的距离。因贮槽是通大气的,故

$$p_a + \rho_A gR = p_a + \rho_B gh$$

$$\text{或} \quad h = \frac{\rho_A R}{\rho_B} \quad (1-11)$$

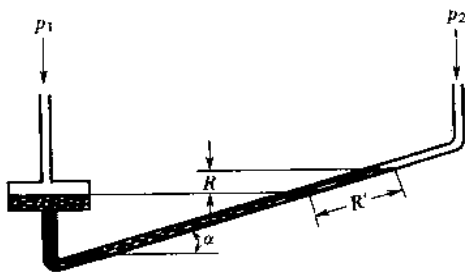


图 1-3 斜管压差计

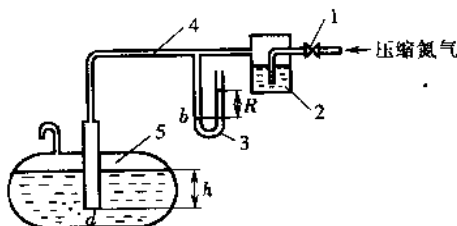


图 1-4 远距离测液面装置示意图

1—调节阀 2—鼓泡观察器 3—U 管压差计
4—吹气管 5—贮槽(与大气相通)

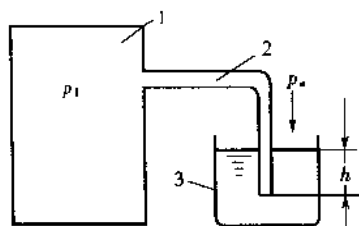


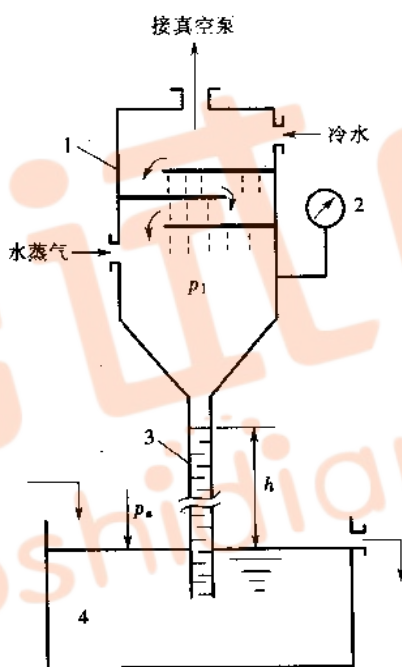
图 1-5 水封装置示意图

1—容器或设备 2—水封管 3—水封槽

3) 计算液封高度

化工厂中为了控制设备内气体压强不超过规定值,常在设备外安装如图 1-5 所示的液封装置,因常用水作液封介质,习惯上称之为水封。当设备内气体压强超过规定值时,气体就会从水层中逸出,使设备内压强仍然减到规定值。水封管应插入水层中的深度 h 可由静力学基本方程式算出。为了安全,水封管实际插入水层深度应略低于计算值。

[例 1-8] 如本例附图所示,减压下的水蒸气送入冷凝器 1 中,与由上方进入的冷水相遇而冷凝,因水处于减压状态下,必须靠重力作用才能自动通过气压管 3 排出。气压管 3 应插在水封槽 4 中,在排除冷水的同时又可防止外界空气漏入设备内。已知真空表 2 上的读数为 $78 \times 10^3 \text{ Pa}$,求气压管中水上升的高度 h 。



例 1-8 附图

1—冷凝器 2—真空表 3—气压管 4—水封槽

解:以水封槽水面为参考面。受力情况为

(1) 水槽水面承受大气压强 p_a ;

(2) 气压管内与水封槽水面等高面上受的压强为 $(p_1 + \rho_{H_2O} gh)$, 其中 p_1 为冷凝器内的绝对压强。

以上两个压强是在静止同一种连续流体内同一水平面上,故两者相等:

$$p_a = p_1 + \rho_{H_2O} gh$$

其中 $p_1 = p_a - 78 \times 10^3$

所以 $p_a = (p_a - 78 \times 10^3) + 1000 \times 9.81 h$

解得 $h = 7.95 \text{ m}$

1-1-3 流体在管内的流动

1. 何谓流量？何谓流速？流量与流速间的关系如何？

答：单位时间内流过管道任一截面上的流体数量称为流量。若数量以体积计，称为体积流量，以 V_s 表示，单位为 m^3/s 。若数量以质量计，称为质量流量，以 w_s 表示，单位为 kg/s 。二者间的关系为

$$w_s = \rho V_s \quad (1-12)$$

单位时间内流体在流动方向上流过的距离称为流速，以 u 表示，单位为 m/s 。实际上流体在管道内任意截面径向各点上的速度不同，管中心速度最大，越近管壁速度越小，在管壁处速度为零。工程上采用的是管道中的平均速度 u ，它为体积流量 V_s 除以管道截面积 A 的值，即

$$u = \frac{V_s}{A} \quad (1-13)$$

2. 如何推导流量、流速与圆形输送管道直径 d 间的关系？

答：化工厂中以采用圆形管道为主，故式 1-13 可写成

$$u = \frac{4V_s}{\pi d^2} \quad (1-14)$$

或
$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} \quad (1-15)$$

式 1-15 是设计管道和塔直径的最基本公式。 V_s 由生产任务规定，流体在管道中的适宜速度可从有关教材中查得。

【例 1-9】某居民小区需要敷设一条输送自来水管，每天用水量为 $10 \times 10^5 \text{ kg}$ ，设计所需管道的直径。

解：用式 1-15 计算

$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}}$$

选适宜流速 u 为 1.3 m/s 。取水的密度 $\rho = 1000 \text{ kg}/\text{m}^3$ 。

$$V_s = \frac{10 \times 10^5}{1000 \times 24 \times 3600} = 0.01157 \text{ m}^3/\text{s}$$

故
$$d = \sqrt{\frac{4 \times 0.01157}{\pi \times 1.3}} = 0.1065 \text{ m}$$

算出管径 d 后，应在管子规格中选用与计算值相近的标准管。参考管子规格表选 $\phi 114 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 的无缝钢管合适。 $\phi 114 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 是指管子外径为 114 mm ，壁厚为 4 mm ，故其内径为 106 mm 。 $\phi 114 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 的管子即为最后安装的管子尺寸。选定管子后应重新核定流速 u ，即

$$u = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{0.01157}{\frac{\pi}{4} (0.106)^2} = 1.31 \text{ m/s}$$

3. 气体在管道中流过时如何描述流动情况？

答：若管道中流过的是气体，由于气体的体积是温度和压强的函数，故对气体常采用质量

速度 G 表达气体流动情况。 G 的定义是单位时间内通过管道任意截面上流体的质量,单位为 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,表达式为

$$G = \frac{w_s}{A} = \frac{V_s \rho}{A} = u \rho \quad (1-16)$$

4. 何谓定态流动和非定态流动?

答:在流动过程中,若参变量仅随所在空间位置而变,如在图 1-2 中, p_1 及 p_2 两者均不随时间变化而为常数,这种流动称为定态流动。若参变量不仅随所在空间位置而变,还随着时间变动,这种流动称为非定态流动。化工厂中以连续流动为主,属于定态流动,故本章只讨论定态流动。

1-1-4 流动过程中的物料衡算——流体连续性方程式

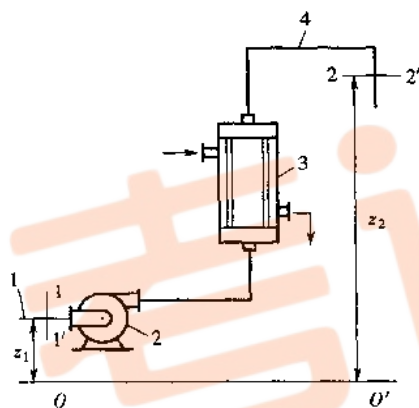


图 1-6 定态系统中,典型的流动过程示意图

1—离心泵入口管 2—离心泵 3—换热器
4—流体排出管

1. 物料衡算时如何圈定衡算范围?

答:图 1-6 为定态系统中典型的流程示意图。取 1—1' 及 2—2' 截面为流动开始与终了截面。在该两截面间以及图中的管道、输送机械与热交换器的壁面作衡算范围。实际上对一定的输送任务,设备与管道的壁面是固定不变的,故衡算范围可以简化为流动开始截面 1—1' 与流动终了截面 2—2'。流体为连续介质,故充满了衡算范围的空间内。若在该范围内无物料补充,也无泄漏,输送机械与换热器只分别与流体有动能与热量交换,而无物质交换,因此根据质量守恒定律可知:单位时间内进入 1—1' 面的流体质量必等于离开 2—2' 面的质量,即

$$w_1 = w_2 \quad (1-17)$$

$$\text{推广之 } w_1 = w_2 = \dots = w_n = \text{常数} \quad (1-17a)$$

$$\text{或 } u_1 A_1 \rho_1 = u_2 A_2 \rho_2 = \dots = u_n A_n \rho_n \quad (1-18)$$

以上三式既适用于液体也适用于气体。

2. 对不可压缩流体在等径圆形管道中流过时如何简化式 1-18?

答:对不可压缩流体,密度为常数,故式 1-18 变为

$$u_1 A_1 = u_2 A_2 = \dots = u_n A_n \quad (1-19)$$

$$\text{或 } V_1 = V_2 = \dots = V_n = \text{常数} \quad (1-20)$$

式 1-20 说明输送不可压缩流体时体积流量为常数。

若输送管路直径不变,则式 1-19 简化为

$$u_1 = u_2 = \dots = u_n = \text{常数} \quad (1-21)$$

上式说明在等径管道中,输送不可压缩流体时速度为常数。

3. 气体在等直径管道中流过时如何考虑各截面上的速度、密度等物理量?

答:前已述及,对气体常用质量速度 G 来表示流动情况。将式 1-17 引申而写成

$$G = u_1 \rho_1 = u_2 \rho_2 = \cdots = u_n \rho_n = \text{常数} \quad (1-22)$$

应指出:在应用式 1-22 时,各项中的 u 与 ρ 必须是同一截面上的,而且式 1-22 只适用于等直径管道中。

4. 何谓流体连续性方程式?

答:式 1-17a 称为流体连续性方程,其余诸式是它的引申式,但习惯上也称为流体连续性方程式。

1-1-5 流动系统中的能量衡算——柏努利方程式

1. 流体在管道中流动时涉及哪些能量?

答:流体在管道中流动时涉及以下能量。

(1) 位能 gz

位能以 gz 表示,即将 1 kg 流体举高 z m 所做的功,单位为 J/kg。位能是相对值,随所选的基准水平面位置而变。

(2) 静压能 p/ρ

静止的和流动的流体内部任何位置上都具有静压强。取管道上任意截面 $n-n'$ 讨论,其上的静压强对将要越过 $n-n'$ 的流体起阻拦作用,流体必定要携带与阻拦力相当的能量才能越过 $n-n'$ 面。克服 1 kg 流体的阻拦力的能量称为静压能,以 p/ρ 表示,单位为 J/kg。

(3) 动能 $u^2/2$

将 1 kg 流体从静止状态加速到流速为 u 时所需的功称为动能,以 $u^2/2$ 表示,单位为 J/kg。

(4) 输送机械的有效功 W_e

1 kg 流体从输送机械获得的能量称为有效功,或净功,也称为外功,以 W_e 表示,单位为 J/kg。

(5) 总能量损失 Σh_f

1 kg 流体在流动时因克服各种摩擦阻力而损失的能量,称为总能量损失,以 Σh_f 表示,单位为 J/kg。这部分能量不能再利用来输送流体,而是转变为热能使流体温度略微升高,实际上是损失了。

2. 如何对流动系统进行能量衡算? 衡算的依据是什么?

答:能量衡算的依据是能量守恒定律。

参考前面图 1-6,仍以流动开始截面 1—1' 及终了截面 2—2' 为衡算范围,以 1 kg 不可压缩流体为基准,以 $O-O'$ 面为基准水平面。根据能量守恒定律知

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_f \quad (1-23)$$

3. 什么是理想流体？理想流体的概念在流体流动计算中有何优越性？

答：在研究流体流动情况时，常设想有一种流体，它在流动时没有阻力，即总能量损失为零，称这种流体为理想流体。自然界中不存在理想流体，但理想流体的概念可以使复杂的流体流动问题得以简化。

4. 对理想流体，式 1-23 应作何简化？若再无外功加入又将作何简化？

答：对理想流体，式 1-23 变为

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2}$$

$$\text{或} \quad W_e = g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta u^2}{2} \quad (1-24)$$

若在上述情况中再无外功加入，即 W_e 为零，式 1-24 简化为

$$g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta u^2}{2} = 0 \quad (1-25)$$

展开上式并引申之：

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} = \cdots = gz_n + \frac{p_n}{\rho} + \frac{u_n^2}{2} = \text{常数} \quad (1-26)$$

5. 何谓柏努利方程式？柏努利方程式如何应用于气体流动过程？

答：式 1-26 称为理想液体的柏努利方程式，习惯上将式 1-23、式 1-24 及式 1-25 均称为柏努利方程式。

式 1-26 是在定态条件下以 1 kg 不可压缩流体推导的，对可压缩流体若过程初始与终了时压强变化与初始绝对压强之比小于 20%，即

$$\frac{p_1 - p_2}{p_1} < 20\%$$

仍可用式 1-23、式 1-24 及式 1-25，所引起的误差为工程计算所允许的，但式中 ρ 应取系统的均值。

6. 何谓流体的总机械能？

答：式 1-23 中 gz 、 p/ρ 及 $u^2/2$ 为流体本身具有的能量，三者之和称为流体总机械能。

7. 何谓有效功（净功）、有效功率及轴功率？

答：在流动过程中，输送机械对 1 kg 流体做的功称为有效功或净功。

单位时间内输送机械对流体做的有效功称为有效功率，以 N_e 表示，单位为 W，表示式为

$$N_e = W_e w_s \quad (1-27)$$

若输送机械的效率为 η ，则泵的轴功率为

$$N = \frac{N_e}{\eta} \quad (1-28)$$

8. 流体总机械能与有效功、总能量损失有何区别?

答: 流体总机械能是指 1 kg 流体本身具有的位能、静压能与动能之和。有效功是指输送过程中 1 kg 流体从输送机械获得的能量。总能量损失是指 1 kg 流体在流动过程中因克服摩擦阻力而损失的能量。三者之间有本质的区别。

9. 理想流体在无外功加入的管道中流过时各截面上的总机械能有何关系? 各种机械能是否能相互转换?

答: 由式 1-26 可知理想流体在管道中作定态流动、无外功加入时, 管道各截面上流体机械能之和相等, 而某一种能量不一定相等, 但可相互转换。下面用图 1-7 说明机械能转换情况。

对图 1-7 所示的理想流体在定态条件下流动时的 1—1' 面(开口容器的液面)及 2—2' 面(管子出口内侧)写出

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2}$$

1—1' 及 2—2' 面均与大气相通, 故 $p_1 = p_2 =$ 大气压强, 因此两截面上 gz 与 $u^2/2$ 之和为常数。由图知 $z_1 > z_2$, 截面 $A_1 > A_2$, 故 $u_1 < u_2$ 。也就是 $gz_1 > gz_2$ 及 $u_1^2/2 < u_2^2/2$ 。说明理想流体从 1—1' 面流向 2—2' 面时部分位能转为动能。

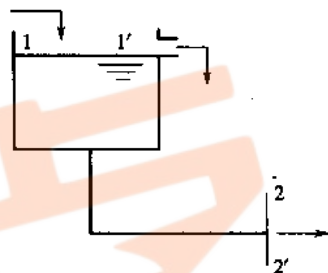


图 1-7 (理想流体) 机械能转换

10. 柏努利方程式与流体静力学基本方程式间有无关联?

答: 静止流体的速度为零, 故式 1-26 简化为

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho}$$

上式即前面的静力学基本方程式 1-8a, 由此可知: 柏努利方程不但说明流动规律, 也说明了静止时的规律, 静力学基本方程式是柏努利方程式的特例。

11. 应用柏努利方程式时应注意哪些事项?

答: 应用柏努利方程式应注意以下事项。

(1) 画流程图

根据题意画出简单的流程示意图, 管道可用单线表示, 设备用方框表示。将已知值标在图上相应位置, 以助理解。

(2) 选择计算范围

实际上是确定流动开始与终结的截面 1—1' 与 2—2'。选取两个流动截面的原则有:

- ① 两个流动截面必须分别与流动方向相垂直;
- ② 流体必须充满两个截面间的空间内;

③计算输送机械有效功时,两个截面必须在输送机械的两侧;

④两个截面上的物理量除待求量以外,必须是已知值或可求值,一般选流动开始与终止时的截面作为 1—1' 和 2—2' 面,因这两个截面上已知值最多;

⑤两个截面选定后计算总能量损失时必须两者相对应,例如截面 1—1' 在管入口内侧, Σh_f 中不应包括进口损失,截面 2—2' 选在管出口内侧, Σh_f 中不应包括出口损失。

(3) 基准水平面

位能是相对值,与所选的基准水平面有关,式 1-26 中等号两侧都有位能,计算时实际涉及的是 Δz ,所以基准面可以任意选,算出的结果都是一样的,但以选流动开始或终结的截面(若截面是垂直的,选过中心点的水平面)最方便,因这样两个 z 中必有一个为零。

(4) 静压强的计算

式 1-26 等号两侧都有压强 p , 计算涉及的是 Δp , 所以计算时采用表压强或绝对压强均可, 计算结果是一样的, 但 p_1 与 p_2 必须采用一致的压强, 不能表压强和绝对压强并用。

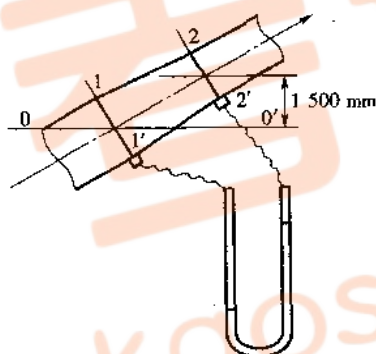
(5) 物理量的单位

式 1-26 中各物理量单位必须采用一致单位, 绝不可同时使用两种不同单位制的单位。

12. 柏努利方程式应用于哪些方面?

答: 柏努利方程式与连续性方程式相结合能解决流动中许多问题, 下面用例题说明。

(1) 确定管道中流体的流量



例 1-10 附图

[例 1-10] 常温的水在本题附图所示的斜管道中由下向上作定态流动, 管子直径由 $\phi 325 \text{ mm} \times 7.5 \text{ mm}$ 渐缩至 $\phi 203 \text{ mm} \times 6 \text{ mm}$, U 管压差计用软管与变径管两端的测压口相连, 测得其间压强差为 $19 \times 10^3 \text{ Pa}$, 并知其间总能量损失很小, 可以忽略不计。两测压口间的垂直距离为 1500 mm 。求水在管道中的质量流量。

解: 受题的条件所限, 只有在过两测压口中心的 1—1' 与 2—2' 面间列柏努利方程式, 因所选的截面必须与流动方向相垂直, 故 1—1' 与 2—2' 面都是倾斜面。取过 1—1' 面中心点的水平线 0—0' 为基准水平面。

本题在 1—1' 与 2—2' 面间无外功加入, 且可忽略能量损失, 因此采用式 1-25 进行计算:

$$g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta u^2}{2} = 0$$

其中 $\Delta z = z_2 - z_1 = 1.5 - 0 = 1.5 \text{ m}$

$$\Delta p = p_2 - p_1 = -19 \times 10^3 \text{ Pa}$$

取 $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

$$\Delta u^2 = u_2^2 - u_1^2$$

u_1 与 u_2 均为未知值, 但它们间的关系可用连续性方程式 1-19 找出:

$$u_1 A_1 = u_2 A_2$$

$$\text{整理得 } u_1 = u_2 \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^2$$

上式说明不可压缩流体在管道中的流速与管子内径的平方成反比, 实际也是连续性方程的引申。

$$d_1 = 325 - 2 \times 7.5 = 310 \text{ mm}$$

$$d_2 = 203 - 2 \times 6 = 191 \text{ mm}$$

$$\text{故 } u_1 = u_2 \left(\frac{191}{310} \right)^2 = 0.38 u_2$$

将以上诸值代入柏努利方程式:

$$9.81 \times 1.5 - \frac{19 \times 10^3}{1000} + \frac{u_2^2 - (0.38 u_2)^2}{2} = 0$$

$$\text{解得 } u_2 = 3.165 \text{ m/s}$$

$$\text{质量流量 } w_s = 3600 \times \frac{\pi}{4} d_2^2 u_2 \rho = 3600 \times \frac{\pi}{4} \times (0.191)^2 \times 3.165 \times 1000 = 326.3 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

可以看出本例中 1—1' 至 2—2' 面间机械能转变的情况。(本题忽略 1—1' 及 2—2' 间的能量损失, 即视流体为理想的)

$$\text{静压能降低值} = \frac{\Delta p}{\rho} = \frac{19 \times 10^3}{1000} = 19 \text{ J/kg}$$

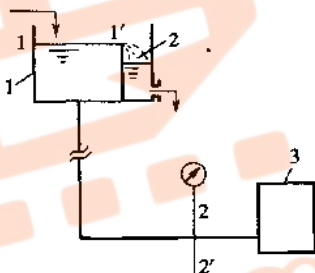
$$\text{位能升高值} = g \Delta z = 9.81 \times 1.5 = 14.715 \text{ J/kg}$$

$$\text{动能升高值} = \frac{\Delta u^2}{2} = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} = \frac{u_2^2 - (0.38 u_2)^2}{2} = \frac{3.165^2 - (0.38 \times 3.165)^2}{2} = 4.285 \text{ J/kg}$$

即静压能中有 14.715 J/kg 转变为位能, 有 4.285 J/kg 转变为动能。

(2) 确定设备相对位置

【例 1-11】 实验室为了控制流动为定态流动, 不将自来水与设备直接相连, 而是将自来水送至带有溢流装置的高位槽, 用溢流方法维持高位槽液面恒定(进高位槽的水量应大于出水量), 再由高位槽将水送至所需设备内。本题附图示高位槽的水经 $\phi 89 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的管子送至某密闭设备内。在水平管路上装有压强表, 其上读数为 $60 \times 10^3 \text{ Pa}$, 已知由高位槽至压强表安装的截面间总能量损失为 10 J/kg。每小时需用水 $28.5 \times 10^3 \text{ kg}$ 。求高位槽液面至压强表安装处的垂直距离。



例 1-11 附图

解: 本题已给出总能量损失值, 1—1' 与 2—2' 面的位置必与其相对应, 故选高位槽液面为 1—1' 面, 压强表安装位置为 2—2' 面, 以水平管的中心线为基准水平面, 故柏努利式为

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_{f,1-2}$$

其中 z_1 = 待求值

$$p_1 = 0 \text{ (表压)}$$

$$u_1 \approx 0 \text{ (因高位槽截面与管子截面相比要大得多, 速度就小得多, 相比之下, 可认为 } u_1 \approx 0)$$

$$z_2 = 0$$

$$p_2 = 60 \times 10^3 \text{ Pa (表压强)}$$

取水的密度 $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

$$d_2 = 89 - 2 \times 3.5 = 82 \text{ mm} = 0.082 \text{ m}$$

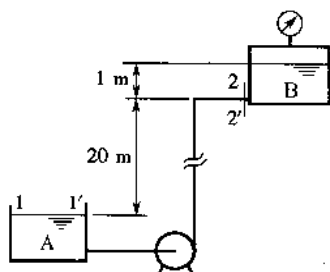
$$u_2 = \frac{V_s}{A_2} = \frac{w_s / \rho}{\frac{\pi}{4} (d_2)^2} = \frac{28.5 \times 10^3}{3600 \times 1000} \times \frac{4}{\pi (0.082)^2} = 1.5 \text{ m/s}$$

将以上诸值代入柏努利式:

$$9.81 z_1 + 0 + 0 = 0 + \frac{60 \times 10^3}{1000} + \frac{1.5^2}{2} + 10$$

$$\text{解得 } z_1 = 7.25 \text{ m}$$

(3) 确定输送机械的功率



例 1-12 附图

【例 1-12】如本题附图所示,某药厂将从植物中萃取出的溶液,用泵经 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的不锈钢管从开口槽 A 送往楼上车间的密闭槽 B 中作进一步处理。两槽液面均维持恒定, B 槽液面高于进口管 1 m, 进口管又高于 A 槽液面 20 m。B 槽上方压强表读数为 $110 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。流动系统中总能量损失为 70 J/kg , 不包括由管子进入 B 槽的扩大损失。溶液密度为 1170 kg/m^3 , 溶液流量为 12000 kg/h 。泵的效率为 0.8, 求泵的轴功率。

解: 两槽液面恒定, 故为定态流动。

题给的能量损失不包括管子至密闭 B 槽的扩大损失, 过程中又有外功加入, 故在 A 槽液面 1—1' 及 B 槽进口管内侧 2—2' 面间列柏努利方程式, 以 A 槽液面为基准水平面, 用式 1-23 求算。

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_{f,1-2}$$

其中

$$z_1 = 0 \quad z_2 = 20 \text{ m}$$

$$p_1 = 0 (\text{表压})$$

$$u_1 \approx 0$$

$$p_2 \text{ 及 } u_2 \text{ 可以求得,}$$

$$\sum h_{f,1-2} = 70 \text{ J/kg}$$

已知密闭槽 B 上方空间表示强为 $110 \times 10^3 \text{ Pa}$, 而 2—2' 面与 B 槽液面相差 1 m 高的液柱, 故 p_2 应为

$$p_2 = p_B + \rho gh = 110 \times 10^3 + 1170 \times 9.81 \times 1 = 121.5 \times 10^3 \text{ Pa (表压)}$$

$$u_2 = \frac{V_s}{A_2} = \frac{\frac{12000}{3600} \times 1170}{\frac{\pi}{4} (0.057 - 2 \times 0.0035)^2} = 1.45 \text{ m/s}$$

将以上诸值代入柏努利式:

$$0 + 0 + 0 + W_e = 9.81 \times 20 + \frac{121.5 \times 10^3}{1170} + \frac{1.45^2}{2} + 70$$

解得

$$W_e = 371 \text{ J/kg}$$

$$\text{轴功率 } N = \frac{w_s W_e}{\eta} = \frac{\frac{12000}{3600} \times 371}{0.8} = 1545.8 \text{ W} \approx 1.55 \text{ kW}$$

算出的功率为选泵的依据, 如何选泵下章介绍。

(4) 确定管路中压强或压强差

【例 1-13】密度与水相同的稀溶液在水平管中作定态流动, 管子由 $\phi 38 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的细管逐渐扩至 $\phi 54 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的粗管。细管与粗管上各有一测压口, 已知两测压口间的能量损失为 2 J/kg 。溶液在细管的流速为 2.5 m/s 。若用 U 管压差计与两测压口相连, 用密度为 1594 kg/m^3 的 CCl_4 为指示剂, 试求压差计读数。

解: 根据题意先画出流程图。

取两测压口中心线为 1—1' 及 2—2' 面, 以管子中心线为基准水平面。无外功加入, 故用下式求算。

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_{f,1-2}$$

其中

$$z_1 = z_2 = 0$$

$$u_1 = 2.5 \text{ m/s}$$

$$u_2 = u_1 \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^2 = 2.5 \left(\frac{0.033}{0.047} \right)^2 = 1.23 \text{ m/s}$$

$$\Sigma h_{f,1-2} = 2 \text{ J/kg}$$

密度与水相同,即 $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$ 。

将柏努利方程式改写为

$$\begin{aligned} p_2 - p_1 &= \rho \left[g(z_1 - z_2) + \frac{u_1^2 - u_2^2}{2} - \Sigma h_{f,1-2} \right] \\ &= 1000 \left[0 + \frac{2.5^2 - 1.23^2}{2} - 2 \right] \\ &= 368.6 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$p_2 - p_1$ 为正值,即 $p_2 > p_1$,故压差计右侧支管指示剂液面低于左侧,如附图所示。

根据静力学基本方程式知:

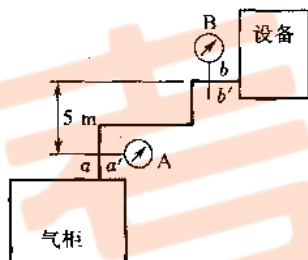
$$p_2 - p_1 = (\rho_A - \rho_g) gR$$

$$\text{故 } 368.6 = (1594 - 1000) \times 9.81 R$$

$$R = 0.0635 \text{ m} = 63.5 \text{ mm}$$

(5) 确定系统中管路的尺寸

【例 1-14】如本例附图所示,每小时将 400 kg 、平均摩尔质量为 28 kg/kmol 的气体由气柜定态输送到密闭设备内。输送过程中温度稳定在 20°C 。已测得压强表 A 与 B 上的读数分别为 1060 Pa 及 100 Pa 。两测压面间全部能量损失可用 $\Sigma h_{f,a-b} = 5G^2$ 的经验公式求算。式中 $\Sigma h_{f,a-b}$ 为两压强表间的总能量损失, J/kg ; G 为气体在管道中的质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。两测压面中心线间的垂直距离为 5 m 。全系统输送管路直径相同,试求输送管路的直径。当地大气压强为 $101.33 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。



例 1-14 附图

解:本例属于无外功加入的恒温、定态输送可压缩流体。分析题目可知应选过两测压口中心的截面 $a-a'$ 及 $b-b'$ 为衡算范围。因输送的为可压缩流体,应先检验 $a-a'$ 与 $b-b'$ 间压强变化情况,即

$$\frac{\Delta p_{a-b}}{p_a} = \frac{1060 - 100}{1060 + 101.33 \times 10^3} = 0.00938 = 0.938\% < 20\%$$

故可在 $a-a'$ 及 $b-b'$ 间应用柏努利方程式,但系统中气体密度应采用平均值:

$$p_m = \frac{1}{2} (1060 + 100) = 580 \text{ Pa (表压)}$$

$$\rho_m = \frac{pM}{RT} = \frac{(580 + 101.33 \times 10^3) \times 28}{8.314 \times 10^3 (273 + 20)} = 1.171 \text{ kg/m}^3$$

在 $a-a'$ 及 $b-b'$ 间列柏努利式,以 $a-a'$ 面为基准水平面,即

$$g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho_m} + \frac{\Delta u^2}{2} + \Sigma h_{f,a-b} = 0$$

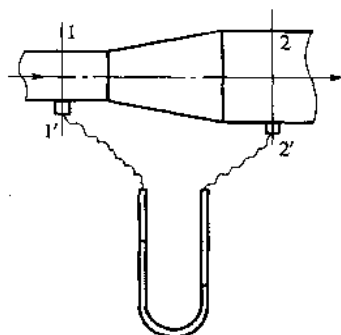
$$\text{其中 } \Delta z = z_b - z_a = 5 - 0 = 5 \text{ m}$$

$$\Delta p = p_b - p_a = 100 - 1060 = -960 \text{ Pa}$$

$a-a'$ 与 $b-b'$ 处的管道直径相等,但压强不同,故体积流量不同,从而 $u_a \neq u_b$,不过 p_a 与 p_b 相差不大,可忽略两截面间的动能差,即认为 $\Delta u^2/2 \approx 0$,于是

$$9.81 \times 5 - \frac{960}{1.171} + \Sigma h_{f,a-b} = 0$$

$$\text{解得 } \Sigma h_{f,a-b} = 770.8 \text{ J/kg}$$



例 1-13 附图

而 $\Sigma h_{f,a-b} = 5G^2 = 770.8$

解得 $G = 12.42 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

质量流速 G 的定义为

$$G = \frac{w_t}{\frac{\pi}{4} d^2}$$

$$d = \sqrt{\frac{w_t}{\frac{\pi}{4} G}} = \sqrt{\frac{400}{3600 \times \frac{\pi}{4} \times 12.42}} = 0.1068 \text{ m}$$

可压缩流体在等径管道中作定态流动时,因沿程压强有变化,故管道各截面上流速 u 不相等,但质量流速相等,本例中给出 $\Sigma h_{f,a-b} = f(G^2)$ 而不给出 $\Sigma h_{f,a-b} = f(u^2)$ 的关系,其理由即在此。但需指出,在计算中如采用 $G = \rho u$ 的关系, ρ 与 u 必须采用同一截面上的数值。

前面计算中曾假设 $\Delta u^2/2 \approx 0$,读者可自行验证,并将算出的 $\Delta u^2/2$ 与 $\Sigma h_{f,a-b}$ 相比较。

柏努利方程式与连续性方程相结合不但能解决前面例题中简单的流动问题,而且也能解决更复杂管路中的计算,后面将继续介绍。

13. 从以上柏努利方程式应用的诸例题中你能归纳出它们有什么共同点?

答:前面 5 个例题中都回避了能量损失(或摩擦阻力、或流动阻力),题中不是忽略了摩擦阻力就是给出它的数值。实际上流体流动时必然要产生摩擦阻力,其大小与流动时流体内部结构有关。

1-1-6 摩擦阻力

1. 产生摩擦阻力的主要原因是什么?

答:流体流动时产生阻力的原因可用下面的情况来说明。设想将一根直径与圆管内径十分接近的圆木杆插入管内,若向圆木杆一端施以一定的力,当所施的力足以克服木杆周围表面与管壁之间的摩擦力时,木杆才能向前连续滑动,摩擦力的大小取决于木杆表面性质与接触面积的大小。流体在管内流过时也有类似现象,但因流体极易被分割,作整体运动的同时,内部各质点也作相对运动,由实验测知,在管内的径向上各处速度不同,管中心速度最大,越接近管壁速度越小,在管壁处速度为零。所以流体在管内流动时,好像被分割成无数极薄的“流筒”,一层套一层以不同速度向前流动,如图 1-8 所示。速度快的流筒对慢的起带动作用,而速度慢的流筒对快的又起拖拉作用,与木杆整体向前运动不一样。流筒的相互作用形成了流动阻力,因发生在流体内部所以称为内摩擦力。这种内摩擦力就是流体流动时产生阻力的主要原因。

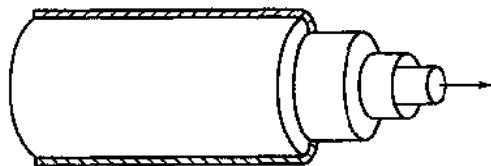


图 1-8 流体在圆筒内分层流动示意图

内摩擦力又是流体粘性的表现,流体越粘稠,内摩擦力越大,所以内摩擦力又称为粘滞力或粘性摩擦力。流动时为了克服内摩擦力必然要消耗能量。

2. 如何获得牛顿粘性定律表达式? 其物理意义是什么?

答:可通过图 1-9 所示的平板间液体速度变化图来推导牛顿粘性定律表达式。

设想两块面积很大而距离很近的平板间夹着某种液体,固定上层板,用力 F 推动下层板,使它以速度 u 向 x 方向移动,如图 1-9 所示,此时两板间的液体也被分割为无数薄层向 x 方向移动,各层速度沿 y 方向逐渐减小,到上层板时速度为零。作用力 F 相当于内摩擦力,又称剪力。实验证明,剪力与两层板间的速度差 Δu 及表面积 S 成正比,与两层板间的垂直距离 Δy 成反比,即

$$F \propto \frac{\Delta u S}{\Delta y}$$

若以 μ 表示比例系数,则上式可表述为

$$F = \mu \frac{\Delta u S}{\Delta y} \quad (1-29)$$

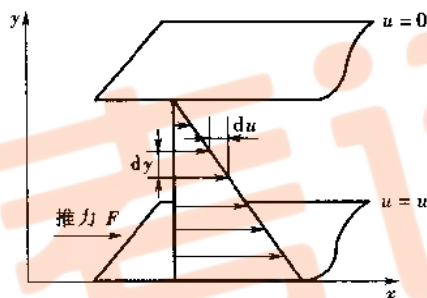


图 1-9 平板间流体速度变化图

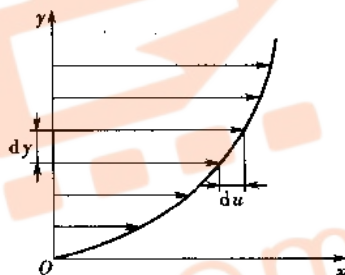


图 1-10 一般速度分布示意图

若以摩擦应力(又称剪应力) τ 表示 F/S ,则式 1-29 变为

$$\tau = \frac{F}{S} = \mu \frac{\Delta u}{\Delta y} \quad (1-30)$$

式 1-29 及式 1-30 适用于 u 与 y 成直线关系的场合,即图 1-9 所示的情况。当流体在管内流过时的速度分布如图 1-10 所示时,这时式 1-30 应修正为

$$\tau = \frac{F}{S} = \mu \frac{du}{dy} \quad (1-30a)$$

式中的 du/dy 称为速度梯度,即在与流动方向相垂直的 y 方向上的流速变化率。

式 1-30 及式 1-30a 均称为牛顿粘性定律。说明如欲产生一定的速度梯度,流体粘性越大,所需的剪应力就越大。

3. 牛顿型流体和非牛顿型流体有何区分?

答:凡服从牛顿粘性定律的流体称为牛顿型流体,所有的气体和大多数液体都属于牛顿型流体。凡不服从牛顿粘性定律的流体称为非牛顿型流体,如泥浆、胶体溶液、油漆、某些高分子溶液。本章只讨论牛顿型流体。

4. 何谓粘度？其物理意义是什么？

答：式 1-30 中的比例系数称为粘度。因式中比例系数随流体性质而异，流体粘稠度越大，比例系数就越大，所以比例系数称为流体的绝对粘度，简称粘度。

将式 1-30a 改写成

$$\mu = \frac{\tau}{\frac{du}{dy}} \quad (1-31)$$

由上式看出粘度的物理意义为：促使流动的流体产生单位速度梯度的剪应力就是粘度。流体越粘稠，所需的剪应力越大。所以，粘度是流体的物理性质。

5. 液体及气体的粘度随温度、压强的变化情况如何？法定单位制与 cgs 制中粘度单位间的关系如何？

答：液体粘度随温度升高而减小，气体则反之。除了极高及极低的压强外，气体粘度几乎不随压强而变。流体粘度由实验测得，可从手册中查到。法定单位制中粘度单位为 $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ，展开则为 $\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$ 。旧有资料中常采用 cgs 制中的 P(泊)为粘度单位，P 的展开单位为 $\text{g}/(\text{cm}\cdot\text{s})$ 。由于 P 的单位太大，用它表示粘度值就很小，所以常用 cP(厘泊)为粘度单位。cP、P 和 $\text{Pa}\cdot\text{s}$ 三者间的关系为

$$1 \text{ cP} = 1 \times 10^{-2} \text{ P} = 1 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

6. 如何计算组分互溶的混合液体的粘度？

答：用下式计算组分互溶的混合液体粘度：

$$\mu_m^{1/3} = \sum_{i=1}^n x_i \mu_i^{1/3} \quad (1-32)$$

式中 x 为液体组分的摩尔分数， i 为组分的序号。

式 1-32 适用于非电解质、非缔合性液体的互溶混合液。

【例 1-15】苯和甲苯混合液中含苯 0.4(质量分数)。试求 20℃ 时该混合液的粘度。已知 20℃ 时纯苯和纯甲苯的粘度分别为 $0.737 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 及 $0.675 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。

解：用式 1-32 求混合液的粘度：

$$\mu_m^{1/3} = \sum_{i=1}^n x_i \mu_i^{1/3}$$

先将各组分的质量分数改为摩尔分数，以下标 1 及 2 分别表示苯和甲苯。苯和甲苯的摩尔质量分别为 78 kg/kmol 及 92 kg/kmol 。

$$x_1 = \frac{\frac{0.4}{78}}{\frac{0.4}{78} + \frac{0.6}{92}} = 0.44$$

$$x_2 = 1 - 0.44 = 0.56$$

$$\mu_m^{1/3} = x_1 \mu_1^{1/3} + x_2 \mu_2^{1/3} = 0.44 \times (0.737 \times 10^{-3})^{1/3} + 0.56 (0.675 \times 10^{-3})^{1/3} = 0.988 \text{ 89}$$

$$\mu_m = 0.702 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

7. 如何计算混合气体的粘度？

答：以 y 表示组分的摩尔分数， M 表示摩尔质量， μ 表示粘度；下标 1、2…… n 表示组分的

序号, m 表示平均。常温下混合气体粘度计算式为

$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \mu_i M_i^{1/2}}{\sum_{i=1}^n y_i M_i^{1/2}} \quad (1-33)$$

[例 1-16] 合成氨工业生产用的半水煤气贮柜内平均温度为 20°C , 平均压强为 $60 \times 10^5 \text{ Pa}$ (表压)。半水煤气的摩尔分数为: 0.4 H_2 、 0.317 CO 、 0.08 CO_2 、 0.196 N_2 、 0.005 CH_4 及 0.002 O_2 。试求该混合气体的平均粘度。已知 20°C 时各组分的粘度为: H_2 为 0.842×10^{-5} 、 CO 为 1.66×10^{-5} 、 CO_2 为 1.37×10^{-5} 、 N_2 为 1.70×10^{-5} 、 CH_4 为 1.03×10^{-5} 及 O_2 为 2.03×10^{-5} , 单位均为 $\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

解: 用式 1-33 求算:

$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^6 y_i \mu_i M_i^{1/2}}{\sum_{i=1}^6 y_i M_i^{1/2}}$$

将计算过程中各项数值列于下表中。

组分	y_i	$\mu(20^\circ\text{C}), \text{Pa}\cdot\text{s}$	$M, \text{kg/kmol}$	$y_i M_i^{1/2}$	$y_i \mu_i M_i^{1/2}$
H_2	0.4	0.842×10^{-5}	2	0.565 7	$0.476 3 \times 10^{-5}$
CO	0.317	1.66×10^{-5}	28	1.677 4	2.784×10^{-5}
CO_2	0.08	1.37×10^{-5}	44	0.530 7	$0.726 9 \times 10^{-5}$
N_2	0.196	1.70×10^{-5}	28	1.037 1	1.763×10^{-5}
CH_4	0.005	1.03×10^{-5}	16	0.02	$0.020 6 \times 10^{-5}$
O_2	0.002	2.03×10^{-5}	32	0.113 1	0.023×10^{-5}
$\sum_{i=1}^6$				3.94	5.794×10^{-5}

$$\begin{aligned} \mu_m &= \frac{\sum_{i=1}^6 y_i \mu_i M_i^{1/2}}{\sum_{i=1}^6 y_i M_i^{1/2}} \\ &= \frac{5.794 \times 10^{-5}}{3.94} = 1.47 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s} \end{aligned}$$

1-1-7 流体在管内的流动情况

1. 通过什么实验获得雷诺准数? 何谓滞流(层流)? 何谓湍流(紊流)?

答: 雷诺准数是通过著名的雷诺实验获得的, 它是由 d 、 u 、 ρ 和 μ 四个物理量关联成的无量次数群, 它的表达形式为: $Re = du\rho/\mu$ 。

雷诺用水为介质, 在玻璃管内做实验, 发现在某种情况下水的质点为彼此平行于管中心线的直线运动, 如图 1-11(a) 所示; 在另一种情况下水的质点向流动总方向流动的同时还作不规则的杂乱流动, 且彼此相互碰撞并相互混合, 质点的流速大小与方向随时发生变化, 如图 1-11(b) 所示。雷诺将前一种情况称为滞流或层流, 后一种称为湍流或紊流。经过多次实验, 综合

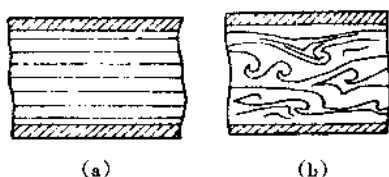


图 1-11 流体两种流动类型

(a) 滞流(层流) (b) 湍流(紊流)

出影响流动的因素除流体粘度 μ 以外,还有密度 ρ 、流速 u 以及管子内径 d ,并归纳出若将这四个物理量组成 $du\rho/\mu$ 的形式,则可用它的数值大小来判断流体流动的类型,这个综合数群称为雷诺准数。

2. 如何用雷诺准数数值判断流型?

答:由实验知:若流体在直管内流过,当 $Re < 2000$ 时,流动总量是滞流;当 $Re \geq 4000$ 时,流动属于湍流;当 $Re = 2000 \sim 4000$ 时,可能是滞流也可能是湍流,极不稳定,易受外界条件干扰,如轻微的振动、管径突然变大或突然缩小等,都会促使流动变为湍流,故在生产中常将 $Re > 2000$ (有些资料定为 3000) 视为湍流。

3. 何谓无因次数群(准数)? 它是如何获得的?

答:以 Re 准数为例。若以 L 、 θ 及 M 分别代表长度、时间及质量的因次,则雷诺准数的因次为

$$[Re] = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{[L][L/\theta][M/L^3]}{M/(L\theta)} = L^0 \theta^0 M^0$$

由此看出: Re 准数是无因次数群,用俗话讲就是 Re 准数无单位。计算这样数群时采用任何制度的单位都可以,算出的结果是一样的,但绝不能两种单位制并用。

凡是几个有内在联系的物理量按无因次条件组合起的数群,都称为准数,或无因次数群。无因次数群不是任意拼凑的,一般是先对影响某现象或过程的各种因素有一定认识之后,以大量实验数据为基础,再用物理分析或数学推演或二者相结合方法确定的。无因次数群既反映各物理量间的内在关系,也反映所研究现象的本质。

【例 1-17】 每小时有 16 200 kg 的 25% 氯化钠水溶液在 $\phi 50 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ 的钢管中流过,已知水溶液的密度为 1186 kg/m^3 ,粘度为 $2.3 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$,试分别用法定单位制及 cgs 制计算 Re 准数,并说明流体流动的类型,再计算滞流的最大流速为若干 m/s 。

解:算出 Re 准数后即可判断流型。

$$\text{流速 } u = \frac{16200}{3600 \times 1186 \times \frac{\pi}{4} (0.05 - 2 \times 0.003)^2} = 2.5 \text{ m/s} = 250 \text{ cm/s}$$

兹将 Re 准数中各物理量在不同单位制中的数值列于下表中。

	管内径 d	密度 ρ	粘度 μ
法定单位制	$0.05 - 2 \times 0.003 = 0.044 \text{ m}$	1186 kg/m^3	$2.3 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
cgs 制	$0.044 \times 100 = 4.4 \text{ cm}$	$1186 \times \frac{1000}{100^3} = 1.186 \text{ g/cm}^3$	$2.3 \times 10^{-3} \times 10^3 = 2.3 \text{ cP}$

$$\text{法定单位制 } Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.044 \times 2.5 \times 1186}{2.3 \times 10^{-3}} = 56722$$

$$\text{cgs 制 } Re = \frac{44 \times 250 \times 1.186}{2.3} = 56722$$

用两种不同单位制计算出的 Re 准数数值完全相同。由计算值知流型为湍流。

滞流时 Re 准数最高值为 2 000, 相应的流速为滞流时最大的流速, 即

$$Re = \frac{d u_{\max} \rho}{\mu} = 2\,000$$

或
$$\frac{0.044 \times 1\,186 u_{\max}}{2.3 \times 10^{-3}} = 2\,000$$

解得 $u_{\max} = 0.088 \text{ m/s}$

式中 u_{\max} 是滞流区最大的流速, 也是由滞流转变为湍流时转折点的流速, 工程上称为临界速度, 以 u_c 表示。

4. 滞流和湍流有何不同?

答: 滞流和湍流本质的不同有以下几点。

(1) 流体质点运动方式

滞流与湍流主要不同点在于内部质点运动方式。滞流时, 流体质点作平行于管轴的直线运动, 各质点不碰撞也不混合。湍流时, 流体质点在向流动总方向流动的同时, 诸质点作不规则杂乱无章的流动, 且彼此相互碰撞和混合, 有时还产生旋涡, 质点的速度和方向随时改变。因此湍流实质上是非定态流动, 但实验发现管截面上任一点速度和压强等总在一个“平均值”上下变动, 这个平均值称为时均值, 而时均值不随时间变化, 因此仍可将湍流看做是定态流动, 以简化湍流的计算。

(2) 流体在圆筒内的速度分布

无论是滞流还是湍流, 在管道任一截面上质点速度沿径向而变, 这种变化关系称为速度分布, 一般管中心速度最大, 越近管壁速度越小, 在管壁处速度为零。速度具体分布情况随流型而异, 通过数学推导证实滞流时管中心最大速度 u_{\max} 为平均速度的两倍, 速度分布线为抛物线, 如图 1-12 中 (a) 图所示, 它与实验结果完全吻合。湍流时质点运动情况复杂, 目前还不能用理论推导出速度分布规律, 由实验测出的速度分布线如图 1-12 中 (b) 图所示。由于湍流时质点强烈混合, 使径向上各点速度扯平, 速度分布较均匀, 速度分布线不是严格的抛物线。实验测出, Re 值越大在曲线顶部平坦范围越广, 但在管壁处速度仍为零, 所以靠管壁处速度分布曲线较陡。 u 与 u_{\max} 的比值随 Re 的变化情况示于图 1-13 中。图 1-13 的坐标称为半对数坐标, 横坐标按对数划分, 但标以真数。用这种坐标的目的是将横轴的数值范围拉宽, 以便于使用。

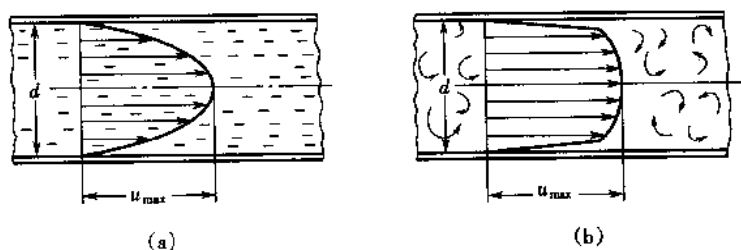


图 1-12 圆管内速度分布

(a) 滞流 (b) 湍流

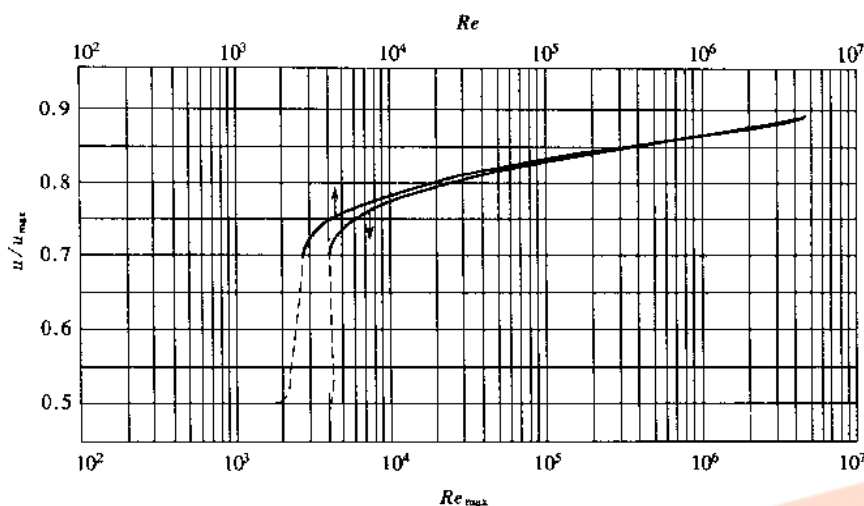


图 1-13 u/u_{\max} 分别与 Re_{\max} 及 Re 的关系

图中： Re_{\max} ——以管中心最大速度 u_{\max} 计算的 Re 准数；

Re ——以平均速度计算的雷诺准数。

5. 何谓滞流内层？何谓湍流主体？

答：由于在管壁附近流体速度很小，在管壁处速度为零，所以管壁附近基本为滞流流动，质点呈直线运动，这层作滞流流动的薄层称为滞流内层或层流内层，其厚度以 δ_b 表示，该区内分布曲线很陡，即速度变化很大。滞流内层的厚度随 Re 准数加大而减薄。自滞流内层向管中心推移，流速逐渐加大，出现介于滞流和湍流间的过渡区，称为过渡区或缓冲区。再向管中心移动才是湍流主体。滞流内层的概念对传热和传质都十分重要，后面有关章将讨论。

上述的速度分布情况只有在管内流动达到平稳状态时才会出现，在流体进入管口附近、管路拐弯、分支处以及管子零件附近，流体受到干扰，速度分布曲线就不定型，待经过一定距离流动达到稳定后，管路内才会重现原来的分布情况，所以各种测量仪表应装在稳定段。

1-1-8 流体在直管内的摩擦阻力

1. 流体在直管内的摩擦阻力与流型有何关系？

答：流体在管内的摩擦阻力随流型而异。前已述及，滞流时阻力来自流体本身所具有的粘性而引起的内摩擦。对于牛顿型流体，内摩擦力由牛顿粘性定律确定，前面已推导出

$$\tau = \mu \frac{du}{dy}$$

湍流时阻力除来自内摩擦外，还由于流体质点碰撞产生大量旋涡，流体在沿轴向向前运动时还有附加的脉动运动，结果使流动阻力加大。所以湍流时流动阻力是内摩擦力和附加的阻力之和，而且后者远大于前者。目前尚无理论的式子计算湍流的流动阻力，但可仿照滞流时的

式子写出类似滞流的式子,令 $e(\text{Pa}\cdot\text{s})$ 表示涡流粘度,则

$$\tau_e = (\mu + e) \frac{du}{dy} \quad (1-34)$$

涡流粘度 e 虽与粘度 μ 的单位相同,但它不是流体的物理性质,而是流动情况的函数。

2. 流体在圆形管内的摩擦阻力分为哪两类?

答:流体在圆管内流过时的阻力分为直管阻力和局部阻力两种。直管阻力是流过一定直径的直管阻力,又称沿程阻力,以 h_f 表示,单位为 J/kg ;局部阻力是流体流经管路中的零件(又称管子零件或管件)、拐弯、阀门、截面突然扩大和突然缩小等局部位置而引起的能量损失。局部阻力又称形体阻力,以 h'_f 表示,单位为 J/kg 。所以流体在管内流过时的总阻力为

$$\Sigma h_f = h_f + h'_f \quad (1-35)$$

3. 如何用压强降的方式表示摩擦阻力?

答:习惯上用由摩擦阻力 Σh_f 折算的压强降 Δp_f 表示流动阻力,即

$$h_f = \frac{\Delta p_f}{\rho} \quad (1-36)$$

此处“ Δ ”不代表数学上的增量,只是一个符号, Δp_f 与柏努利方程式中的 Δp 是两个概念。 Δp 是流动终结截面与初始截面间的静压强差,而 Δp_f 是将这两个截面间用压强来表达的总能量损失。当液体在一段无外功加入、直径不变的水平直管中流过时,由柏努利方程式知这段管路上的流动阻力正好用两截面间压强差来克服,这时 Δp_f 与 Δp 的绝对值相等,但概念仍然不同。

4. 如何推导计算直管内摩擦阻力的通式?

答:式 1-30a 及式 1-34 可分别计算滞流和湍流时的摩擦阻力,但应用时有一定的困难,例如涡流粘度就难于查得,故以此二式为基础寻求便于应用的式子。

在定态条件下,对流体流过一定长度 l 及管径 d 的直管时作诸力的平衡,并与该范围内的柏努利方程式相结合,可以得出:

$$h_f = \frac{4l\tau}{\rho d} \quad (1-37)$$

此式虽然是计算直管摩擦阻力的式子,但其中仍含有难于求算的摩擦应力 τ ,故应进一步将 τ 从式中消去。

由实验知,当流体物理性质、管径、管长及管壁粗糙度不变的情况下,摩擦阻力只与流速有关,故可认为摩擦阻力是动能的函数,因此式 1-37 可以改写成

$$h_f = \frac{4l\tau}{\rho d} \cdot \frac{2}{u^2} = \frac{8\tau}{\rho u^2} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2} \quad (1-37a)$$

$$\text{令} \quad \lambda = \frac{8\tau}{\rho u^2} \quad (1-38)$$

$$\text{故} \quad h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \quad (1-39)$$

$$\text{或} \quad \Delta p_f = \rho h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho u^2}{2} \quad (1-40)$$

式 1-39 称为范宁公式,是计算直管内摩擦阻力的基本方程式,同时适用于滞流和湍流。用式 1-39 计算直管摩擦阻力 h_f 时可以避开难于求解的摩擦应力 τ ,而引入了便于求算的摩擦系数 λ 。

5. 管壁粗糙度对摩擦系数有何影响?

答:摩擦系数不但与流动情况有关,还与管子壁面的粗糙情况密切相关。在化工厂中将玻璃管、黄铜管、塑料管等列为光滑管,把铸铁管、钢管等列为粗糙管。同一种管子其表面粗糙程度还随使用年限、腐蚀及结垢等情况而变。

管壁粗糙度可分别用绝对粗糙度和相对粗糙度来表示。绝对粗糙度是指管壁凸出部分的平均高度,以符号 ϵ 表示。工业管子的绝对粗糙度可从有关资料查得。相对粗糙度是指绝对粗糙度与管子内径之比,即 ϵ/d 。相对粗糙度考虑了直径的影响,因此用它来反映粗糙情况对摩擦系数的影响就比较全面。

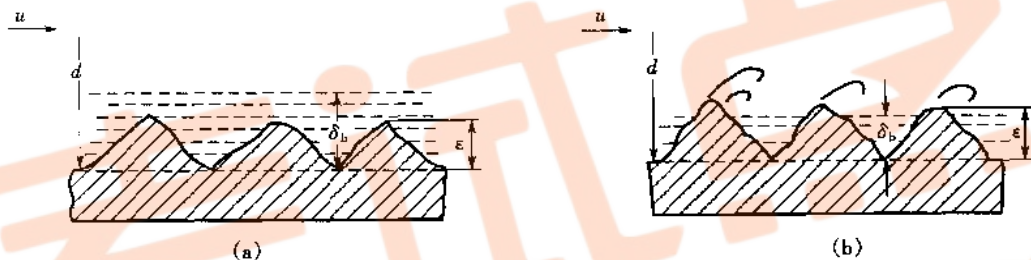


图 1-14 流体流过粗糙管壁的情况

(a) $\delta_b > \epsilon$ (b) $\delta_b < \epsilon$

流体流过粗糙管壁的情况如图 1-14 所示。流体作滞流流动时,管壁上凹凸不平的地方被平行流动的流体层所掩盖,流体质点不会碰撞壁面上突出部分,与流过光滑管无异,所以滞流时摩擦系数与粗糙度无关。当流体作湍流流动时,若滞流内层厚度 δ_b 大于绝对粗糙度 ϵ ,如图 1-14(a) 所示,管壁上突出部分埋在作直线运动的滞流内层内,与滞流流动时情况相同。若滞流内层厚度小于绝对粗糙度,如图 1-14(b) 所示,管壁突出部分伸到滞流内层外侧而进入湍流区,于是流体质点与突出部分发生碰撞,使湍流程度加剧,雷诺准数值越大。滞流内层越薄,这种现象越严重。

6. 如何计算滞流时的摩擦系数?

答:由前题的分析知,滞流时摩擦系数与管壁粗糙度无关,只是 Re 准数的函数,具体关系可由流体在管内流动时各种力的平衡关系推导出

$$\Delta p_f = \rho h_f = \frac{32\mu l u}{d^2} \quad (1-41)$$

式 1-41 称为哈根—泊稷叶公式,它与式 1-39 相结合并整理,得

$$\lambda = \frac{64\mu}{d u \rho} = \frac{64}{Re} \quad (1-42)$$

7. 滞流时管中心最大速度计算式是什么？管中心最大速度与平均速度有何关系？

答：式 1-42 为滞流时摩擦系数与雷诺准数的关系式，若将式 1-42 标在如图 1-15 所示的双对数坐标（简称对数坐标，两轴均以对数划分，但图上标的是真数）上，可得图中最左边的直线。

在推导过程中曾获得滞流时速度分布曲线表达式（本章未列出推导过程，可查看《化工原理》教材）为

$$u_r = \frac{\Delta p_l}{4\mu l} (R^2 - r^2) \quad (1-43)$$

当半径 $r = 0$ 时，即在管中心处，由式 1-43 看出此时 u_r 最大，而为 u_{\max} ，即

$$u_{\max} = \frac{\Delta p_l}{4\mu l} R^2 \quad (1-44)$$

式 1-41 中的速度为流体平均速度，将式 1-41 改写成

$$\Delta p_l = \frac{8\mu l u}{R^2}$$

$$\text{或} \quad u = \frac{\Delta p_l R^2}{8\mu l} \quad (1-45)$$

比较式 1-44 和式 1-45，得

$$u = 0.5 u_{\max}$$

即滞流时管中心速度为平均速度的两倍。

8. 写出寻求计算湍流时摩擦系数的过程。

前已述及湍流时摩擦应力求算式为

$$\tau_e = (\mu + e) \frac{du}{dy} \quad (1-34)$$

式中涡流粘度 e 由流动状态确定，由于湍流情况十分复杂，目前尚无由理论推导出的计算公式可资应用。在工程上遇到类似这样的复杂现象，不能建立反映该现象的理论方程，或者虽能建立但无法求解，这时往往通过实验以求解决。在实验前先用理论分析方法分析出影响该现象的诸因素（也即变量），例如影响湍流摩擦阻力的因素有管长 l 、管内径 d 、流速 u 、密度 ρ 、粘度 μ 、粗糙度 ϵ 等，连摩擦系数在内共有 7 个变量。若每次实验改变一个变量，则需做相当多次的实验，于是工程上就提出用因次分析方法来指导实验，即利用物理量因次一致的原则和 π 定理，将内在有关系的变量组成无因次数群，例如前述 7 个变量可组成 Eu （称为欧拉数， $Eu = \Delta p_l / \rho u^2$ ）、 Re 、 l/d 及 ϵ/d 四个数群，也可将它们写成函数关系，并简化整理得

$$Eu = f\left(Re, \frac{l}{d}, \frac{\epsilon}{d}\right) \quad (1-46)$$

将式 1-40 及 Eu 准数定义与式 1-46 相结合，得

$$Eu = \frac{\Delta p_l}{\rho u^2} = \frac{\lambda l}{2d} = f\left(Re, \frac{l}{d}, \frac{\epsilon}{d}\right) \quad (1-47)$$

根据理论分析知： Δp_l 与管长一次方成比例，式 1-47 可改写成

$$\lambda = f'\left(Re, \frac{\epsilon}{d}\right) \quad (1-48)$$

按式 1-48 进行实验,变量已减为 3 个,比 7 个时的工作量要减少许多。式 1-48 中各变量间的具体关系可以由实验确定。

9. 有无经验公式求湍流时的摩擦系数?

答:求湍流时摩擦系数的经验式很多,例如柏拉修斯对光滑管的计算式为

$$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} \quad (1-49)$$

上式适用于 $Re = 3 \times 10^3 \sim 1 \times 10^5$ 。

10. 工程上如何计算湍流时的摩擦系数?

答:工程上常将实验的结果数据按式 1-48 的模式标绘于坐标纸上,如图 1-15 所示。图中分为 4 个区域。

①滞流区, $Re < 2000$ 。此区内 λ 与粗糙度无关,仅是 Re 准数的函数,在图中 λ 与 Re 准数成直线关系,式 1-42 是直线的表达式。

②过渡区, $Re = 2000 \sim 4000$ 。此区既可用滞流关系线也可用湍流关系线求 λ ,但为安全计,一般将湍流的关系线延长以求 λ 值。

③湍流区, $Re > 4000$ 。 $Re > 4000$ 及图中上方虚线间为湍流区,此区内 λ 与 Re 及 ε/d 均有关。当 ε/d 一定时, λ 随 Re 值加大而减小,在接近虚线时, λ 下降缓慢。当 Re 值一定时, λ 随 ε/d 加大而加大。

④完全湍流区。图 1-15 中虚线以上的区为完全湍流区,此区内 λ 与 Re 的关系线趋于水平,即当 ε/d 一定时, λ 为常数,与 Re 无关。由 $h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2}$ 式子看出, λ 虽为常数,但摩擦阻力仍随速度平方而加大,故此区又称为阻力平方区。当 Re 值一定时, λ 随 ε/d 加大而增加。

【例 1-18】 粘度为 $0.075 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 、密度为 900 kg/m^3 的某种油品,以 36000 kg/h 的流量在 $\phi 114 \text{ mm} \times 4.5 \text{ mm}$ 的管中作等温定态流动,试求该油品流过 15 m 管长时因摩擦阻力而引起的压强降为多少?

解:了解流型后才能选用计算公式。

$$u = \frac{V_s}{A} = \frac{36000}{3600} \times \frac{900}{\frac{\pi}{4} (0.105)^2} = 1.28 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.105 \times 1.28 \times 900}{0.075} = 1612.8 < 2000$$

流型为滞流,选用式 1-42 计算 λ :

$$\lambda = \frac{64}{Re} = \frac{64}{1612.8} = 0.03968$$

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} = 0.03968 \times \frac{15}{0.105} \times \frac{1.28^2}{2} = 4.644 \text{ J/kg}$$

$$\Delta p_f = \rho h_f = 900 \times 4.644 = 4180 \text{ Pa}$$

Δp_f 也可用哈根-泊稷叶公式 1-41 求得

$$\Delta p_f = \frac{32\mu lu}{d^2} = \frac{32 \times 0.075 \times 15 \times 1.28}{0.105^2} = 4180 \text{ Pa}$$

两种方法计算结果相同。

【例 1-19】 若将前例中流量加大 3 倍,其他条件不变,试计算阻力加大情况,并分析计算结果。取钢管壁

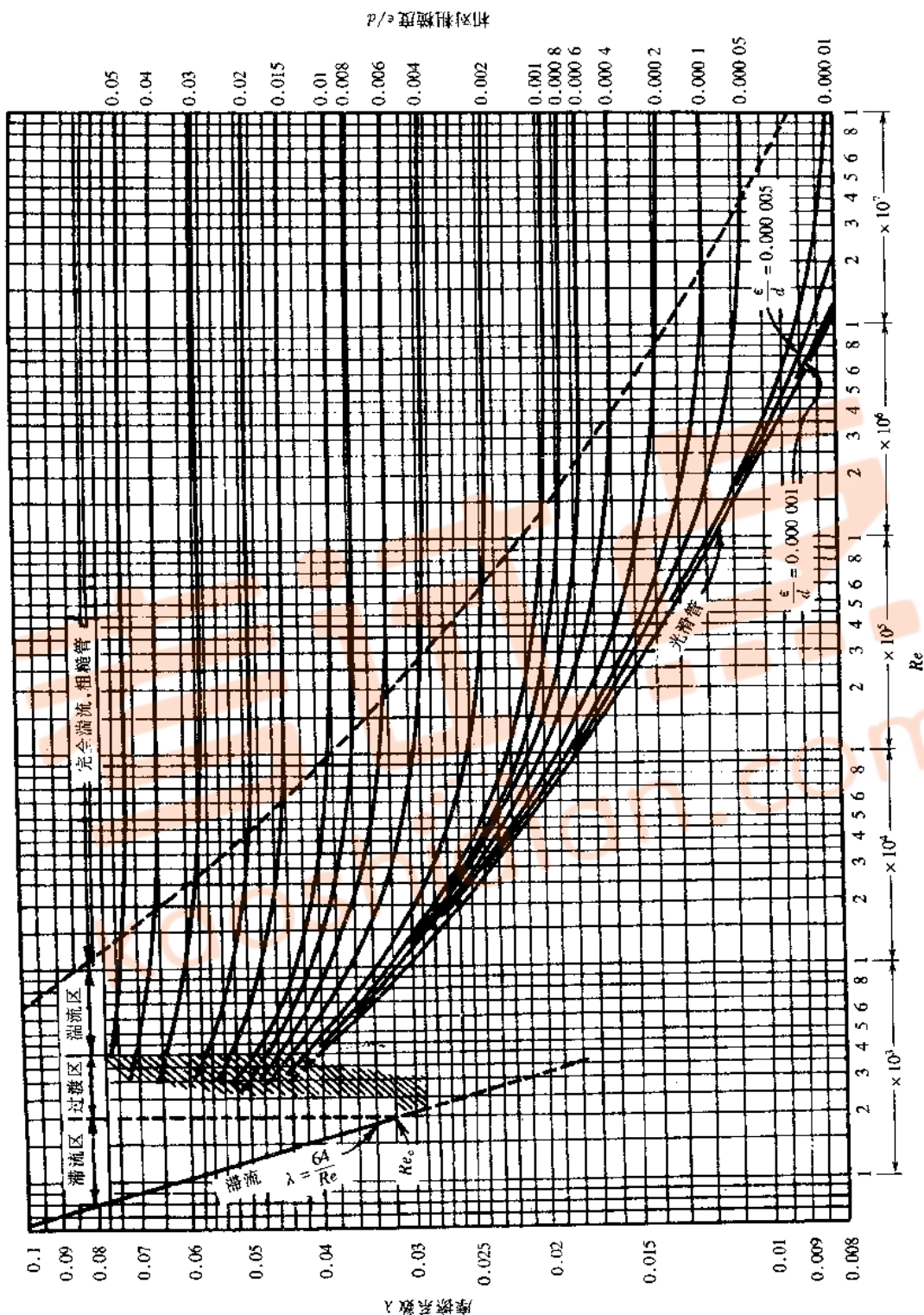


图 1-15 摩擦系数与雷诺数、相对粗糙度间的关系

面绝对粗糙度为 0.15 mm。

解:若只加大流量而其他条件不变,则

$$u = 3 \times 1.28 = 3.84 \text{ m/s}$$

$$Re = 3 \times 1612.8 = 4838.4 > 4000$$

流型属于湍流。摩擦系数不能用式 1-42 计算,应根据 Re 值及 ϵ/d 值查图 1-15。

$$\text{相对粗糙度 } \frac{\epsilon}{d} = \frac{0.15 \times 10^{-3}}{0.105} = 1.43 \times 10^{-3}$$

由图 1-15 查出 $\lambda = 0.042$,故

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} = 0.042 \times \frac{15}{0.105} \times \frac{3.84^2}{2} = 44.24 \text{ J/kg}$$

$$\text{阻力较前例增加的倍数} = \frac{44.24}{4.644} = 9.53$$

由计算结果看出:若一切流动条件不变,只将流量加大 3 倍,则流动阻力加大近 10 倍。故将例 1-18 的流量加大 3 倍是不适宜的,本例为了给读者有明确数值对比,才列出不合适流速的例题。对粘度大的流体不应选大的流速,严格地讲,适宜流速应由流动阻力引起的能量损失与管子投资费之间的经济权衡来决定。但就传质、传热而言,湍流时速度加大使滞流内层减薄,有利于传热、传质的进行。所以在传热、传质过程中往往在允许的输送条件下尽量采用较高的流速。

11. 如何计算流体在非圆形管内的摩擦阻力?

答:前面讨论的管道都是圆形管道,化工厂中经常遇到非圆形管道和设备,例如风机出口管道有时为方形的,套管换热器是大圆管内套有同心的小圆管,换热流体之一在两管间的环隙内流过。在遇到这些非圆形管道时,计算 Re 、 h_f 等式中的直径不能再用圆形管道 d ,一般用与圆形管道直径相当的量来代替,为此引入水力半径 r_H 概念,其定义为

$$r_H = \frac{\text{流通面积 } A}{\text{润湿周边 } \Pi} \quad (1-50)$$

圆形管的水力半径应为

$$r_H = \frac{\frac{\pi}{4} d^2}{\pi d} = \frac{d}{4}$$

$$\text{或 } d = 4r_H$$

上式说明圆形管直径等于 4 倍水力半径,将这个概念推广到非圆形管,即非圆形管“直径” d_e (当量直径)也采用 4 倍水力半径来代替,即

$$d_e = 4r_H \quad (1-51)$$

当计算非圆形管的 Re 、 h_f 等值时,式中的 d 应换以 d_e 。在应用图 1-15 时 ϵ/d 中的 d 也应换成 d_e ,但式中的流速 u 是指真实的速度,应采用实际流通面积计算,而不能用 d_e 去计算。

有些研究结果指出湍流时应用当量直径计算流动阻力比较准确,而滞流时误差就大,计算滞流时摩擦系数的公式 1-42 应修正为

$$\lambda = \frac{C}{Re} \quad (1-52)$$

式中 C 为修正系数,无因次。

一些非圆形管的修正系数可从有关教材中查到。

【例 1-20】 温度为 40℃ 的水以 8 m³/h 的流量流过套管换热器的环隙通道。套管换热器由直径 φ57 mm × 3 mm 与 φ32 mm × 2.5 mm 的无缝钢管同心组装而成,试求水流过环隙时每米管长因克服流动阻力而引起的压强降。取钢管的粗糙度为 0.1 mm。

解:以 D 表示外管内径、以 d 表示内管外径。

$$d_e = 4r_H = \frac{4A}{\Pi} = \frac{4\left(\frac{\pi}{4}D^2 - \frac{\pi}{4}d^2\right)}{\pi D + \pi d} = \frac{D^2 - d^2}{D + d} = D - d = (0.057 - 2 \times 0.003) - 0.032 = 0.019 \text{ m}$$

查出 40℃ 水的密度为 992.2 kg/m³、粘度为 65.6 × 10⁻⁵ Pa·s。

应采用真实流通面积计算流速:

$$u = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4}(D^2 - d^2)} = \frac{8}{3600 \times \frac{\pi}{4}(0.051^2 - 0.032^2)} = 1.795 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.019 \times 1.795 \times 992.2}{65.6 \times 10^{-5}} = 51584 > 4000$$

流型属于湍流,应由图 1-15 查 λ 值。

$$\frac{\epsilon}{d_e} = \frac{0.1 \times 10^{-3}}{0.019} = 0.00526$$

由图 1-15 查出 $\lambda = 0.025$,

$$\frac{\Delta p_f}{l} = \frac{\rho h_f}{l} = \frac{\rho \left(\lambda \frac{l}{d_e} \frac{u^2}{2} \right)}{l} = \frac{\lambda \rho u^2}{2 d_e} = \frac{0.025 \times 992.2 \times 1.795^2}{2 \times 0.019} = 2103 \text{ Pa/m}$$

1-1-9 流体的局部阻力

1. 何谓边界层分离?

答:流体流过直管时边界层紧贴在壁面上,但流过曲面或其他形状表面时,无论流体在上游作湍流或是滞流流动,都会变成湍流,且在曲面处产生边界层离开固体表面的现象,称为边界层分离,如图 1-16 所示。边界层在离开表面处留下了空白区,于是就会有一部分流体从下游倒流回来填补空白区,并在此处产生旋涡、质点相互碰撞的现象,消耗大量能量,流体在管件、阀门、管子进口或出口、管截面突然改变等局部位置上会产生上述现象,这种由于固体表面几何形状造成边界层分离而引起的阻力称为形体阻力,所以粘性流体流过上述位置的阻力是摩擦阻力和形体阻力之和,总称为局部阻力,以 h_f' 表示。

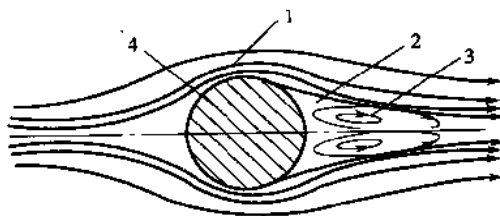


图 1-16 流体流过球体表面时边界层分离情况示意图

1—边界层 2—空白区 3—倒流的流体 4—球体

2. 如何计算局部阻力?

答:常用以下两种方法计算局部阻力。

(1) 阻力系数法

局部阻力是动能的函数,且与动能成正比:

$$h'_f \propto \frac{u^2}{2}$$

$$\text{或} \quad h'_f = \xi \frac{u^2}{2} \quad (1-53)$$

$$\text{或} \quad \Delta p'_f = \rho h'_f = \xi \frac{\rho u^2}{2} \quad (1-53a)$$

式 1-53 与前述的式 1-39 相比,得

$$\xi = \lambda \frac{l}{d} \quad (1-54)$$

阻力系数由实验确定,常用的阻力系数可从手册中查得。突然扩大和突然缩小时的阻力系数都是小管截面积与大管截面积之比的函数,如图 1-17 所示。当比值为零时,两者比例系数均为零。在化工厂中常遇到流体从管子流到设备或空间,实际上是截面突然扩大,设备或空间截面比管道截面要大得多,因此 $A_1/A_2 \approx 0$,由图 1-17 查出扩大时阻力系数 $\xi_e = 1$ 。扩大处的能量损失称为出口损失,相应的阻力系数 ξ_e 称为出口阻力系数。与此相反,当流体从设备流入管内,实际是截面突然缩小,与前相同, $A_2/A_1 \approx 0$,由图 1-17 查出,缩小时阻力系数 $\xi_c = 0.5$,缩小处的能量损失称为进口损失,相应的阻力系数 ξ_c 称为进口阻力系数。

各种常用的管件和阀门的阻力系数值可从有关资料查到。

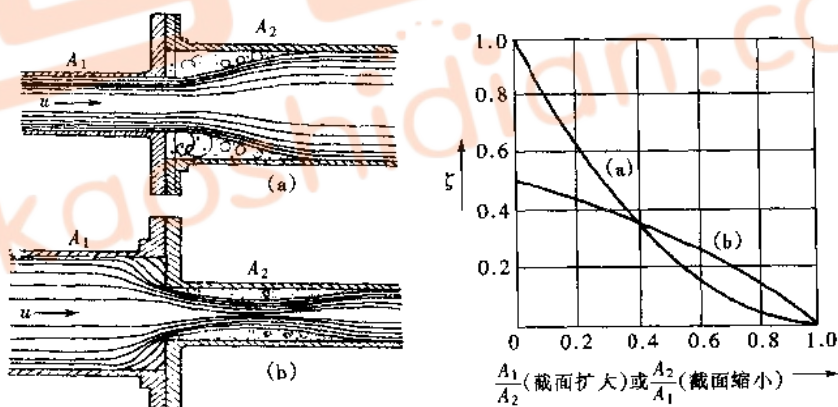


图 1-17 截面积突然扩大和突然缩小时的阻力系数

(2) 当量长度法

将流体流过管件、阀门等的阻力折合为相当于 l_e 长度直管的阻力, l_e 称为管件、阀门等的当量长度,简称当量长度,这样就可以将式 1-39 和式 1-40 变为

$$h'_f = \lambda \frac{\sum l_e u^2}{d} \quad (1-55)$$

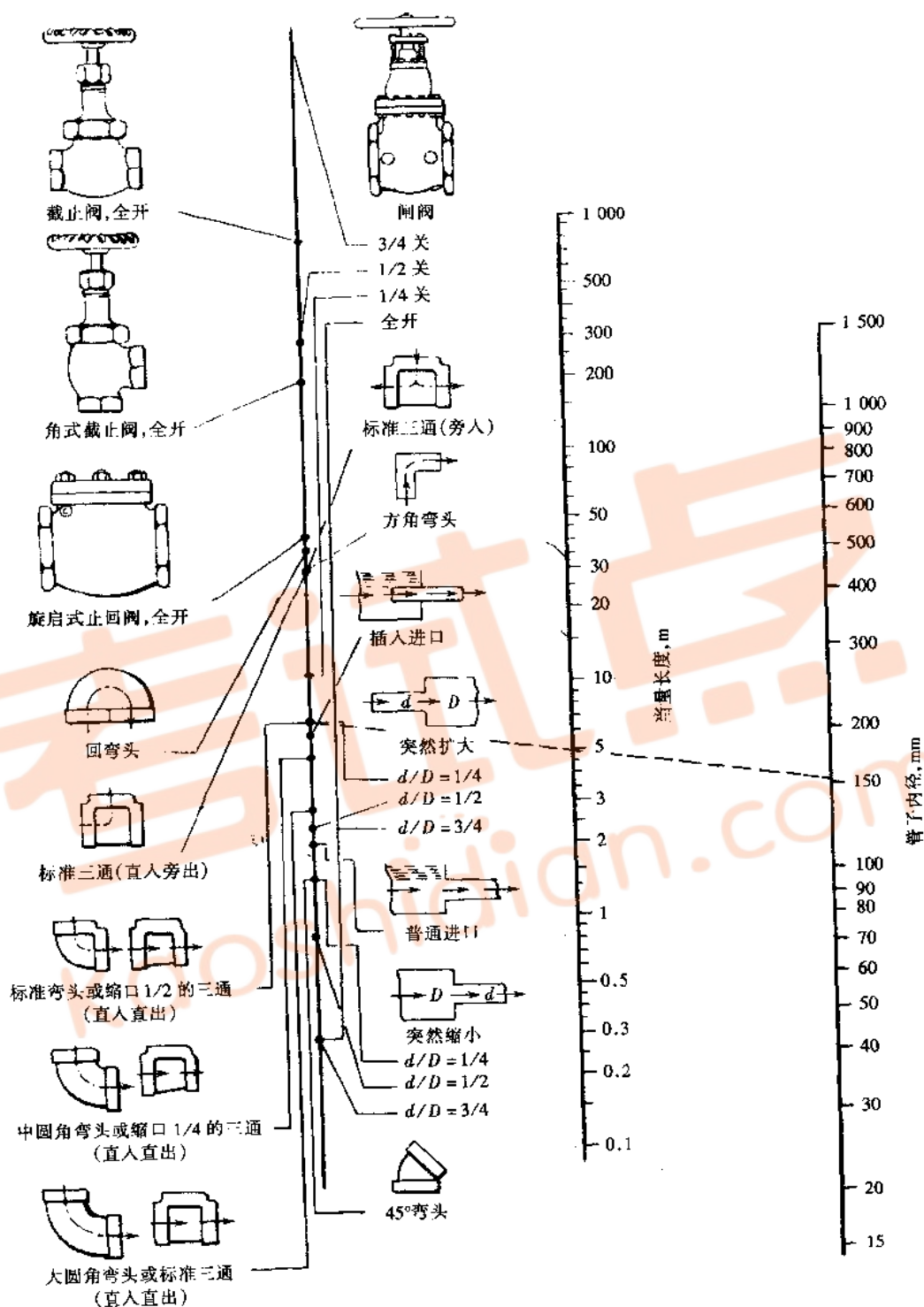


图 1-18 管件与阀门的当量长度共线图

$$\text{及 } \Delta p'_f = \lambda \frac{\sum l_e \xi u^2}{d} \quad (1-56)$$

管件、阀门的当量长度也是由实验测定的。在湍流情况下,某些管件、阀门的当量长度可从图 1-18 查出。先在图左侧竖线上找出与工作管件或阀门相对应的点,再在右侧竖线上找出与安装阀门或管件的直管管径相当的点,连接该二点的直线与中间竖线交点所示的数值即为该管件或阀门的当量长度。也有时用所在管道内径的倍数来表示当量长度,如全开阀门的 $l_e/d \approx 9$ 。

因阀门、管件的构造细节及加工精细程度差别很大,所以不管是用阻力系数法还是用当量长度法求得的局部阻力都是近似值。

1-1-10 管路系统的计算

1. 管路系统中的总流动阻力的计算式是什么?

答:总阻力的计算式为

$$\sum h_f = \sum h_f + \sum h'_f = \lambda \frac{\sum l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2} + \sum \xi_i \frac{u^2}{2} \quad (1-57)$$

若直管由不同管径组成,因流体在不同直径管内速度不同,应分开计算,然后求其总和。

2. 管路有几种安排方法? 管路系统中的计算内容是什么?

答:管路分简单管路、分支管路及并联管路三种安排方法。本书只介绍简单管路的计算。计算中主要应用柏努利方程式、连续性方程式以及阻力计算式等。要计算的内容可归纳为以下几类。

①已知管径、管长、管路布置及流体输送任务等,求输送机械功率,以作选择输送机械的依据。

②已知管径、管长及管路布置,求输送量。

③已知管长、管路布置、流量,求管径。

下面通过例题予以介绍。

[例 1-21] 用离心泵将密度为 1050 kg/m^3 、粘度为 1.145 cP 的溶液,从敞口槽 A 送至敞口高位槽 B。两槽液面均维持恒定,其间垂直距离为 20 m 。输送量为 $50 \text{ m}^3/\text{h}$ 。采用 $\phi 108 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 无缝钢管,已知全系统的直管总长度为 108.8 m ,管路上装有 6 个标准弯头、1 个直入旁出三通、1 个直入直出三通、1 个全开截止阀。求离心泵的轴功率,泵的效率为 0.8 。

解:先依题意画出如本例附图所示的流程示意图(图中未标出管件及阀门位置)。

在 A 槽液面 1—1' 及 B 槽液面 2—2' 间列柏努利方程式,以 1—1' 面为基准水平面。

$$g z_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = g z_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_{f,1-2}$$

$$\begin{aligned} \text{其中 } z_1 &= 0 & z_2 &= 20 \text{ m} \\ p_1 &= 0(\text{表压}) & p_2 &= 0(\text{表压}) \\ u_1 &\approx 0 & u_2 &\approx 0 \end{aligned}$$

柏努利方程式简化为

$$W_e = gz_2 + \sum h_{f,1-2} \quad (1)$$

由此看出在输送任务中泵的能量用于将溶液升举 20 m 所需的位能以及克服输送过程中的全部摩擦阻力。

摩擦阻力的计算如下：

$$\begin{aligned} \sum h_{f,1-2} &= \sum h_f + \sum h'_f \\ &= \sum h_f + (\sum h'_{f,管件} + h'_{f,进口} + h'_{f,出口}) \\ &= \left(\lambda \frac{\sum l + \sum l_e}{d} + \xi_e + \xi_e \right) \frac{u^2}{2} \end{aligned}$$

$$u = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{50}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.1)^2} = 1.77 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.1 \times 1.77 \times 1050}{1.145 \times 10^{-3}} = 1.62 \times 10^5 > 4000$$

流型为湍流,由图 1-15 查 λ 。

取管壁粗糙度 $\epsilon = 0.3 \text{ mm}$

$$\text{相对粗糙度 } \frac{\epsilon}{d} = \frac{0.3}{100} = 0.003$$

按 Re 及 ϵ/d 的值从图 1-15 查得:摩擦系数 $\lambda = 0.027$

由图 1-18 查出管件、阀门的当量长度为

6 个标准弯头: $3.2 \times 6 = 19.2 \text{ m}$

1 个直入旁出三通: 6 m

1 个直入直出三通: 2 m

1 个全开截止阀: 34 m

$$\sum l_e = 61.2 \text{ m}$$

$$\sum l = 108.8 \text{ m}$$

题给

取 进口阻力系数 $\xi_e = 0.5$

出口阻力系数 $\xi_e = 1$

$$\sum h_{f,1-2} = \left(0.027 \times \frac{108.8 + 61.2}{0.1} + 0.5 + 1 \right) \frac{1.77^2}{2} = 74.25 \text{ J/kg}$$

故

$$W_e = 9.81 \times 20 + 74.25 = 270.5 \text{ J/kg}$$

$$\text{质量流量 } w_s = V_s \rho = \frac{50}{3600} \times 1050 = 14.58 \text{ kg/s}$$

$$N = \frac{W_e w_s}{\eta} = \frac{270.5 \times 14.58}{0.8} = 4929 \text{ kW} \approx 4.93 \text{ W}$$

[例 1-22] 常温的自来水从高位槽 A 经 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 钢管送入密闭容器 B 内,容器 B 上方压强表读数为 $5.08 \times 10^4 \text{ Pa}$ 。高位槽与容器的液面恒定,两者间的垂直距离为 15 m,已知直管长度与全部的当量长度之和为 83 m。试求该管路最大输水量为多少? 取水的密度 $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$ 、粘度 $\mu = 1 \text{ cP}$ 、管壁粗糙度 $\epsilon = 0.2 \text{ mm}$ 。

解:根据题意画出如本例附图所示的流程图。

在高位槽液面 1—1' 与 B 槽液面 2—2' 间列柏努利方程式,以 2—2' 面为基准水平面。

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_{f,1-2}$$

其中

$$z_1 = 15 \text{ m}$$

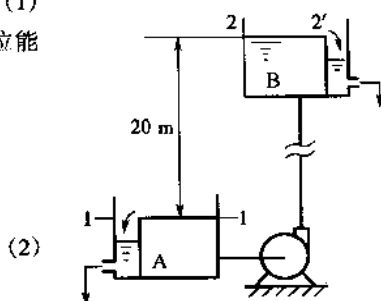
$$z_2 = 0$$

$$p_1 = 0 (\text{表压})$$

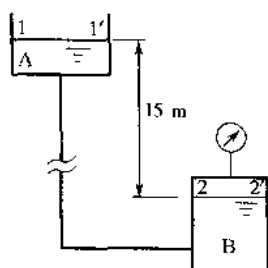
$$p_2 = 5.08 \times 10^4 \text{ Pa (表压)}$$

$$u_1 \approx 0$$

$$u_2 \approx 0$$



例 1-21 附图



例 1-22 附图

$$\text{故} \quad 9.81 \times 15 = \frac{5.08 \times 10^4}{1000} + \sum h_{f,1-2}$$

$$\text{算出} \quad \sum h'_{f,1-2} = 96.35 \text{ J/kg} \quad (1)$$

将式 1-39 引申以计算流速:

$$\sum h_{f,1-2} = \lambda \frac{\sum l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2}$$

$$\text{其中} \quad \sum l + \sum l_e = 83 \text{ m}$$

$$d = 0.05 \text{ m}$$

$$\text{故} \quad \sum h_{f,1-2} = \frac{83}{0.05 \times 2} \lambda u^2 = 830 \lambda u^2 = 96.35 \quad (2)$$

上式中有 λ 及 u 两个未知数,求解它们要有两个方程式。滞流时 λ 与 u 有具体关系式,但输送自来水的流型以湍流为主,湍流时 λ 与 u 的关系是用图 1-15 关系线表达的,在工程上就采用试差法来解决,即根据流体在管道中流速范围,先假设 u 值,按下列顺序进行计算,最后验证假设值是否正确。先假设 u 值 \rightarrow 算出 Re 值 \rightarrow 由 Re 及 ϵ/d 值从图 1-15 中查出 λ 值 \rightarrow 代入本例式(2)算出 $\sum h_{f,1-2}$ 值。若算出的 $\sum h_{f,1-2}$ 值等于或接近由本例式(1)算出的 96.35 J/kg,即所假设的 u 值合适,否则另设 u 值,重复上面计算,直到算出的 $\sum h_{f,1-2}$ 值等于或接近 96.35 J/kg 为止。一般当两者相对偏差的绝对值小于 3% 即可。

$$\left| \frac{\sum h'_{f,1-2} - \sum h_{f,1-2}}{\sum h_{f,1-2}} \right| \leq 3\%$$

先假设 $u = 1.8 \text{ m/s}$ 。

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.05 \times 1.8 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 9 \times 10^4 \text{ (湍流)}$$

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{0.2}{50} = 0.004$$

从图 1-15 查出 λ 为 0.0295,代入本例式(2):

$$\sum h_{f,1-2} = 830 \lambda u^2 = 830 \times 0.0295 \times 1.8^2 = 78.33 \text{ J/kg}$$

$$\left| \frac{96.35 - 78.33}{78.33} \right| = 0.23 = 23\% > 3\%$$

假设 u 为 1.8 m/s 不正确,重设 u 值。分析计算结果知所选 u 值偏小,重设 $u = 2 \text{ m/s}$,重复前面计算:

$$Re = \frac{0.05 \times 2 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 1 \times 10^5 > 4000 \text{ (湍流)}$$

ϵ/d 仍为 0.004,由图 1-15 查出 λ 为 0.029,代入式(2):

$$\sum h_{f,1-2} = 830 \times 0.029 \times 2^2 = 96.28 \text{ J/kg}$$

$$\left| \frac{96.35 - 96.28}{96.28} \right| \times 100\% = 0.073\% < 3\%$$

假设 $u = 2 \text{ m/s}$ 是正确的。

$$\text{质量流量 } w = V\rho = 3600 \times \frac{\pi}{4} (0.05)^2 \times 2 \times 1000 = 14130 \text{ kg/h}$$

假设 λ 值进行试差也可。为了方便,初设值可取流体进入阻力平方区的 λ 值。计算步骤为:假设 λ 值,由式(2)算出 u 值 \rightarrow 计算 Re 值 \rightarrow 由 Re 及 ϵ/d 从图 1-15 中查出 λ 值。若查出的 λ 与初设值相等或相近,说明初设的 λ 值是正确的,否则另设 λ 值,重复计算,直到算出的 λ 相等或相近为止。

试差算法不但可以用于管路计算,在以后的章节中也常会用到。试差法并不是用一个方程式解两个未知数,它仍然遵循有几个未知数就要有几个方程式的原则,只是其中一些方程式较复杂,无具体的数学表达式而只能用变量关系曲线表达,此时可借助试差法求解。在试差之初应对要解决的问题详细分析,定出较合理的初设值,以避免盲目试差计算。一般计算两次,最多不超过三次。

1-1-11 流量的测定

1. 如何测量流体在管道中的局部速度?

答:用测速管测量流体在管道中的局部速度。测速管又称皮托管,如图 1-19 所示。它是用两根弯成直角的同心圆套管组成。为了减少流体的涡流,外管的端口制成封闭的半球体。操作时将测速管放在管道内任意位置,使内管管口与流动方向相垂直,测得该位置上的动能与静压能之和,称为冲压能,以 h_A 表示。若以 u_r 表示测速管所在位置上的流速,即局部速度,以 p 表示测速管所在位置上的流体静压强,则冲压能 h_A 的计算式为

$$h_A = \frac{u_r^2}{2} + \frac{p}{\rho} \quad (1-58)$$

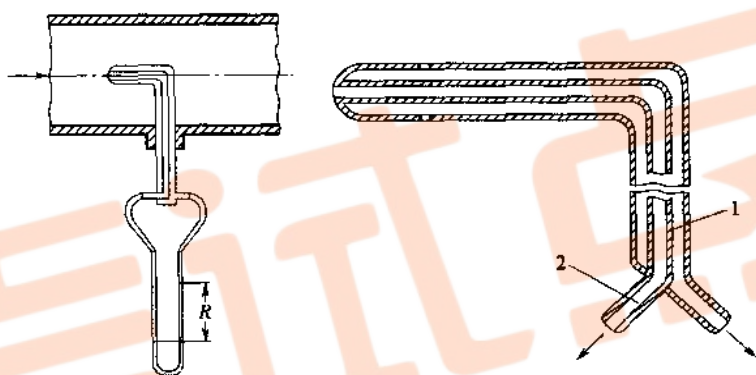


图 1-19 测速管
1—静压管 2—冲压管

测速管的外管端周围开有若干与流动方向平行的小孔,测得的是流体静压强,即

$$h_p = \frac{p}{\rho}$$

若以 Δh 表示冲压能与静压能之差,则有

$$\Delta h = h_A - h_p = \frac{u_r^2}{2}$$

$$\text{或} \quad u_r = \sqrt{2\Delta h} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} \quad (1-59)$$

式中 Δp 由压差计读数 R 算出,若采用普通压差计,则式 1-59 变为

$$u_r = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} = \sqrt{\frac{2Rg(\rho_A - \rho)}{\rho}} \quad (1-60)$$

若所测的是气体流速,则式 1-60 简化为

$$u_r \approx \sqrt{\frac{2Rg\rho_A}{\rho}} \quad (1-60a)$$

式中 ρ_A 为指示剂的密度。

由式 1-60、式 1-60a 算得速度随测速管在管道中放置位置而异,一般将测速管管端放在管子中心位置上,测得的是管中心最大的速度 u_{\max} ,它与平均速度的关系可从图 1-13 查得。

2. 应用测速管时应注意哪些方面?

答:应用测速管应注意以下各点:

- ①测速管口必定要与流动方向相垂直;
- ②测速管应安装在距任何管件有一定距离的稳定段;
- ③测速管外径不应大于管内径的 $1/50$;
- ④测速管不适宜测量含有固体微粒的流体;
- ⑤测速管适用于测量大管径内的气体流速。

【例 1-23】某气体在 $\phi 325 \text{ mm} \times 7.5 \text{ mm}$ 的钢管内流过,于管中心处安装了测速管,气体的平均密度 $\rho = 1.173 \text{ kg/m}^3$,平均粘度为 $1.91 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。与测速管相连的 U 管压差计中以水为指示剂,指示剂读数为 15 mm ,求气体通过管道的质量流量。

解:用式 1-60a 求管中心最大速度,即

$$u_{\max} = \sqrt{\frac{2gR\rho_A}{\rho}} = \sqrt{\frac{2 \times 9.81 \times 0.015 \times 1000}{1.173}} = 15.84 \text{ m/s}$$

$$Re_{\max} = \frac{0.31 \times 15.84 \times 1.173}{1.91 \times 10^{-5}} = 302 \times 10^3$$

由图 1-13 查出 $u/u_{\max} = 0.85$ 。

平均速度 $u = 0.85 u_{\max} = 0.85 \times 15.84 = 13.46 \text{ m/s}$

质量流量 $w_s = \frac{\pi}{4} (0.31)^2 \times 13.46 \times 1.173 \times 3600 = 4288 \text{ kg/h}$

3. 孔板流量计的测量原理是什么?

答:孔板流量计是利用流体通过节流元件后流速加大而静压强降低的现象来测量流量的。

如图 1-20 所示,在管道中插入一片与管轴相垂直的、带有圆孔的金属板,用法兰固定在管子上,圆孔与管子同心,这种装置称为孔板流量计,圆形孔板称为节流元件。

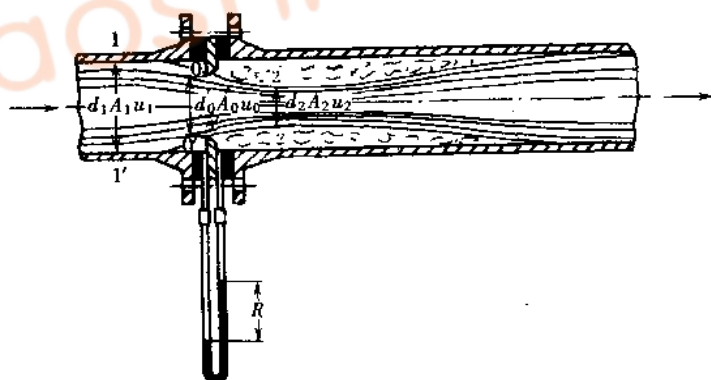


图 1-20 孔板流量计

由于流体的惯性作用,流体越过小孔后,流动截面积不能立即扩大与管截面相等,而是继续向前边流动边收缩至最小截面积,然后再逐渐扩大到整个管子截面。流动最小截面积,如图

1-20 中的 2—2' 面,称为缩脉。流体在缩脉处速度最大而压强最低。流体从孔板上游的 1—1' 面到下游缩脉 2—2' 面静压强下降的原因有:部分静压能转变为动能;克服流过孔板前、后的突然缩小和突然扩大的阻力,这部分静压能在孔板下游不能恢复,而是转变为热能,使流体温度略有升高。孔板流量计就是利用孔板前、后的能量变化,用柏努利方程式算出流量的。

孔板流量计结构简单,安装方便,但能量损失较大。

4. 如何推导孔板流量计的流量计算公式?

答:设不可压缩流体在装有孔板流量计的水平管中流过,取孔板上游截面尚未收缩处的截面为 1—1' 面,下游截面应取在缩脉处,以便测量最大的压强差,但由于缩脉的位置及其截面难于确定,故以孔板处截面 0—0' 为下游截面。在 1—1' 及 0—0' 面间列柏努利方程式,以管中心线为基准水平面,暂时忽略两截面间的能量损失 $\Sigma h_{f,1-0}$,即

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_0 + \frac{p_0}{\rho} + \frac{u_0^2}{2}$$

因是水平管,故上式可简化:

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = \frac{p_0}{\rho} + \frac{u_0^2}{2}$$

小孔面积 A_0 及管道截面积 A 可由连续性方程式关联

$$\frac{u_1}{u_0} = \frac{A_0}{A_1}$$

将上式代入简化的柏努利方程式,并整理得

$$u_0 = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{A_0}{A_1}}} \sqrt{\frac{2(p_1 - p_0)}{\rho}} \quad (1-61)$$

式中的 $(p_1 - p_0)$ 由压差计测量,一般孔板厚度约为 5 mm,而测压口直径范围为 6~12 mm,难于在孔板处开测压口,便通的方法是将两测压口均放在孔板前与后,如图 1-20 所示,这种测压方法称为角接取压法。设用角接取压法测得压强差为 $p_a - p_b$,它与式 1-61 中的 $p_1 - p_0$ 是不相等的,若以 $p_a - p_b$ 代替式 1-61 中的 $p_1 - p_0$ 引起的误差以校正系数 C_2 校正,前面曾忽略了能量损失所引起的误差以校正系数 C_1 校正,于是式 1-61 变为

$$u_0 = \frac{C_1 C_2}{\sqrt{1 - \frac{A_0}{A_1}}} \sqrt{\frac{2(p_a - p_b)}{\rho}} \quad (1-62)$$

令式中无因次数群以总校正系数(流量系数) C_0 表示,即

$$C_0 = \frac{C_1 C_2}{\sqrt{1 - \frac{A_0}{A_1}}} \quad (1-63)$$

$$u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2(p_a - p_b)}{\rho}} \quad (1-64)$$

式 1-64 是用孔板前后压强的变化计算流速的公式,若以体积或质量流量表达,则为

$$V_s = A_0 u_0 = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2(p_a - p_b)}{\rho}} \quad (1-65)$$

及 $w_s = A_0 u_0 \rho = C_0 A_0 \sqrt{2\rho(p_a - p_b)} \quad (1-66)$

上列各式中的 $(p_a - p_b)$ 可由孔板前后采用的压差计读数算出。若采用的是普通 U 管压差计,其上读数为 R ,指示剂密度为 ρ_A ,则

$$p_a - p_b = gR(\rho_A - \rho)$$

所以式 1-64、式 1-65 及式 1-66 又可写成

$$u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_A - \rho)}{\rho}} \quad (1-64a)$$

$$V_s = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_A - \rho)}{\rho}} \quad (1-65a)$$

$$w_s = C_0 A_0 \sqrt{2g\rho R(\rho_A - \rho)} \quad (1-66a)$$

5. 用孔板流量计测量气体流量时应如何校正?

答:若测量的是气体或蒸气时,只要孔板前后的压强变化与初始截面上绝对压强之比小于 20% 时,仍可采用上面诸式,引起的误差为工程计算允许的,但式中气体密度应采用两截面间的平均值。若前述的比值大于 20% 时不在本书讨论范围之内。

6. 影响孔板流量计的流量系数的因素是什么? 如何求流量系数?

答:由式 1-63 知,影响流量系数 C_0 的主要因素有:

- ① C_1 、 C_1 是校正忽略能量损失而引入的校正系数,与 Re 准数有关;
- ② C_2 、 C_2 是校正压强计位置而引入的校正系数;
- ③ A_0/A_1 。

以上第②项已标准化,故 C_0 只与 Re 准数及 A_0/A_1 有关。用角接取压法由实验测得的 C_0 与 Re 及 A_0/A_1 的关系示于图 1-21 中。

由图 1-21 看出:当 A_0/A_1 一定时, C_0 随 Re 值加大而下降, Re 准数大到某一值后, C_0 则为常数。将每条曲线上 C_0 的转折点连起来的曲线称为临界雷诺线,转折点的雷诺值称为临界雷诺值,以 Re_c 表示。合理设计的孔板流量计应使所测的流量落在 C_0 等于定值的区域内。

用式 1-64a、式 1-65a 或式 1-66a 时,必须先确定 C_0 值,而 C_0 又与 Re 值有关,这时可采用试差算法。先设 $Re \geq Re_c$,根据 A_0/A_1 在图 1-21 中查出 C_0 ,用相应的式子计算出流量,再算出管路中平均流速 u_1 ,然后由 u_1 算出 Re 值,若算出的 Re 值大于或等于 Re_c ,则所设的 Re 值无误,即计算结果正确,否则重设 Re 值,重复计算,直到计算值等于或大于假设值为止。

7. 应用孔板流量计时应注意哪些事项?

答:应用孔板流量计应注意以下各点:

- ① 尽可能选孔径大的孔板,以减小流体通过孔板的能量损失,但 A_0/A_1 值过大,不能保证压差计读数准确;

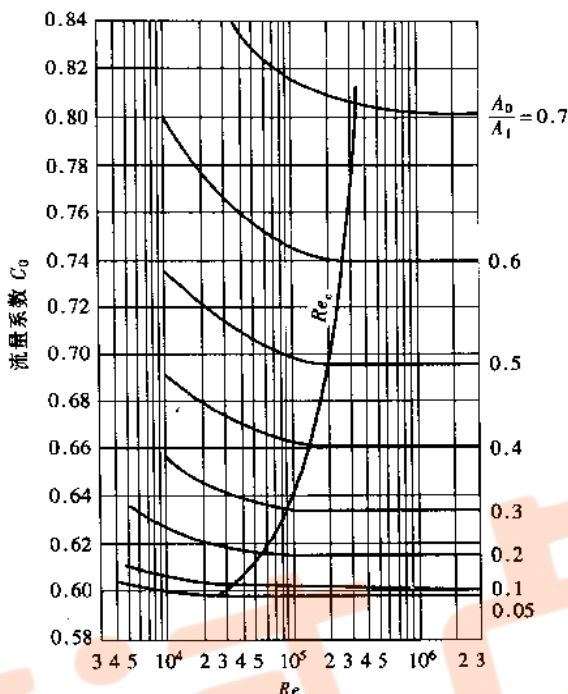


图 1-21 用角接法取压时,孔板流量计的 C_0 与 Re 、 A_0/A_1 的关系曲线

- ②孔板安装位置应与上游管件相距 $50d_1$ (d_1 为管子内径),与下游管件相距 $10d_1$;
- ③孔板应采取防腐材料制造,孔板被腐蚀后会严重影响测量的准确度;
- ④流体通过孔板的情况与节流元件有关,目前孔板流量计已系列化,若有特殊要求,可自己设计、加工制造,并用称量法或标准流量计校核作出专用的流量曲线;
- ⑤图 1-21 只适用于角接取压法。

[例 1-24] 20 °C 的水在 $\phi 168 \text{ mm} \times 5.5 \text{ mm}$ 钢管中流过,管路上装有以角接取压法的孔板流量计测量流量,小孔直径 83.5 mm。U 管压差计以水银作指示剂,指示剂读数 R 为 0.2 m。试求水流经管路的质量流量。

解:用式 1-66a 求质量流量:

$$w_b = 3600w_s = 3600C_0A_0\sqrt{2gR(\rho_A - \rho)}$$

查出 20 °C 时水的密度为 998.2 kg/m^3 、粘度为 $100.5 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。水银密度为 13600 kg/m^3 。

$$\frac{A_0}{A_1} = \left(\frac{d_0}{d_1}\right)^2 = \left(\frac{83.5}{157}\right)^2 = 0.283$$

设 $Re > Re_c$ (由 $A_0/A_1 = 0.283$, 查出 $Re_c = 9 \times 10^4$), 由 $A_0/A_1 = 0.283$, 查出 $C_0 = 0.635$ 。

$$w_b = 3600 \times 0.635 \times \frac{\pi}{4} (0.0835)^2 \sqrt{2 \times 9.81 \times 998.2 \times 0.2 (13600 - 998.2)} = 87900 \text{ kg/h}$$

验证所设的 Re 值:

$$u_1 = \frac{87900}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.157)^2 \times 998.2} = 1.264 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{d_1 u_1 \rho}{\mu} = \frac{0.157 \times 1.264 \times 998.2}{100.5 \times 10^{-5}} = 19.7 \times 10^4 > Re_c$$

故假设正确。

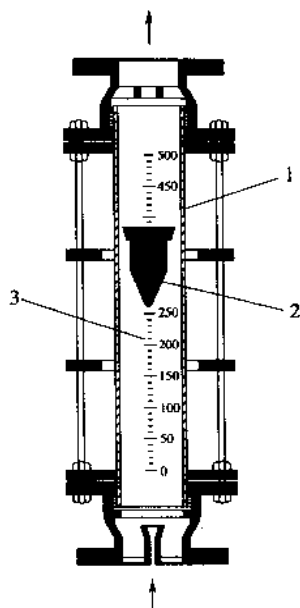


图 1-22 转子流量计

1—锥形玻璃管 2—转子 3—刻度

8. 转子流量计的结构如何？它测量流量的原理是什么？

答：转子流量计如图 1-22 所示，主体为截面积由下向上略微扩大的倒锥形玻璃管，管内装有材质密度略大于被测流体密度的转子（又称浮子）。被测流体从底部进入，从上部流出。

转子流量计的测量原理为：当流体自下向上流动时，可以使转子浮起来，有些转子边缘刻有斜槽，流体上升时，转子边旋转边向上浮，当流体作用于转子上、下面的压力差与转子本身净重力平衡时，转子即停留在某一位置上只作旋转运动，流量越大停留的位置越高，转子停流位置反映流量的大小，可从玻璃管上的刻度读出流量。

9. 为什么转子流量计称为定压差流量计？而孔板流量计称为定截面流量计？

答：令 A_f 表示转子最大部分的截面积、 V_f 表示转子体积、 ρ_f 为转子材料密度。对转子上下截面积作力的平衡，得

$$(\rho_1 - \rho_2) A_f = V_f \rho_f g - V_f \rho g$$

$$\text{或} \quad \rho_1 - \rho_2 = \frac{V_f g (\rho_f - \rho)}{A_f} \quad (1-67)$$

当转子材料及大小一定时， V_f 、 A_f 及 ρ_f 为常数，待测流体密度可视为常数，故式 1-67 等号右侧数值为恒定值，因此转子上、下两面间压强差 $(\rho_1 - \rho_2)$ 也为定值，与流量大小无关，但因玻璃管是倒锥的，所以流体通过的环隙截面面积由下向上逐渐加大，即用变动的截面面积来反映流量的大小。因此这种流量计又称为定压差流量计，而测速管与孔板流量计的节流面积不变，所以又称为定截面流量计，流体流过节流元件时压强差随流量而变，即通过压强差的变化来反映流量的大小。

10. 若被测流体与用来标定转子流量计的流体不同时，应如何修正读数？

答：玻璃管上的刻度与被测流体密度有关，制造转子流量计的工厂是用水和空气为介质分别来标定玻璃管上刻度的，流量计出厂时均附有这方面的说明。若用于测量其他流体时，则应对原有的刻度加以校正，作出校正曲线。令下标 g 表示气体、下标 1 表示标定时用的介质、下标 2 表示工作介质。校正公式为

$$\text{对液体的校正} \quad \frac{V_{s,2}}{V_{s,1}} = \sqrt{\frac{\rho_1(\rho_f - \rho_2)}{\rho_2(\rho_f - \rho_1)}} \quad (1-68)$$

$$\text{对气体的校正} \quad \frac{V_{s,g_2}}{V_{s,g_1}} = \sqrt{\frac{\rho_{g_1}(\rho_f - \rho_{g_2})}{\rho_{g_2}(\rho_f - \rho_{g_1})}} \quad (1-69)$$

因气体密度 ρ_g 比转子材料密度 ρ_f 小得多，故式 1-69 可简化为

$$\frac{V_{s, E_2}}{V_{s, E_1}} \approx \sqrt{\frac{\rho_{E_1}}{\rho_{E_2}}} \quad (1-69a)$$

转子流量计读取数据方便、能量损失小、测量范围广(一套流量计中含有若干支不同流量范围的玻璃管,可从中选用),可用以测量腐蚀性流体,但因主体为玻璃的,不能用于高压、高温操作中,安装时也易破碎且垂直度要求严。

[例 1-25] 某转子流量计出厂前以水为介质,标出玻璃管上刻度范围为 $0 \sim 2\,000\text{ L/s}$ 。现将该流量计用于测量密度为 750 kg/m^3 的某液体。试求该流量计可测得的最大流量值。转子材料为不锈钢,其密度为 $7\,900\text{ kg/m}^3$ 。

解:用式 1-68 计算:

$$\frac{V_{s,2}}{V_{s,1}} = \sqrt{\frac{\rho_1(\rho_f - \rho_2)}{\rho_2(\rho_f - \rho_1)}}$$

标定时测得的最大流量 $V_{s,\max 1} = 2\,000\text{ L/s}$ 。将已知值代入得

$$\frac{V_{s,\max 2}}{2\,000} = \sqrt{\frac{1\,000(7\,900 - 750)}{750(7\,900 - 1\,000)}} = 1.175$$

解得测某液体时的最大流量为

$$V_{s,\max 2} = 2\,000 \times 1.175 = 2\,350\text{ L/s}$$

本章复习要点

本章以柏努利方程式为核心,即

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_{f,1-2}$$

或 $W_e = g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta u^2}{2} + \sum h_{f,1-2}$

现围绕该式进行分析。

一、不同条件下的柏努利方程式

理想流体 $W_e = g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta u^2}{2}$

理想流体无外功加入 $g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta u^2}{2} = 0$

或 $gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} = \cdots = gz_n + \frac{p_n}{\rho} + \frac{u_n^2}{2} = \text{常数}$

式 1-26 称为柏努利方程式,其他式是引申式,也称为柏努利方程式。

二、应用柏努利方程式的条件

①适用于定态流动的连续流体。

②柏努利方程式是根据 1 kg 液体推导的,应用于可压缩流体的条件是:

$$\frac{p_1 - p_2}{p_1} \times 100\% < 20\%$$

参考例 1-14。

③式中各物理量单位应采用同一单位制的单位。

三、柏努利方程的讨论

柏努利方程式是依据能量守恒定律而推导的,说明不可压缩理想流体作定态流动时,管道各截面上总机械能相等,即为常数,而每一种机械能不一定相等,但彼此可转换,参考图 1-7 及例 1-14。机械能是流体本身具有的能量。

四、应用柏努利方程的要点

①根据题意画流程图。

②选取截面的原则:两截面必须与流动方向垂直;两个截面上的物理量除待求值外,必须是已知值或可求值。通常选流动开始的截面为 1—1' 面,流动终了截面为 2—2' 面。

③选择基准面原则是:一般选两个截面中较低的一个面为基准水平面。

五、柏努利方程式中各项的分析

(一)位能 gz (略)

(二)静压能 p/ρ

1. 流体密度

工程上视不可压缩流体密度为常数。可压缩流体密度是温度与压强的函数,故对可压缩流体的密度数值一定要标明状态。纯物质的密度可从手册中查得,混合液体和混合气体的密度计算参考例 1-1 及例 1-2。

2. 静压强

①了解静压强单位及其换算。

②弄清大气压强、绝对压强和表压强(或真空度)间的关系。

③计算式中的压强一定要用绝对压强,计算压强差 Δp 时,采用表压强或绝对压强均可,但不能兼用。

3. 静力学基本方程式

①静力学基本方程式以 1 kg 液体推导出的,但也适用于计算设备或容器中的气体。

②了解静力学基本方程式及由此而引出的结论。

4. 静力学基本方程式的应用

静力学基本方程式的应用可参考例 1-4 至例 1-8,在计算中应能正确确定参考面位置,如例 1-7 附图中 $m-n$ 参考面。

(三)动能 $u^2/2$

①速度 u 是指管道中的平均速度,表达式为

$$u = \frac{V_s}{A} = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4} d^2}$$

或
$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}}$$

式 1-15 是设计管道和塔直径的基本式子,见例 1-9。

管道中适宜速度范围可参看有关资料。

②两截面面积相差很大时,大截面(如贮槽)处的速度可认为等于零。

③不可压缩流体在圆形管内作定态流动时速度与管径关系为

$$\frac{u_1}{u_2} = \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^2$$

④根据质量守恒定律推导出连续性方程式为

$$w_1 = w_2 = \cdots = w_n = \text{常数}$$

或 $u_1 A_1 \rho_1 = u_2 A_2 \rho_2 = \cdots = u_n A_n \rho_n = \text{常数}$

对不可压缩流体: $u_1 A_1 = u_2 A_2 = \cdots = u_n A_n = \text{常数}$

或 $V_1 = V_2 = \cdots = V_n = \text{常数}$

不可压缩流体在直径不变的管道中流过:

$$u_1 = u_2 = \cdots = u_n$$

⑤对可压缩流体在等径管道中流动时用质量速度 G 表示各截面间的流动情况:

$$G = u_1 \rho_1 = u_2 \rho_2 = \cdots = u_n \rho_n = \text{常数}$$

G 的表达式为

$$G = \frac{w_s}{A} = \frac{V_s \rho}{A} = \rho u$$

在计算式 1-22 中的 u 与 ρ 必须是同一截面上的。

式 1-17a 称为连续性方程,其余式是它的引申。

⑥速度及流量的测量:

测速计测得的是局部速度,一般将测速计放在管子中心线上,测出最大速度 u_{\max} , u_{\max} 与 u 的关系可查图 1-13。用测速计测流速的计算参考例 1-23。

孔板流量计测得的是平均速度,其计算式为 1-64a、式 1-65a 及式 1-66a。计算方法参考例 1-24。

转子流量计可直接读出流体的体积流量。计算方法参考例 1-25。

了解前两种流量计又称为定截面流量计,而最后一种称为定压差流量计的理由。

(四)机械能 W_e 。

W_e 是指 1 kg 流体通过输送机械获得的能量,称为有效功或净功、外功,单位为 J/kg。单位时间内输送机械对流体做的有效功称为有效功率,以 N_e 表示,单位为 W,表达式为

$$N_e = W_e w_s$$

若输送机械效率为 η ,则泵的轴功率 N 为

$$N = \frac{N_e}{\eta}$$

轴功率是选用输送机械的依据之一。

(五)总能量损失 $\Sigma h_{f,1-2}$

1 kg 液体从流动开始到终了的总能量损失又称总摩擦阻力,为直管阻力(沿程阻力)和局部阻力(形体阻力)之和:

$$\Sigma h_{f,1-2} = h_f + h'_f$$

①了解粘度的定义和单位。

②牛顿粘度定律的适用范围。

③雷诺准数的表达式为

$$Re = \frac{d u \rho}{\mu}$$

了解 Re 准数的意义及判断流型的数值范围划分。

④了解滞流内层的意义。

⑤层流和湍流的比较。

⑥直管阻力的计算：

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2}$$

或 $\Delta p_f = \rho h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho u^2}{2}$

层流时 $\lambda = \frac{64}{Re}$

湍流时 $\lambda = f(Re, \epsilon/d)$

Re 、 ϵ/d 和 λ 的具体关系示于图 1-15。

弄清图 1-15 中区域的划分,并了解完全湍流区(速度平方区)的意义。

⑦局部阻力的计算：

当量长度法 $h'_f = \lambda \frac{\sum l_e u^2}{d} \frac{1}{2}$

阻力系数法 $h'_f = \xi \frac{u^2}{2}$

⑧非圆形的当量直径：

$$d_e = 4r_H$$

式中 r_H 为水力半径,表达式为

$$r_H = \frac{\text{流通面积 } A}{\text{润湿周边 } \Pi}$$

各计算式中的流速指的是实际流速,不能用当量直径去计算。

⑨总摩擦阻力：

$$\sum h_{f,1-2} = \left(\lambda \frac{\sum l + \sum l_e}{d} + \sum \xi_i \right) \frac{u^2}{2} \quad (1-57)$$

$\sum l$ 为系统中管径相同的管段长度之和。若系统管路由不同管径的管段组成,应分开计算然后求其总和。

六、柏努利方程式的应用

柏努利方程式的应用见例 1-10 至例 1-15、例 1-21 及例 1-22。

最后指出解决流体流动问题的主要公式为：

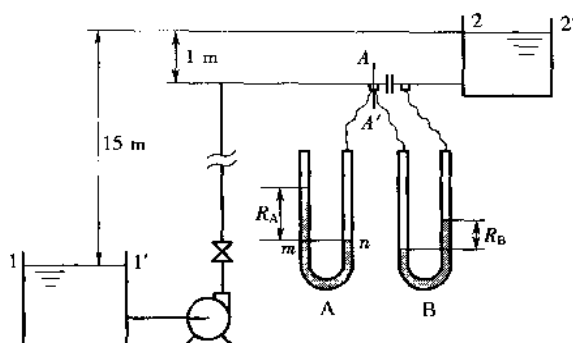
- ①流体静力学基本方程式；
- ②流体连续性方程式；
- ③柏努利方程式；
- ④流动阻力公式；
- ⑤流量计公式。

为灵活应用上述方程式,应掌握各方程式的意义、应用条件等。通常,综合应用上述方程式即可解决工程实际中的流体流动问题。

下面以大型例题作为本章的结束。

【例 1-26】用离心泵将蓄水池内常温的水在定态流动条件下送至高位槽,操作状态下的流程如本例附

图所示。



例 1-26 附图

采用 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 无缝钢管, 在图中水平管路上装有孔径为 20 mm 的孔板流量计, 用角接法安装的 U 管压差计 B 测量孔板两侧的压强差。由于工作上的特殊要求, 在 A—A' 面上又设置了开口压差计 A, 可以从其上读数 R_A 的变化掌握 A—A' 面上的压强情况。两压差计均用汞为指示剂, 其中 $R_B = 0.47 \text{ m}$ 。压差计 A 左支管汞面上灌有一小段水 (图中没有画出), 计算时可以忽略这段水柱。从蓄水池至 A—A' 面间装有一个底阀 (按全开旋启式止回阀计)、三个标准弯头、一个全开截止阀, 直管部分总长度为 75 m 。由截面 A—A' 至高位槽间装有三个标准弯头、一个全开闸阀 (图中均未画出), 直管总长度为 145 m (包括流量计的当量长度)。忽略系统中管路的进、出口损失。水池与高位槽以及高位槽与水平管路间的相对位置均示于图中。试求:

(1) 泵的轴功率, 泵的效率为 0.8 ;

(2) 已知当截止阀全关时, 压差计 A 指示剂两液面等高, 且与其测压面 A—A' 中心线间的垂直距离为 0.5 m (图中未反映出), 求操作条件下压差计 A 上的读数 R_A 。

解: (1) 泵的轴功率

在蓄水池液面 1—1' 及高位槽液面 2—2' 间列柏努利方程式, 以 1—1' 面为基准水平面, 柏努利方程式为

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_{f,1-2}$$

其中 $z_1 = 0$ $z_2 = 15 \text{ m}$
 $p_1 = 0$ (表压) $p_2 = 0$ (表压)
 $u_1 \approx 0$ $u_2 \approx 0$

所以 $W_e = gz_2 + \sum h_{f,1-2}$

而 $\sum h_{f,1-2} = \lambda \left(\frac{\sum l + \sum l_e}{d} \right) \frac{u^2}{2}$

先利用流量计的数据求出流速 u_0 。

$$\frac{A_0}{A} = \left(\frac{d_0}{d} \right)^2 = \left(\frac{20}{50} \right)^2 = 0.16$$

以上 u 、 A 及 d 均为管道中的参数。

设 $Re > Re_c$, 从图 1-21 中查出 $C_0 = 0.61$, 相应的 $Re_c = 4.5 \times 10^4$ 。用式 1-64a 计算水通过小孔的流速 u_0 。

取常温水的密度 ρ 为 1000 kg/m^3 , 汞的密度 ρ_A 为 13600 kg/m^3 。

$$u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2gR_B(\rho_A - \rho)}{\rho}} = 0.61 \sqrt{\frac{2 \times 9.81 \times 0.47(13600 - 1000)}{1000}} = 6.58 \text{ m/s}$$

$$\text{管道中流速 } u = u_0 \left(\frac{d_0}{d} \right)^2 = 6.58 \left(\frac{20}{50} \right)^2 = 1.053 \text{ m/s}$$

取常温水的粘度 $\mu = 1 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, 故

$$Re = \frac{0.05 \times 1.053 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 5.27 \times 10^4 > 4.5 \times 10^4$$

故前面假设正确。

全系统管路总长分两段计算, 即

①由蓄水池至 A—A' 面。由图 1-18 查出管件的当量长度分别为

底阀	3.5 m
3 个标准弯头	$3 \times 1.5 = 4.5 \text{ m}$
全开截止阀	17 m
直管长度	75 m

$$\Sigma l_{1-A} = 3.5 + 4.5 + 17 + 75 = 100 \text{ m}$$

②由 A—A' 面至高位槽 2—2' 面。

三个标准弯头	$3 \times 1.5 = 4.5 \text{ m}$
全开闸阀	0.33 m
直管长度	145 m

$$\Sigma l_{A-2} = 4.5 + 0.33 + 145 = 149.83 \text{ m}$$

全系统直管与当量长度之和 $= \Sigma l + \Sigma l_e = 100 + 149.83 = 249.83 \text{ m}$

取管壁粗糙度 $\epsilon = 0.3 \text{ mm}$

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{0.3}{50} = 0.006$$

从图 1-15 查出 $\lambda = 0.034$ 。

$$\text{故 } \Sigma h_{f,1-2} = 0.034 \times \frac{249.83}{0.05} \times \frac{1.053^2}{2} = 94.18 \text{ J/kg}$$

将已知值代入简化后的柏努利方程式:

$$W_e = 9.81 \times 15 + 94.18 = 241.33 \text{ J/kg}$$

$$\text{质量流量 } w_s = \frac{\pi}{4} d^2 u \rho = \frac{\pi}{4} \times 0.05^2 \times 1.053 \times 1000 = 2.067 \text{ kg/s}$$

$$\text{轴功率 } N = \frac{w_s W_e}{\eta} = \frac{2.067 \times 241.33}{0.8} = 623.5 \text{ W}$$

(2) 压差计 A 的读数 R_A

在 1—1' 与 A—A' 面间或在 A—A' 面与 2—2' 面间列柏努利式均可求得 R_A , 算出的结果是一致的, 但以后者较简便, 因两截面均在泵的一侧, 计算内容少了 W_e 一项。

在 A—A' 面及 2—2' 面间列柏努利方程式, 以过 A—A' 面中心线为基准水平面:

$$gz_A + \frac{p_A}{\rho} + \frac{u_A^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \Sigma h_{f,A-2}$$

$$\text{其中 } z_A = 0 \quad z_2 = 1 \text{ m}$$

$$p_A \text{ 为待求值} \quad p_2 = 0 (\text{表压})$$

$$u_A = u = 1.053 \text{ m/s} \quad u_2 \approx 0$$

因忽略了管路中进、出口损失, 而能量损失又与管长成正比, 故 $\Sigma h_{f,A-2}$ 可按比例算出, 即

$$\Sigma h_{f,A-2} = \Sigma h_{f,1-2} \times \frac{\Sigma l_{A-2}}{\Sigma l_{1-2}} = 94.18 \times \frac{149.83}{249.83} = 56.48 \text{ J/kg}$$

$$\text{故 } \frac{p_A}{\rho} = 9.81 \times 1 + 56.48 - \frac{1.053^2}{2}$$

$$p_A = 65.74 \times 10^3 \text{ Pa (表压)}$$

由计算结果知 p_A 为正值, 大于大气压强, 故压差计 A 的右支管内汞面低于左支管的, 如附图所示。当截止阀全关时流体不流动, 压差计中指示剂两液面等高, 且与 A—A' 面中心线间的垂直距离为 0.5 m。操作条件下指示剂两液面相差 R_A 高度, 右侧汞面较静止时下降 $R_A/2$ 高度, 故该汞面与测压截面中心线间的垂直距离应为 $(0.5 + R_A/2)m$ 。

在附图中作参考面 $m-n$, 由静力学方程式知

$$p_m = gR_A \rho_{Hg} \text{ (表压)}$$

$$p_A = p_A + g \left(0.5 + \frac{R_A}{2} \right) \rho \text{ (表压)}$$

因 $p_m = p_n$

所以 $gR_A \rho_{Hg} = p_A + g \left(0.5 + \frac{R_A}{2} \right) \rho$

将已知值代入:

$$9.81 \times 13\,600 R_A = 65.74 \times 10^3 + 9.81 \left(0.5 + \frac{R_A}{2} \right) \times 1\,000$$

解得 $R_A = 0.55 \text{ m}$

本题为综合性大题, 其中包括: 用流量公式计算流量; 用阻力公式计算 Σh_f ; 利用连续性方程式由 u_0 求 u ; 利用柏努利方程式求泵的轴功率及 p_A ; 利用静力学基本方程式求 R_A 。

自 测 题

一、填空题

- 某设备的真空表读数为 200 mmHg, 则它的绝对压强为 _____ mmHg。当地大气压强为 $101.33 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。
- 在静止的同一种连续流体的内部, 各截面上 _____ 与 _____ 之和为常数。
- 法定单位制中粘度的单位为 _____, cgs 制中粘度的单位为 _____, 它们之间的关系是 _____。
- 牛顿粘性定律表达式为 _____, 它适用于 _____ 流体呈 _____ 流动时。
- 开口 U 管压差计是基于 _____ 原理的测压装置, 它可以测量管流中 _____ 上的 _____ 或 _____。
- 流体在圆形直管内作滞流流动时的速度分布是 _____ 形曲线, 中心最大速度为平均速度的 _____ 倍。摩擦系数与 _____ 无关, 只随 _____ 加大而 _____。
- 流体在圆形直管内作湍流流动时, 摩擦系数 λ 是 _____ 函数, 若流动在阻力平方区, 则摩擦系数是 _____ 函数, 与 _____ 无关。
- 流体在管内作湍流流动时, 在管壁处速度为 _____。邻近管壁处存在 _____ 层, Re 值越大, 则该层厚度越 _____。
- 实际流体在直管内流过时, 各截面上的总机械能 _____ 守恒, 因实际流体流动时有 _____。
- 测速管测得的是管道中 _____ 速度, 孔板流量计测得的是 _____ 速度。可从 _____ 上直接读出被测流体的体积流量。
- 测速管和孔板流量计均属于 _____ 型流量计, 是用 _____ 来反映流量的。转子流量计属于 _____ 流量计, 是通过 _____ 来反映流量的。
- 涡流粘度 e _____ 物质的物理性质, 是 _____ 的函数。
- 流体在一段水平管中流过, 测得平均速度为 0.5 m/s, 压强降为 10 Pa, Re 为 1 000, 管中心线上速度为 _____ m/s。若平均速度增大到 1 m/s, 则压强降变为 _____ Pa。
- 写出流体在一段装有若干个管件的直管 l 中流过的总能量损失的通式 _____, 它的单位为 _____。

15. 不可压缩流体在由两种不同直径组装成的管路中流过时,流速与直径的关系为_____。

16. 局部阻力的计算方法有_____。

17. 理想流体在管道中流过时各截面上_____相等,它们是_____之和,每一种能量_____等,但可以_____。

18. 柏努利方程式是以 1 kg 不可压缩流体为基准推导出的,用于可压缩流体时的条件为_____。

二、选择题

1. 在法定计量单位制中,粘度的单位为()。

- A. cP B. P C. $\text{g}/(\text{cm}\cdot\text{s})$ D. $\text{Pa}\cdot\text{s}$

2. 在静止流体内部各点的静压强相等的必要条件是()。

- A. 同一种流体内部 B. 连通着的两种流体
C. 同一种连续流体 D. 同一水平面上,同一种连续的流体

3. 牛顿粘性定律适用于牛顿型流体,且流体()。

- A. 应作滞流流动 B. 应作湍流流动
C. 应作过渡流流动 D. 静止的

4. 湍流粘度 ϵ 是()。

- A. 流动情况的函数 B. 流体的物理性质
C. 湍流时流体的粘稠度 D. 内摩擦力大小的指标

5. 在一水平变径管道上,细管截面 A 及粗管截面 B 与 U 管压差计相连,当流体流过时压差计测量的是()。

- A. A、B 两截面间的总能量损失 B. A、B 两截面间的动能差
C. A、B 两截面间的局部阻力 D. A、B 两截面间的压强差

6. 直径为 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的细管逐渐扩到 $\phi 108 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 的粗管,若流体在细管内的流速为 4 m/s ,则在粗管内的流速为()。

- A. 2 m/s B. 1 m/s C. 0.5 m/s D. 0.25 m/s

7. 气体在直径不变的圆形管道内作等温定态流动,各截面上的()。

- A. 速度相等 B. 体积流量相等
C. 速度逐渐减小 D. 质量流速相等

8. 流速在阻力平方区流动时的摩擦阻力()。

- A. 不变 B. 随流速加大而加大
C. 与 $u^{1/25}$ 成比例 D. 与 u^2 成比例

9. 孔板流量计与测速管都是属于定节流面积的流量计,利用()来反映流量的。

- A. 变动的压强差 B. 动能差
C. 速度差 D. 摩擦阻力

10. 滞流和湍流的本质区别是()。

- A. 湍流的流速大于滞流的 B. 湍流的 Re 值大于滞流的
C. 滞流无径向脉动,湍流有径向脉动 D. 湍流时边界层较薄

11. 在阻力平方区内,摩擦系数 λ ()。

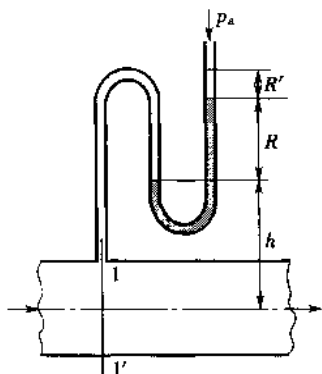
- A. 为常数,与 ϵ/d 、 Re 均无关 B. 随 Re 值加大而减小
C. 与 Re 值无关,是 ϵ/d 的函数 D. 是 Re 值与 ϵ/d 的函数

三、计算题

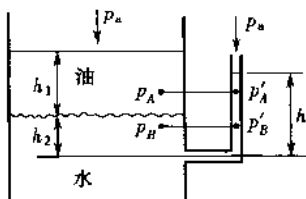
1. 苯和甲苯的混合蒸气可视为理想气体,其中含苯 0.60(体积分数)。试求 30°C 、 $102 \times 10^3 \text{ Pa}$ 绝对压强下该混合蒸气的平均密度。

2. 水在如本题附图所示的水平管内流过,于管道中 1—1' 截面上装有倒置与正置相串联的玻璃 U 形管测

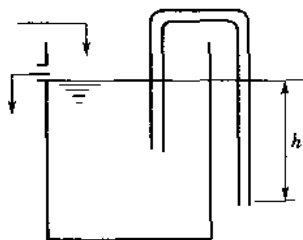
量 1—1' 面处的压强。倒置 U 型管中充满了水,正置 U 形管内以汞为指示剂,其上读数 R 为 250 mm,为了防止有毒的汞蒸气扩散至大气中,于 U 形管开口右支管的汞面上灌以 R' 为 20 mm 的水。U 形管内水与汞相连,其中无气泡。U 形管中较低的汞面与管中心线间的垂直距离 h 为 200 mm。求 1—1' 面的压强 p_1 。



习题 2 附图



习题 3 附图



习题 4 附图

3. 本题附图所示的开口容器内盛有密度 ρ_1 为 800 kg/m^3 的油与密度 ρ_2 为 1000 kg/m^3 的水,油水交界面至底部测压口中心的距离 h_2 为 600 mm,油层高度 h_1 为 700 mm。试求:

(1) 图中 p_A 及 p'_A 、 p_B 及 p'_B 分别为同一水平面上的压强,判断下列关系是否成立:

$$p_A = p'_A \text{ 及 } p_B = p'_B$$

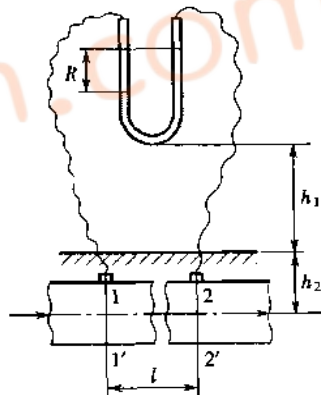
(2) 水在玻璃管内的高度 h_u 。

4. 如本题附图所示,用玻璃虹吸管将硫酸从贮槽中吸出,硫酸的液面恒定不变,液面距虹吸管出口的垂直距离为 0.4 m,求硫酸在出口管内侧的流速。

5. 如本题附图所示, $\phi 219 \text{ mm} \times 6 \text{ mm}$ 的水平输油管路于地下 h_2 为 500 mm 的深处,在相距 l 为 4000 mm 的 1—1' 及 2—2' 面处分别开有两个测压口,用软管与地面上的 U 形压差计相连,U 管内指示剂为水,其读数 R 为 200 mm。压差计弯管中心与地面垂直距离 h_1 为 1000 mm。油的密度 ρ_o 为 800 kg/m^3 ,取水的密度 $\rho_A = 1000 \text{ kg/m}^3$ 。油在管内流过时的摩擦系数 λ 为 0.04。求:

(1) 油在管道中的质量流量;

(2) 由于工作中需要知道 1—1' 截面上的表压强,如何在已有的装置上稍加变动即可测出。若数据够用,算出 1—1' 面的表压强;若不够,指出缺少的数据,并列式计算公式。

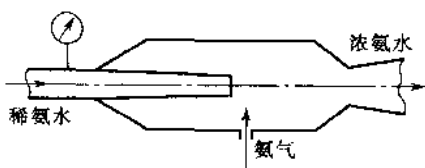


习题 5 附图

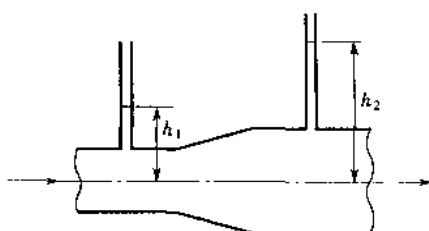
6. 合成氨工业的碳化工段操作中,采用本题附图所示的喷射泵制浓氨水。喷射泵主体为 $\phi 57 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ 的管子渐收缩成内径为 13 mm 的喷嘴。每小时将 $1 \times 10^4 \text{ kg}$ 的稀氨水连续送入,流至喷嘴处,因流速加大而压强降低将由中部送入的氨气吸入制成浓氨水。稀氨水性质与水近似,可取其密度为 1000 kg/m^3 。稀氨水进口管上压强表读数为 $1.52 \times 10^5 \text{ Pa}$,由压强表至喷嘴内侧的总摩擦阻力为 2 J/kg 。试求稀氨水在喷嘴内侧的压强。

7. 在定态条件下,水以 4 m/s 的速度进入直径由 100 mm 逐渐扩大至 200 mm 的渐扩管,如本题附图所示。细管与粗管的测压口分别与玻璃管相连,水在玻璃管内分别升高 h_1 及 h_2 。若 h_1 为 100 mm,求 h_2 的值。两测压口间的流动阻力可以不计。取水的密度为 1000 kg/m^3 。

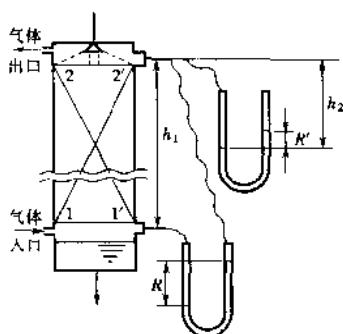
8. 在填料塔中用水洗去气体中微量氨气,如本题附图所示。以下方 U 管压差计测气体通过填料层的压



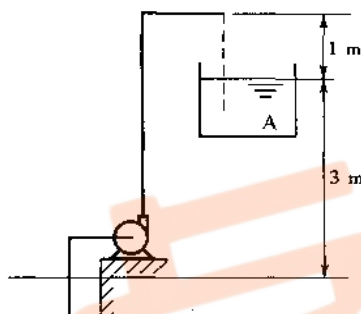
习题 6 附图



习题 7 附图



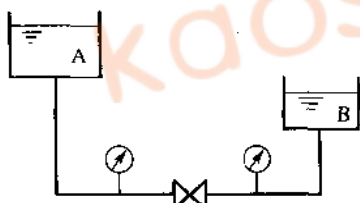
习题 8 附图



习题 9 附图

强差;用上方开口压差计测塔顶测压口截面上的压强。两压差计中均以水为指示剂。图中所标尺寸为 $h_1 = 6\,000\text{ mm}$ 、 $h_2 = 840\text{ mm}$ 、 $R = 230\text{ mm}$ 及 $R' = 21\text{ mm}$ 。流动可视为等温定态流动,流动过程中气体密度 ρ_g 可视为常数,为 1.21 kg/m^3 ,水的密度为 $1\,000\text{ kg/m}^3$ 。求气体通过填料层因克服摩擦阻力而引起的压强降 Δp_f 。

9. 用泵将湖水经内径为 100 mm 的钢管输送至岸上 A 槽内,如本题附图所示。湖面与 A 槽液面间的垂直距离为 3 m ,出口管高于液面 1 m 。输水量为 $60\text{ m}^3/\text{h}$ 。有人建议将输水管插入槽 A 的液面中,如图中虚线所示。从泵的轴功率角度来看,用计算结果说明哪种方案合理。数据:摩擦系数 $\lambda = 0.02$,包括一切局部阻力在内的管子总长度 $\Sigma l + \Sigma l_e = 50\text{ m}$,湖水密度 $\rho = 1\,000\text{ kg/m}^3$,泵的效率 $\eta = 0.8$,管子出口埋在液面下后设总长度变为 $\Sigma l + \Sigma l_e = 51.5\text{ m}$ 。



习题 10 附图

10. 粘度为 30 cP 、密度为 900 kg/m^3 的液体,自开口槽 A 经 $\phi 45\text{ mm} \times 2.5\text{ mm}$ 管道流至开口槽 B,两槽液面恒定。如本题附图所示,在水平管路上设置一个阀门,当阀门全关时,阀门前、后的压强表上分别指示压强为 $88.3 \times 10^3\text{ Pa}$ 及 $44.15 \times 10^3\text{ Pa}$ 。将阀门调至 $1/4$ 开度,流量为 $3.34\text{ m}^3/\text{h}$,阀门前、后管长分别为 50 m 及 20 m (包括一切局部阻力的当量长度)。试求阀门开度为 $1/4$ 时阀门的当量长度。摩擦系数计算式为

$$\text{滞流: } \lambda = \frac{64}{Re}$$

$$\text{光滑管湍流: } \lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$$

11. 如本题附图所示,用泵将河水经 $\phi 57\text{ mm} \times 3.5\text{ mm}$ 无缝钢管输至高位槽,高位槽中液面恒定。泵出口处装有压强表,设备相对位置示于附图中,包括一切局部阻力当量长度在内的管子总长度为:压强表前为 20 m ,压强表后为 80 m 。求流量为 $10\text{ m}^3/\text{h}$ 时:

(1) 泵的轴功率,效率为 0.8 ;

(2) 压强表上读数。

数据:

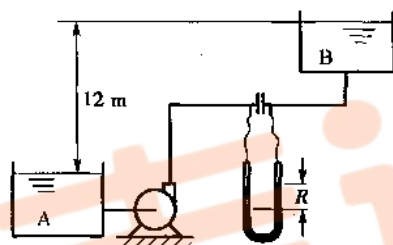
(1) $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$, $\mu = 1 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$

(2) 滞流 $\lambda = \frac{64}{Re}$

(3) 湍流光滑管 $\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$, 用于钢管时为了安全加大30%安全因素。

素。

12. 如本题附图所示, 用离心泵将贮槽 A 中的溶液送至高位槽 B。两槽液面恒定, 其间垂直距离为 12 m。在 $\phi 42 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的水平管上装有孔板流量计, 用角接取压法装置的 U 管压差计测量孔板两侧的压强差, 压差计中指示剂汞的读数 R 为 0.54 m。小孔直径 d_0 为 20 mm。不包括管子进、出口损失的全系统直管与管件的当量长度之和为 50 m。溶液密度为 1260 kg/m^3 , 粘度为 1 cP, 指示剂密度为 13600 kg/m^3 。流动时的摩擦系数 λ 为 0.0185。泵的效率为 0.8, 试求泵的轴功率。



习题 12 附图

13. 内径 d_1 为 100 mm 的垂直细管突然扩大至内径 d_2 为 200 mm 的粗管。在定态条件下, 水以 8 m/s 的流速从顶部进入而从底部排出。两管上的测压口与水银 U 管压差计相连, 两测压口间的垂直距离为 1.5 m, 其间直管摩擦阻力可以略去不计, 突然扩大阻力按下式计算:

$$h'_{t,e} = \left[1 - \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^2 \right]^2 \frac{u_1^2}{2}$$

式中: $h'_{t,e}$ ——突然扩大阻力, J/kg;

d_1 ——细管内径, m;

d_2 ——粗管内径, m;

u_1 ——水在细管内的流速, m/s。

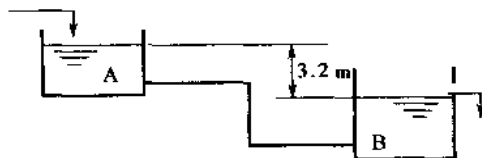
取水的密度 $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$, 汞的密度 $= 13600 \text{ kg/m}^3$ 。

试求:

(1) U 管压差计中指示剂液面哪一侧高?

(2) 压差计 R 的读数。

14. 在定态条件下, 密度为 800 kg/m^3 、粘度为 73 cP 的某种油品, 由 A 槽通过内径为 300 mm 的光滑管送往 B 槽, 两槽液面间的垂直距离为 3.2 m, 如附图所示。系统的直管长度与所有管件的当量长度之和为 150 m。求油品的体积流量。湍流光滑管 $\lambda = 0.3164 / Re^{0.25}$, 层流 $\lambda = 64 / Re$ 。提示: 先按湍流计算。



习题 14 附图

15. 本题附图为管壳式换热器示意图, 热、冷溶液在其中交换热量。已知换热器外壳内径为 600 mm, 其中装有 269 根 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的列管束。每小时有 $5 \times 10^4 \text{ kg}$ 冷流体在管束外侧流过, 已知该冷流体的平均密度为 810 kg/m^3 , 粘度为 $1.91 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。试求冷流体在管束外流过的流型。



习题 15 附图

16. 用泵将 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的苯从地下储罐送至高位槽, 流量为 $18\text{ m}^3/\text{h}$ 。高位槽液面比储罐液面高 10 m 。泵吸入管为 $\phi 89\text{ mm} \times 4\text{ mm}$ 的无缝钢管, 直管长为 15 m , 管路上装有一个底阀(可粗略地按旋启式止回阀全开时计)和一个标准弯头。泵排出管为 $\phi 57\text{ mm} \times 3.5\text{ mm}$ 的无缝钢管, 直管长度为 50 m , 管路上装有一个全开的闸阀、一个全开的截止阀和三个标准弯头。储罐及高位槽均与大气相通, 且两者的液面恒定。试求泵的轴功率, 泵的效率为 0.85% 。

1-2 流体输送机械

1-2-1 概述

1. 流体输送机械有何作用?

答:流体输送机械是一种对流体做功以提高流体机械能的装置。对一定的管路系统,需要由流体输送机械所提供的机械能可由柏努利方程式求得。若输送的是液体(对泵),则采用以单位重量(1 N)流体为换算基准的柏努利方程式:

$$H = \Delta z + \frac{\Delta u^2}{2g} + \frac{\Delta p}{\rho g} + H_f \quad (2-1)$$

当用泵送液体时,因动能项 $\Delta u^2/2g$ 一般可忽略,故液体输送机械的作用是提高液体的位能、静压能及克服管路的沿程阻力。

若输送的是气体(对通风机),则采用以单位体积(1 m^3)为衡算基准的柏努利方程式:

$$H_T = \rho g \Delta z + \rho \frac{\Delta u^2}{2} + \Delta p + \rho \sum h_f \quad (2-2)$$

在气体输送中,位风压 $\rho g \Delta z$ 一般可忽略,可见气体输送机械的作用是提高气体的压强、速度及克服管路沿程的阻力。

应注意流体输送机械可提供能量的高低决定于输送机械本身的类型、结构和操作条件,流体输送系统(管路)所需要的与输送机械可提供的能量,两者必须统一。

2. 流体输送机械如何分类?

答:流体输送机械按其工作原理主要可分为以下类型。

(1) 动力式(又称叶轮式或非正位移式)

它是利用高速旋轮的叶轮使流体获得能量。动力式又可分为离心式、轴流式和旋涡式输送机械。

(2) 容积式(又称正位移式)

它是利用活塞或转子的挤压作用使流体升压(获得能量)。容积式又可分为往复式和旋转式输送机械。

流体输送机械种类繁多,学习过程中注意它们的共性和个性及适用的场合。根据生产中被输送流体的种类(如气体或液体)、流体的性质、输送条件(如温度和压强)、输送流量及所需的能量等要求,来选择适宜的输送机械类型及型号。

3. 管路系统对输送机械有何要求?

答:生产中管路系统(体现为管路特性)对输送机械的要求有:

① 应满足工艺上对流量及能量(如压头、风压或压缩比)的要求;

- ②可适应物料的各种特性(如粘性、腐蚀性、含固体物体)的要求;
- ③操作高效;
- ④结构简单,操作方便。

1-2-2 离心泵

1. 简述离心泵的基本结构。

答:离心泵的基本部件是高速旋转的叶轮和固定的蜗牛形泵壳。泵壳中央的吸入口与吸入管路连接,吸入管路底部装有单向阀和滤网,泵壳的侧旁的排出口与装有调节阀的排出管路相连接。

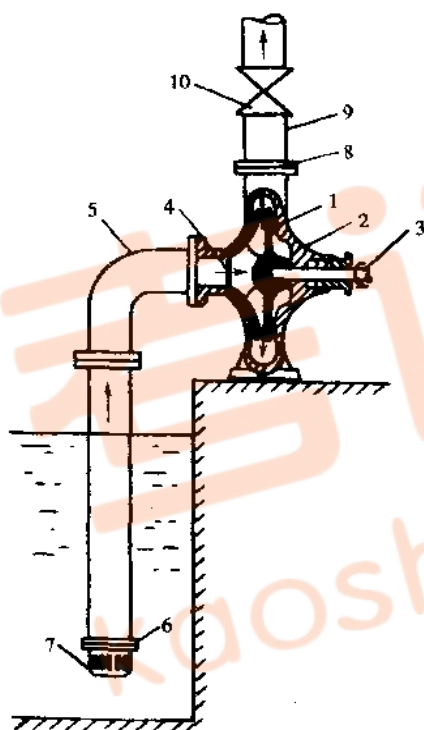


图 2-1 离心泵的装置简图

- 1—叶轮 2—泵壳 3—泵轴 4—吸入管
5—吸入管 6—单向底阀 7—滤网 8—排出口
9—排出管 10—调节阀

离心泵的装置如图 2-1 所示。

2. 简述离心泵的工作原理。

答:离心泵的工作原理是依靠高速旋转的叶轮,泵内液体在惯性离心力作用下自叶轮中心被甩向外周并获得能量,最终体现为液体静压能的增加。

围绕工作原理,应弄清以下概念。

①离心泵无自吸能力,泵在启动前要向泵壳内充满被输送的液体,吸入管安装单向底阀,防止液体泄漏,以避免发生气缚现象。

②泵启动后,叶轮内叶片间的液体也随之旋转,在惯性离心力作用下液体从叶轮中心被甩向外周并获得能量,静压能增高,流速增大。当液体离开叶轮进入泵壳后,由于泵壳中流道逐渐扩大,使液体减速,部分动能转化为静压能,最后液体以较高的压强从泵的排出口进入排出管路。

③当液体自叶轮中心被甩向外周的同时,叶轮中心形成低压区,在贮槽液面与叶轮中心间压强差的作用下,使液体被吸进叶轮中心。依靠叶轮的不断旋转,离心泵就能连续地吸入和排出液体。

④离心泵启动时,若泵内未充满液体而存在大量的空气,则由于空气的密度远小于液体的密度,叶轮旋转产生的惯性离心力很小,因而叶轮中心处形成的低压不足以造成吸入液体所需要的压强差,因此虽然启动离心泵也不能输送液体,这种现象称为气缚。

3. 离心泵叶轮有哪些作用、类型和适用场合?

答:叶轮是离心泵的关键部件,它是由若干弯曲叶片构成的。叶轮的作用是将原动机的机

械能直接传给液体,以提高液体的静压能和动压能(主要提高静压能)。叶轮是供能装置。

①按其机械结构可分为闭式、半闭式和开式叶轮三种。闭式叶轮宜用于输送清洁液体,因其效率较高,故一般离心泵多采用此类;半闭式叶轮适用于输送易沉淀或稍含有颗粒的物料,其效率较闭式叶轮的为低;开式叶轮适用于输送含有较多悬浮物的物料,其效率较低,且输送液体的压强也不高。

②按其吸液方式可分为单吸式和双吸式,如图 2-2 所示。单吸式结构简单,液体仅从一侧吸入;双吸式结构较复杂,液体同时从两侧吸入,具有较大的吸液能力。

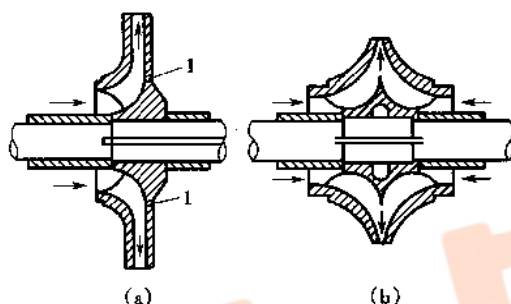


图 2-2 离心泵的吸液方式

(a)单吸式 (b)双吸式

③按叶片形状分为后弯叶片、径向叶片和前弯叶片,因后弯叶片可获得较高的静压能,故离心泵多采用后弯叶片。

4. 何谓轴向推力? 用什么方法平衡?

答:当闭式或半闭式叶轮运转时,离开叶轮的部分高压液体可漏入泵壳和叶轮之间的空腔中,因叶轮前侧吸入口处液体压强低,故液体作用于叶轮后、前侧的压力不等,便产生了指向叶轮吸入口侧的轴向推力。这种轴向推力导致叶轮向吸入口侧窜动,引起叶轮与泵壳间接触磨损,严重时造成泵的振动,破坏泵的正常运转。为了减小轴向推力,可在叶轮后盖板上钻若干小孔,这些小孔称为平衡孔,如图 2-2(a)中 1 所示。漏入叶轮后侧的部分高压液体经平衡孔漏回低压区,减小了叶轮两侧的压力差,因此平衡了部分轴向推力。平衡孔是最简单的平衡轴向推力的方法,但是也降低了泵的效率。

双吸式叶轮因同时从叶轮两侧吸入液体,故可基本上消除轴向推力。

5. 离心泵结构中哪些是转能部件?

答:叶轮上的后弯叶片、蜗牛形外壳及导轮均能提高动能向静压能的转换率,故它们可视为离心泵的转能部件。这是由于蜗壳和导轮都具有逐渐转向和扩大的流道,从而减少了能量损失,且使部分动能转换为静压能。

6. 何谓轴封? 常用的轴封装置有哪些?

答:泵壳和泵轴间的密封称为轴封。轴封的作用是防止高压液体从泵壳内沿轴漏出或空气漏入泵内。常用的轴封装置有填料密封和机械密封两种。填料密封装置简单,但耗功率大,

需经常维修,且不能完全避免泄漏,故不宜于输送易燃、易爆和有毒的液体。机械密封的密封性能好,功率消耗少,使用寿命长,但其造价高,安装维修也较麻烦,它适用于输送酸、碱、易燃、易爆及有毒的液体。

7. 离心泵基本方程有哪些表达式? 它们有何含义?

答:离心泵基本方程式是从理论上表述离心泵在理想情况(即叶轮中叶片数目为无限多、输送的是理想液体)下可能达到的最大压头与泵的结构、尺寸、转速及流量之间的关系。

离心泵基本方程有两种表达式。

(1) 离心泵的工作原理表达式

$$H_{T,\infty} = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + \frac{v_1^2 - v_2^2}{2g} + \frac{c_2^2 - c_1^2}{2g} \quad (2-3)$$

式 2-3 说明离心泵的压头由两部分组成,等式右边前两项代表液体流经叶轮后所增加的静压头,以 H_p 表示;等式右边最后一项代表液体流经叶轮后所增加的动能项,以 H_e 表示。

(2) 离心泵分析影响因素的表达式

$$H_{T,\infty} = \frac{u_2^2}{g} - \frac{u_2 \cot \beta_2}{g \pi D_2 b_2} Q_T \quad (2-4)$$

式 2-4 表示离心泵的理论压头与理论流量、叶轮转速和直径、叶片几何形式间的关系,分析如下:

①由式 2-4 可知,当 Q_T 和叶片几何尺寸(b_2 、 β_2)一定时,泵的理论压头随泵的转速、直径的增加而提高,此即泵的比例定律与切割定律的理论依据。

②叶片几何形状对理论压头的影响,根据叶片的弯曲方向,即叶片出口端流动角 β_2 的大小,可将叶片分为后弯叶片、径向叶片和前弯叶片三种,如图 2-3 所示。

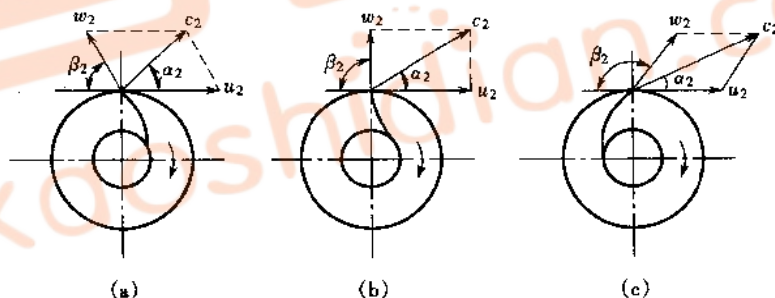


图 2-3 叶片形状和出口速度三角形

(a)后弯叶片 (b)径向叶片 (c)前弯叶片

对后弯叶片,因 $\beta_2 < 90^\circ$, $\cot \beta_2 > 0$,由式 2-4 可知,泵的理论压头随理论流量的增大而减小,这是离心泵的重要特性。

对后弯叶片, $H_{T,\infty} < \frac{u_2^2}{g}$ 。可见三种叶片中,后弯叶片所产生的理论压头最低,但实际上离心泵多采用后弯叶片,其原因是理论压头中所占的静压头较高,且可减少能量损失。

8. 离心泵的主要性能参数有哪些？各自的定义、单位是什么？

答：离心泵的主要性能参数有流量 Q 、压头 H 、效率 η 和轴功率 N ，分述如下。

①离心泵的流量是指单位时间内泵排送到管路系统的液体体积，常用单位为 m^3/s 或 m^3/h 。

Q 的大小与泵的结构、尺寸（主要是叶轮直径和宽度）及转速等有关，同时还受管路特性所影响。

②离心泵的压头又称扬程，它是指离心泵对单位重量（1 N）液体所提供的有效能量，单位为 m 。

H 的大小与泵的结构、尺寸、转速及流量有关。 H 值通常在特定转速下用 20℃ 清水为介质实验测定得到的。见例 2-1。

③离心泵的效率反映泵中的容积损失、水力损失和机械损失三项能量损失的总影响，称总效率。

η 与离心泵的类型、尺寸、加工精度、液体流量和物性等因素有关。一般小型泵的 η 为 50%~70%，大型泵的 η 可达 90%。

④离心泵的轴功率 N 是指泵轴所需的功率，其单位为 W 或 kW。当泵用电动机直接驱动时，它就是电动机传给泵轴的功率，其值可用实验测定。离心泵的有效功率 N_e 是指液体在单位时间内从叶轮获得的能量，故可表示为

$$N_e = HgQ\rho \quad (2-5)$$

因泵内存在三项能量损失，轴功率必大于有效功率，两者关系为

$$N = \frac{N_e}{1000\eta} = \frac{HQ\rho}{102\eta} \quad (2-6)$$

注意上式中 N 的单位为 kW。

9. 离心泵的特性曲线如何测定？它们有何共同性？

答：离心泵的特性曲线表示泵的压头 H 、轴功率 N 、效率 η 与流量 Q 之间关系的曲线，如图 2-4 所示。特性曲线是对特定的离心泵在固定转速下用 20℃ 清水于常压下实验测定得到的。实验装置和方法见例 2-1。

各种型号的离心泵都有其独有的特性曲线，但都由 $H-Q$ 、 $N-Q$ 及 $\eta-Q$ 三条曲线组成，并具有以下共同性：

①离心泵的压头一般随流量增加而下降（在流量极低时可能有例外），这是离心泵的一个重要特性。

②离心泵的轴功率在流量为零时为最小（注意不为零），随流量增大而上升。故在启动离心泵时，应关闭泵的出口阀，以减小启动电流和保护电动机。待转动正常后再开启出口阀，调节流量。停泵时先关闭出口阀是为防止高压液体倒流损坏叶轮。

③当流量为零时，离心泵的效率为零，随着流量增大，泵的效率出现一极大值。表明泵在某一流量下有一最高效率，称为设计点。泵应尽可能在高效区内工作。

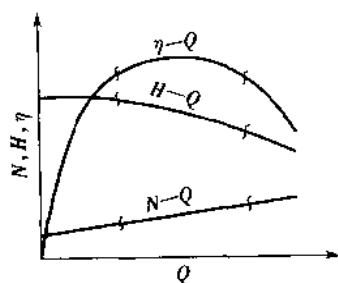
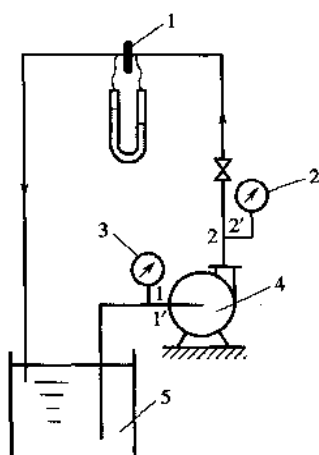


图 2-4 离心泵的特性曲线



例 2-1 附图

1—流量计 2—压强表 3—真空表
4—离心泵 5—贮槽

【例 2-1】离心泵的实验装置如本例附图所示。泵的吸入管内径为 0.12 m, 排出管内径为 0.1 m, 两测压口间垂直距离为 0.4 m。泵的转速为 2 900 r/min, 以 20 °C 水为介质于常压下测得以下一组数据: 流量为 50 m³/h, 泵入口处真空表读数为 2.5×10^4 Pa, 泵出口处压强表读数为 2.2×10^5 Pa, 功率表测得电动机所耗功率为 5.5 kW, 泵由电动机直接带动, 电动机效率可取为 95%。试求该泵在输送条件的压头、轴功率和效率。

解: 通过本例应掌握离心泵性能的实验装置和测定方法。求解本题的关键是掌握离心泵性能参数的概念及计算方法, 并运用柏努利方程和连续性方程。

(1) 泵的压头

在真空表所在的截面 1—1' 和压强表所在截面 2—2' 间列柏努利方程, 即

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + H_{f,1-2}$$

其中 $z_2 - z_1 = 0.4$ m

$$p_1 = -2.5 \times 10^4 \text{ Pa (表压)}$$

$$p_2 = 2.2 \times 10^5 \text{ Pa (表压)}$$

$$u_1 = \frac{4V}{\pi d_1^2} = \frac{4 \times 50}{\pi \times 0.12^2 \times 3600} = 0.97 \text{ m/s}$$

u_2 由连续性方程求得, 即

$$u_2 = u_1 \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^2 = 0.97 \times \left(\frac{0.12}{0.1} \right)^2 = 1.4 \text{ m/s}$$

因两测压口间的距离较短, 其间的流动阻力可忽略不计, 即 $H_{f,1-2} \approx 0$ 。

$$\text{故 } H = 0.4 + \frac{2.5 \times 10^4 + 2.2 \times 10^5}{1000 \times 9.81} + \frac{1.4^2 - 0.97^2}{2 \times 9.81} = 25.4 \text{ m}$$

(2) 轴功率

因功率表测得的功率为电动机的输入功率, 于是电动机的输出功率为

$$\text{电动机输入功率} \times \text{电动机效率} = 5.5 \times 0.95 = 5.23 \text{ kW}$$

因泵由电动机直接带动, 故电动机输出功率等于泵的轴功率, 即

$$N = 5.23 \text{ kW}$$

(3) 效率

η 可由下式计算, 即

$$\eta = \frac{QH\rho}{102N} = \frac{50 \times 25.4 \times 1000}{3600 \times 102 \times 5.23} = 0.66 = 66\%$$

在本实验中, 若改变出口阀的开度, 测出不同流量下的有关数据, 重复上述计算, 即可得到一系列的 Q 、 H 、 N 和 η 值, 并将 $H-Q$ 、 $N-Q$ 及 $\eta-Q$ 关系标绘于坐标图上, 即可得到该泵在一定转速下的特性曲线。

10. 影响离心泵的性能因素有哪些? 如何进行换算?

答: 影响离心泵的性能因素包括流体的物性、泵的结构和尺寸、泵的转速等。当某一因素发生变化时, 泵的性能随之改变, 应进行性能换算。分析如下:

(1) 液体密度的影响

离心泵的流量、压头均与液体密度无关, 效率也基本上不随液体密度而改变, 因而当被输送液体的密度发生变化时, $H-Q$ 、 $\eta-Q$ 曲线基本不变, 但泵的轴功率与液体密度成正比, 需

用式 2-6 重新计算,并标绘新的 $N-Q$ 曲线。

(2)粘度的影响

当被输送液体的粘度大于常温水的粘度时,则液体通过叶轮和泵壳的流动阻力增大,导致泵的流量、压头都要减小,效率下降,而轴功率增大,泵的特性曲线均发生变化。

一般当运动粘度 ν 大于 $2 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ 时,离心泵的性能需用粘度系数换算图进行换算。

(3)转速的影响

由离心泵基本方程式可知,当泵的转速改变时,泵的流量、压头随之发生变化,并引起功率和效率相应改变。当液体的粘度不大,且设泵的效率基本上不变时,不同转速下泵的压头、流量、功率与转速的近似关系为

$$\begin{aligned}\frac{Q_1}{Q_2} &= \frac{n_1}{n_2} \\ \frac{H_1}{H_2} &= \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2 \\ \frac{N_1}{N_2} &= \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3\end{aligned}\quad (2-7)$$

(4)离心泵叶轮直径的影响

当离心泵的转速一定时,其流量、压头与叶轮直径有关。对于同一型号的泵,换用直径较小的叶轮,而其他尺寸不变,此时泵的流量、压头与叶轮直径之间的近似关系为

$$\begin{aligned}\frac{Q'}{Q} &= \frac{D'_2}{D_2} \\ \frac{H'}{H} &= \left(\frac{D'_2}{D_2}\right)^2 \\ \frac{N'}{N} &= \left(\frac{D'_2}{D_2}\right)^3\end{aligned}\quad (2-8)$$

【例 2-2】某离心泵在转速为 1450 r/min 下测得流量为 $65 \text{ m}^3/\text{h}$ 、压头为 60 m ,若将转速调节为 1200 r/min ,试估算此时泵的流量和压头。

解:离心泵的转速改变时,其性能可用比例定律估算,即

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{n_2}{n_1}\right) = 65 \times \left(\frac{1200}{1450}\right) = 53.8 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{和} \quad H_2 = H_1 \left(\frac{n_2}{n_1}\right)^2 = 60 \times \left(\frac{1200}{1450}\right)^2 = 41.1 \text{ m}$$

本题转速变化小于 20%,故可用比例定律。计算结果表明,转速降低,泵的流量减小,压头下降。

11. 何谓离心泵的气蚀现象? 有何危害? 如何防止发生气蚀?

答:气蚀是离心泵特有的一种现象。当叶轮入口附近液体的静压强等于或低于输送温度下液体饱和蒸气压时,液体将在此部分气化,产生气泡。含气泡的液体进入叶轮高压区后,气泡就急剧凝结或破裂。因气泡的消失产生局部真空,周围的液体以极高的速度流向原气泡占据的空间,产生了极大的局部冲击压力。在这种巨大冲击力的反复作用下,导致泵壳和叶轮被损坏。这种现象称为气蚀。气蚀具有以下危害性。

①离心泵的性能下降。泵的流量、压头和效率均降低。若生成大量气泡,则可能出现气缚

现象,迫使离心泵停止工作。

②产生噪声和振动,影响泵的正常工作和工作环境。

③泵壳和叶轮的材料遭受损坏,降低了泵的使用寿命。

气蚀发生的原因是叶轮吸入口附近液体静压强低于某值所致。而造成该处压强过低的原因诸多,如泵的安装高度超过允许值、泵送液体温度过高、吸入管路局部阻力过大等。为避免发生气蚀,就应设法使叶轮入口附近的压强低于输送温度下液体的饱和蒸气压。通常,根据泵的抗气蚀性能,合理地确定泵的安装高度,是防止气蚀发生的有效措施。

12. 为什么气蚀余量是离心泵的抗气蚀性能? 如何测定气蚀余量?

答:离心泵内发生气蚀的临界条件是叶轮入口附近(假设为截面 $k-k'$) 的最低压强等于液体的饱和蒸气压 p_v , 此时相应泵入口处(截面 $1-1'$) 的压强必等于某一确定的最小值 $p_{1,\min}$ 。若在泵入口 $1-1'$ 和叶轮入口附近 $k-k'$ 两截面间列柏努利方程式,可得

$$\frac{p_{1,\min}}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = \frac{p_v}{\rho g} + \frac{u_k^2}{2g} + H_{t,1-k} \quad (2-9)$$

根据气蚀余量定义式和上式,可得

$$(NSPH)_c = \frac{p_{1,\min} - p_v}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = \frac{u_k^2}{2g} + H_{t,1-k} \quad (2-10)$$

上式中 $(NSPH)_c$ 称为临界气蚀余量,也可用符号 Δh_c 表示。由式 2-10 可知,当流量一定及流体流动进入阻力平方区时,气蚀余量仅与泵的结构及尺寸有关,因此它是离心泵的抗气蚀性能参数。

$(NSPH)_c$ 由泵制造厂通过实验测定。实验方法是在一固定流量下,通过关小泵吸入管路的阀门,逐渐降低 p_1 ,直至泵内恰好发生气蚀(以泵的压头较正常值下降3%作为发生气蚀的依据)时测得相应的 $p_{1,\min}$,然后按式 2-10 即可计算出该流量下泵的临界气蚀余量。 $(NSPH)_c$ 随流量增加而加大。

应予指出,为确保离心泵的正常操作,将所测得的临界气蚀余量加上一定的安全量,称为必需的气蚀余量,记为 $(NSPH)_e$ 。在离心泵样本性能表中给出的是必需气蚀余量 $(NSPH)_e$ 。

13. 何谓离心泵的允许吸上真空度? 它与气蚀余量有何关系?

答:离心泵允许吸上真空度的定义式为

$$H'_s = \frac{p_a - p_1}{\rho g} \quad (2-11)$$

应注意上式中 p_1 为避免气蚀发生时的最低压强。

H'_s 值的大小与离心泵的结构、流量、被输送液体的性质及当地大气压等因素有关。它也是通过实验测得的,并列在泵样本的性能表中。允许吸上真空度实验是在大气压为 98.1 kPa (10 mH₂O) 下、以 20 °C 清水为介质进行的。因此若操作条件与上述实验条件不同时,应按式换算:

$$H_s = \left[H'_s + (H_s - 10) - \left(\frac{p_v}{9.81 \times 10^3} - 0.24 \right) \right] \times \frac{1000}{\rho} \quad (2-12)$$

离心泵的允许吸上真空度与气蚀余量都是离心泵的抗气蚀性能参数,表示离心泵抗气蚀

性能的优劣,可根据具体情况选用。两者的关系可用下式表示:

$$H'_s = \frac{p_a - p_v}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - (NSPH) \quad (2-13)$$

14. 如何确定离心泵的安装高度?

答:如图 2-5 所示,于贮槽液面 0—0' 和泵入口处 1—1' 两截面间列柏努利方程式,可得

$$H_g = \frac{p_a - p_1}{\rho g} - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f,0-1} \quad (2-14)$$

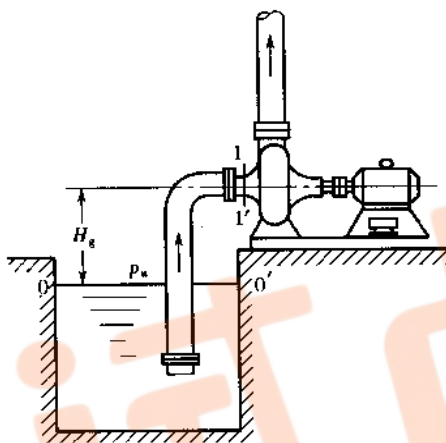


图 2-5 离心泵的吸液示意图

若已知离心泵的必需气蚀余量,则由式 2-10 和式 2-14 可得

$$H_g = \frac{p_a - p_v}{\rho g} - (NSPH)_r - H_{f,0-1} \quad (2-15)$$

若已知离心泵的允许吸上真空度,则由式 2-11 和式 2-14 可得

$$H_g = H'_s - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f,0-1} \quad (2-16)$$

由式 2-15 或式 2-16 求得的 H_g 为允许安装高度。通常,为安全起见,离心泵的实际安装高度比允许安装高度低 0.5 ~ 1 m。

[例 2-3] 假设在例 2-1 离心泵实验装置中,该流量下测得泵入口真空度为 70 kPa 时刚出现气蚀,试求气蚀余量 $NSPH$ 和允许吸上真空度 H'_s 。

当地大气压为 98.1 kPa, 20 °C 时水的饱和蒸气压为 2.238 kPa。

解:由例 2-1 查得有关数据:

$$u_1 = 0.97 \text{ m/s}$$

根据定义分别计算 $NSPH$ 及 H'_s 值。计算中要注意表压(真空度)与绝压的关系。

(1) 气蚀余量 $NSPH$

$$NSPH = \frac{p_1 - p_v}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g}$$

其中 $p_1 = p_a - p_{\text{真空度}} = 98.1 - 70 = 28.1 \text{ kPa}$

故 $NSPH = \frac{(28.1 - 2.238) \times 10^3}{1000 \times 9.81} + \frac{0.97^2}{2 \times 9.81} = 2.68 \text{ m}$

(2) 允许吸上真空度 H'_s

$$H'_s = \frac{p_a - p_v}{\rho g} = \frac{70 \times 10^3}{1000 \times 9.81} = 7.14 \text{ m}$$

通过本题目的计算,可加深理解气蚀余量和允许吸上真空度的概念。

【例 2-4】用 3B33A 型离心泵从敞口水槽中将水输送到他处,槽内液面恒定。输水量为 $35 \sim 45 \text{ m}^3/\text{h}$ 。在最大流量下吸入管路的压头损失为 1.2 m ,动压头可忽略。试求:

(1) 输送 20°C 水时泵的安装高度;

(2) 输送 70°C 水时泵的安装高度。

当地大气压为 98.1 kPa 。输水量范围内泵的允许吸上真空度为 6.4 m 和 5.0 m 。

解:为保证泵的正常运行,以最大流量为计算安装高度的依据,即取 $H'_s = 5.0 \text{ m}$ 。

(1) 输送 20°C 清水泵的安装高度

由于当地大气压为 98.1 kPa ,与实验条件相符,故可用下式计算:

$$H_g = H'_s - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f,0-1}$$

由题意知: $H_{f,0-1} = 1.2 \text{ m}$ 及 $\frac{u^2}{2g} = 0$ $H'_s = 5.0 \text{ m}$

故 $H_g = 5 - 1.2 = 3.8 \text{ m}$

为安全起见,离心泵的安装高度应小于 3.8 m 。

(2) 输送 70°C 清水时泵的安装高度

因本题输送 70°C 清水,故应对 H'_s 值按下式进行修正:

$$H'_s = \left[H'_s + (H_s - 10) - \left(\frac{p_v}{9.81 \times 10^3} - 0.24 \right) \right] \times \frac{1000}{\rho}$$

其中 $H'_s = 5.0 \text{ m}$ $H_s = 98.1 \text{ kPa} = 10 \text{ m H}_2\text{O}$

清水于 70°C 下的饱和蒸气压和密度为 $p_v = 3.1164 \times 10^4 \text{ Pa}$ 及 $\rho = 978 \text{ kg/m}^3$,

则 $H'_s = \left[5.0 + (10 - 10) - \left(\frac{3.1164 \times 10^4}{9.81 \times 10^3} - 0.24 \right) \right] \times \frac{1000}{978} = 2.11 \text{ m}$

离心泵允许安装高度按下式计算:

$$H_g = H'_s - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f,0-1} = 2.11 - 0 - 1.2 = 0.9 \text{ m}$$

为安全起见,离心泵的实际安装高度应低于 0.9 m 。

由上面计算可知,输送液体的温度愈高,泵的安装高度愈低。

求解本题时应注意,为保证离心泵的正常运行,以操作中最大流量为计算泵安装高度的依据。

【例 2-5】用某离心油泵从贮槽抽液态异丁烷至反应器,贮槽液面恒定,液面上方压强为 660 kPa (绝压),泵安装于贮槽液面以下 1.6 m 处。吸入管路的压头损失为 1.6 m 。输送条件下异丁烷的密度为 530 kg/m^3 ,饱和蒸气压为 645 kPa ,输送流量下泵的气蚀余量为 3.5 m 。试分析该泵能否正常操作。

解:本题的实质是核算离心泵的安装高度是否合适,即对目前的安装高度能否避免发生气蚀现象。

因已知泵的气蚀余量,故可按下式计算泵的安装高度,即

$$H_g = \frac{p_a}{\rho g} - \frac{p_v}{\rho g} - NSPH - H_{f,0-1}$$

其中: $p_a = 660 \text{ kPa}$ $p_v = 645 \text{ kPa}$

$NSPH = 3.5 \text{ m}$ $H_{f,0-1} = 1.6 \text{ m}$

则 $H_g = \frac{(660 - 645) \times 10^3}{530 \times 9.81} - 3.5 - 1.6 = -2.2 \text{ m}$

已知泵的实际安装高度为 -1.6 m ,大于允许安装高度,即表明泵的实际安装高度偏高,可能发生气蚀现

象,故该泵不能正常操作。

讨论:当输送温度较高或其沸点较低的液体时,由于液体的饱和蒸气压较高,应特别注意离心泵安装高度的确定。实际上凡输送高温或低沸点液体,一般都将泵安装在液面之下,称之为“倒灌”。并在管路设计中尽量减小吸入管路的压头损失,通常可采用选用较大的吸入管径、减少管路上的管件、缩短吸入管的长度等措施。

15. 为什么要了解管路特性? 怎样表达管路特性?

答:离心泵总是安装在特定的管路中运行的,泵在实际工作中的流量和压头等不仅取决于离心泵的特性,而且还与管路特性有关。两者必须统一,并使泵在高效下运行,完成流体输送任务。

管路特性可用管路特性方程和管路特性曲线来表达,表示管路中流量(或流速)与压头的关系。例如对图 2-6 所示的管路系统,若贮槽和高位槽两液面维持恒定,则泵对单位重量(1 N)液体提供的能量为

$$H_e = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + H_f \quad (2-17)$$

对一定操作条件下的特定管路,若输送管路直径均一,且流体流动已进入阻力平方区,则式 2-17 可写为

$$H_e = K + BQ_e^2 \quad (2-18)$$

其中 $K = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g}$ $B = \left(\frac{8}{\pi^2 g} \right) \left(\lambda \frac{L + L_e}{d^5} + \frac{\sum \xi}{d^4} \right)$

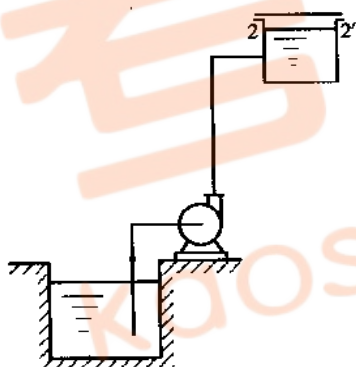


图 2-6 管路输送系统示意图

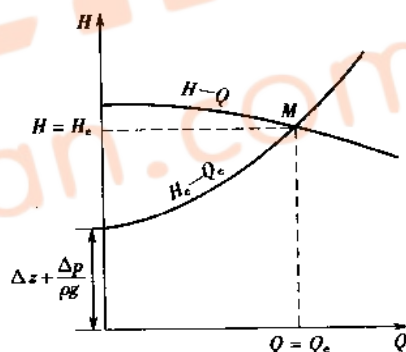


图 2-7 管路特性曲线与泵的工作点

式 2-18 称为管路特性方程。若将此关系方程标绘在相应的坐标图上(通常与离心泵的 $H-Q$ 曲线绘在一起),即可得到如图 2-7 所示的 H_e-Q_e 曲线,这条曲线称为管路特性曲线。此曲线的形状由管路布置和流量等条件来确定,而与泵的性能无关。

【例 2-6】如图 2-6 所示的管路系统,用离心泵从贮槽向密闭高位槽输送清水,两槽液面恒定。两槽液面间垂直距离为 15 m,管径为 $\phi 102 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$,管长(包括流动系统所有局部阻力的当量长度)为 120 m,密闭高位槽内表压强为 $9.81 \times 10^4 \text{ Pa}$,流动在阻力平方区,摩擦系数为 0.015,流量为 $40 \text{ m}^3/\text{h}$ 。试求:

(1) 管路的特性方程式;

(2) 泵的升扬高度与扬程(压头)。

解:本题是讨论管路系统对泵提出的要求,其中流量和压头是选泵的依据。

(1) 管路特性方程

管路特性方程由式 2-18 求得, 即

$$H_e = K + BQ_e^2$$

其中 $K = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} = 15 + \frac{9.81 \times 10^4}{9.81 \times 10^3} = 25 \text{ m}$

$$B = \left(\lambda \frac{L + L_e}{d} + \sum \xi \right) \frac{8}{\pi^2 d^5 g} = 0.015 \times \frac{120}{0.094} \times \frac{8}{\pi^2 \times 0.094^4 \times 9.81} = 2.027 \times 10^4 \text{ s}^2/\text{m}^5$$

则 $H_e = 25 + 2.027 \times 10^4 Q_e^2$ (Q_e 单位为 m^3/s)

(2) 泵的扬程和扬程

泵的扬程高度即为两液面位差, 即

$$\Delta z = 15 \text{ m}$$

泵的扬程可由管路特性方程求得, 即

$$H = 25 + 2.027 \times 10^4 \times \left(\frac{40}{3600} \right)^2 = 27.7 \text{ m}$$

应注意, 泵的扬程和扬程高度是不同的, 扬程高度包含在扬程中。

16. 何谓离心泵的工作点?

答: 离心泵在管路中运行时, 泵所提供的流量和压头与管路需要的数值应一致。此时, 安装于管路中的离心泵必须同时满足管路特性方程与泵的特性方程, 即

管路特性方程 $H_e = K + BQ_e^2$

泵特性方程 $H = f(Q)$

联解上述两方程, 得到的解即为泵的工作点。或将泵的特性曲线 $H-Q$ 与管路的特性曲线 H_e-Q_e 标绘在同一图上, 两曲线的交点 M 即为离心泵在该管路上的工作点, 如图 2-7 所示。对选定的离心泵, 以一定的转速在该特定的管路中运行时, 只能在 M 点工作, 此时 $Q = Q_e$, $H = H_e$ 。

【例 2-7】某离心泵的特性曲线可用以下方程表示: $H = 25 - 2.0Q^2$ (式中 H 单位为 m , Q 单位为 m^3/min)。若用该泵将 20°C 水从贮槽输送到某设备, 已知管路系统中位压头和静压头之和 ($\Delta z + \Delta p/\rho g$) 为 20 m , 输送管路直径为 $\phi 140 \text{ mm} \times 5 \text{ mm}$, 管路总长为 150 m (包括所有管部阻力的当量长度, 但调节阀为全开), 流动摩擦系数为定值, 可取为 0.02 。试求离心泵运行时的流量和压头。

解: 确定泵在运行时的流量和压头, 实际上要求该泵在该管路上的工作点, 泵的工作点可由泵的特性曲线方程和管路特性曲线方程联解求得。

依管路输送系统和条件, 可写出管路特性方程, 即

$$H_e = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{8\lambda}{\pi^2 g} \left(\frac{L + L_e}{d^5} \right) \left(\frac{Q_e}{60} \right)^2 = 20 + \frac{8 \times 0.02}{\pi^2 \times 9.81} \times \frac{150}{0.13^3} \left(\frac{Q_e}{60} \right)^2 = 20 + 1.86Q_e^2 \quad (1)$$

离心泵特性方程为

$$H = 25 - 2.0Q^2 \quad (2)$$

联立以上两方程, 可求得泵工作点下的流量和压头为

$$Q = 1.138 \text{ m}^3/\text{min} = 68.3 \text{ m}^3/\text{h} \quad H = 22.4 \text{ m}$$

求解本题时要注意两特性方程中流量的单位, 两者必须一致。

17. 离心泵有哪几种流量调节方法? 各有何优缺点?

答: 通常, 离心泵可提供的流量和压头与管路中要求的不完全一致或由于生产任务发生变

化等都需要对泵进行流量调节,实质上是改变泵的工作点。由于工作点是由泵及管路特性共同决定的,因此改变任一特性均可达到流量调节的目的。

(1) 改变阀门开度,以改变管路特性

改变泵出口阀门的开度,便可改变管路特性方程式 2-18 中的 B 值,使管路特性曲线发生变化。例如,关小阀门,使 B 值变大,管路特性曲线变陡,使流量变小,如图 2-8 中曲线 1 所示;反之,开大阀门则流量变大,如图 2-8 中曲线 2 所示。

采用阀门调节流量,其优点是快速简便,流量可连续变化,应用广泛。其缺点是关小阀门时管路阻力增加,需消耗额外的能量,且在调节幅度较大时,使泵不在高效区工作,效率下降。

(2) 改变泵的转速,以改变泵的特性曲线

根据离心泵的比例定律,改变泵的转速可改变离心泵的特性曲线,可达到调节流量的目的。改变泵转速时工作点的变化如图 2-9 所示,图中 $n_1 > n > n_2$ 。由图可见工作点的流量随转速降低而减小。这种调节方法消耗能量较少,但需变速装置,且难以达到连续地调节流量,故生产上很少采用。

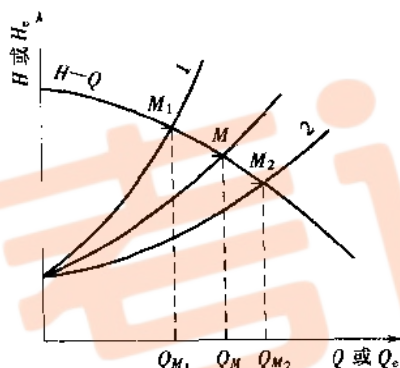


图 2-8 改变阀门开度时工作点的变化

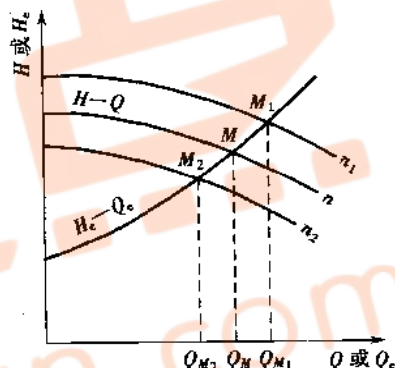


图 2-9 改变泵转速时工作点的变化

【例 2-8】对例 2-7 中的管路输送系统,若将调节阀关小,使工作点的流量变至 $60 \text{ m}^3/\text{h}$,试求:

- (1) 因关小阀门需多消耗的压头, m ;
- (2) 关小阀门后的管路特性方程。

解: (1) 关小阀门多消耗的压头

由离心泵特性方程求得工作点下的压头,即

$$H = 25 - 2.0Q^2 = 25 - 2.0 \times \left(\frac{60}{60}\right)^2 = 23 \text{ m}$$

在流量为 $60 \text{ m}^3/\text{h}$ 时原管路所要求的压头为

$$H_c = 20 + 1.86Q_c^2 = 20 + 1.86 \times \left(\frac{60}{60}\right)^2 = 21.86 \text{ m}$$

故关小阀门多耗压头为

$$\Delta H = H - H_c = 23 - 21.86 = 1.14 \text{ m}$$

- (2) 关小阀门后的管路特性方程

管路特性方程通式为

$$H_c = K + BQ_c^2$$

在本例条件下, K (即 $\Delta z + \Delta p / \rho g$) 不发生变化, 而 B 值因关小阀门而变大。关小阀门后离心泵特性不变, 前已求得当流量为 $60 \text{ m}^3/\text{min}$ 时泵的压头为 23 m , 将上面的 K 、 Q 、 H 值代入管路特性方程, 即

$$23 = 20 + B \left(\frac{60}{60} \right)^2$$

得 $B = 3$

故关小阀门后管路特性方程为

$$H_c = 20 + 3Q^2$$

解题时注意阀门开度变化时仅改变管路特性, 阀门关小则 B 值变大, 对同一流量下压头也变大。但是离心泵的特性方程(曲线)是不变的。

18. 如何选择离心泵?

答: 一般离心泵的选择步骤如下。

①根据输送液体的性质和操作条件, 确定离心泵的类型。

②确定输送系统的流量和压头。液体流量通常由生产任务规定, 若流量有一波动范围, 应按最大流量计。根据管路布置和条件, 利用柏努利方程式计算压头。

③选择泵的型号。根据管路所要求的流量和压头, 从泵样本中选择合适的型号, 即该型号泵可提供的流量和压头应稍大于管路需要的流量和压头, 且应在泵的高效区下工作。泵的型号选定后, 应列出该泵的性能参数。

为了选泵方便, 在泵的样本中附有离心泵的系列特性曲线, 即将同一类型的各种型号泵中与高效区相对应的一段 $H-Q$ 曲线标绘在同一图上。图 2-10 所示是 IS 型泵的系列特性曲线图。图中曲线上的点表示泵效率最高时的性能。

④核算泵的轴功率。若输送液体的密度大于水的密度, 则要核算泵的轴功率。

⑤确定离心泵的安装高度。

【例 2-9】若输水管路系统要求流量为 $100 \text{ m}^3/\text{h}$ 、压头为 18 m , 试选择一台合适的离心泵。再求该泵实际运行时所需轴功率及因阀门调节流量而多消耗的轴功率。

解: (1) 泵的型号

由于输送清水, 故选择 IS 型离心水泵。根据 $Q_c = 100 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $H_c = 18 \text{ m}$, 在 IS 型离心水泵的系列特性曲线图上标出相应的点, 因该点在标有 IS 100-80-125 型泵弧线下方, 故可选用 IS 100-80-125 型水泵, 转速为 2900 r/min , 并可查得该泵性能如下:

$$Q = 100 \text{ m}^3/\text{h}, H = 20 \text{ m}, N = 7 \text{ kW}, \eta = 78\%, \Delta h = 4.5 \text{ m}$$

(2) 该泵实际运行时所需轴功率

它实际上是泵工作点所对应的轴功率, 即当 $Q = 100 \text{ m}^3/\text{h}$ 时, $N = 7 \text{ kW}$ 。

(3) 用阀门调节流量多消耗的功率

由于用阀门调节流量多消耗的压头为

$$\Delta H = 20 - 18 = 2 \text{ m}$$

故多消耗的轴功率为

$$\Delta N = \frac{\Delta H Q \rho g}{\eta} = \frac{2 \times 100 \times 1000 \times 9.81}{3600 \times 0.78 \times 1000} = 0.699 \text{ kW}$$

解本题时应掌握选泵原则, 即泵可提供的流量和压头应稍大于(或等于)管路所需要的流量和压头。泵在特定管路上必定在工作点下操作。

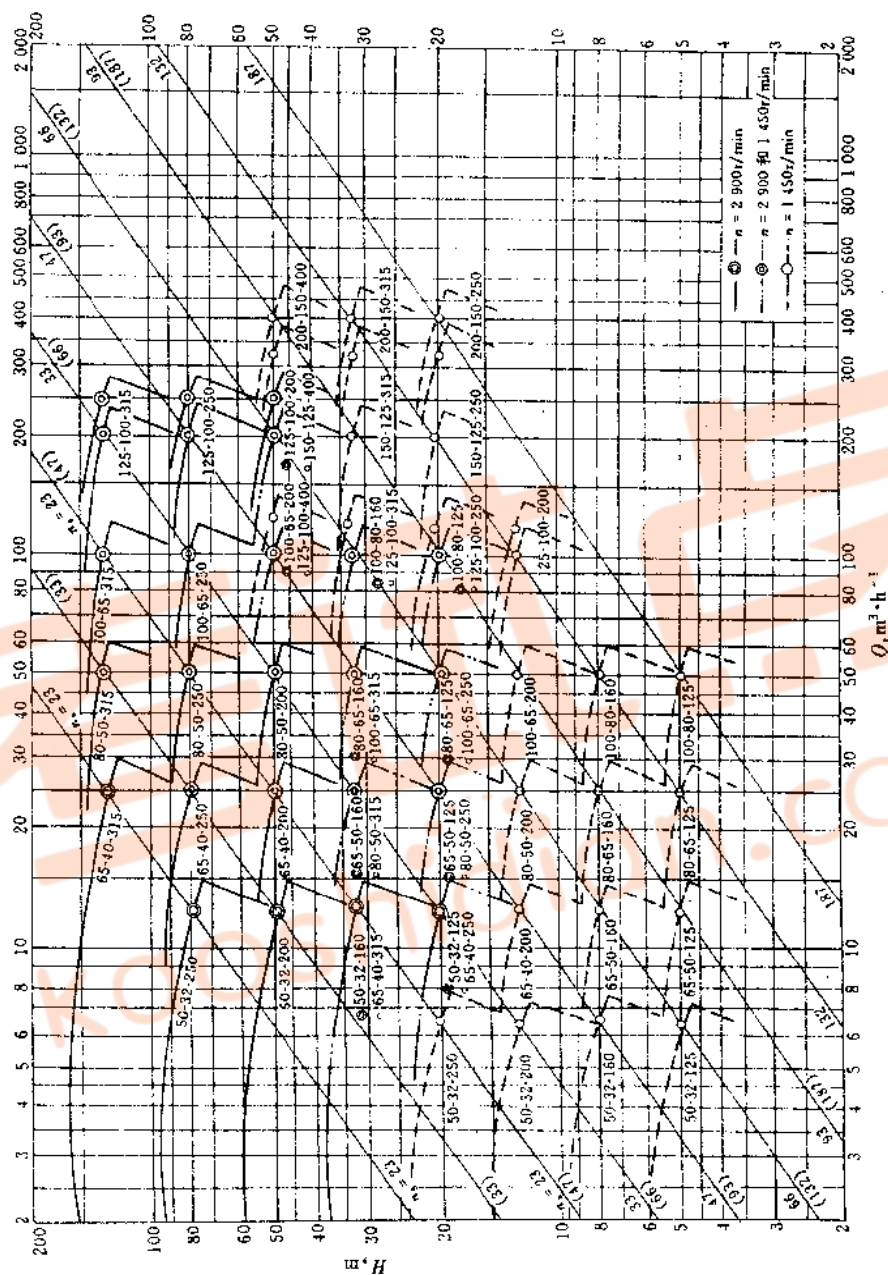


图 2-10 IS 型泵系列特性曲线

1-2-3 其他类型化工用泵

1. 往复泵与离心泵比较有何特点和异同?

答:在全面了解离心泵的基础上,通过类比,了解不同类型液体输送机械的特点。往复泵与离心泵对比如下。

(1) 往复泵结构

主要由泵缸、活塞、活塞杆、吸入阀和排出阀等构成。活塞杆与传动机构相连接而使活塞作往复运动。往复运动有活动部件,其结构较离心泵复杂。

(2) 往复泵工作原理

往复泵是通过活塞的往复运动以静压能的形式直接向液体提供能量的。由于活塞作往复运动,因此改变泵缸内的容积和压强,交替地打开或关闭吸入阀及排出阀,以达到输送液体的目的。

由往复泵的工作原理可知,泵内低压是靠工作室的扩大形成的,因此往复泵有自吸作用,即启动前无需先向泵内充满液体。而离心泵是无自吸能力的。和离心泵相似,它们都是依靠外界和泵内的压强差吸入液体的,因此往复泵的安装高度也受到限制。

(3) 往复泵的性能

往复泵的流量由泵缸尺寸、冲程 S 及往复次数 n 所决定,其理论流量可按下式计算:

$$\text{对单动泵 } Q_T = ASn \quad (2-19)$$

$$\text{对双动泵 } Q_T = (2A - a)Sn \quad (2-20)$$

由于阀门启闭不及时、阀门与填料函等处泄漏等,使泵的实际流量低于理论流量。

应指出,一般往复泵的流量是不均匀的。采用多缸体往复泵可使流量较均匀。离心泵的流量是十分均匀的,且便于调节。

往复泵的压头与泵的几何尺寸、流量均无关,仅决定于管路情况。只要原动机的功率和泵的力学强度允许,输送系统要求多高压头,往复泵可提供相应的压头。

往复泵的流量与压头的关系曲线,即泵的特性曲线如图 2-11 所示。这种关系与离心泵的十分不同。

如上所述,往复泵的流量与活塞位移有关,但与管路情况无关;而其压头则受管路承受能力制约,这种性质称为正位移特性,具有这种特性的泵称为正位移泵。

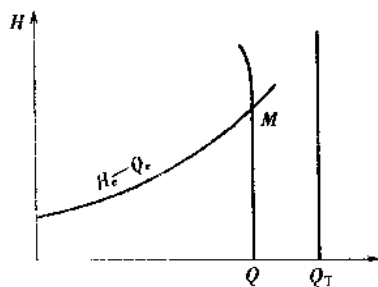


图 2-11 往复泵的特性曲线及工作点

(4) 往复泵的工作点和流量调节

往复泵的工作点也是由管路特性曲线和泵的特性曲线的交点所决定的。由于往复泵的正位移特性,其工程点只能沿 $Q = \text{常数}$ 的垂直线上移动,如图 2-11 所示。

显然,往复泵不能用出口阀开度调节流量,一般常用旁路调节装置来调节流量,如图 2-12 所示。由于旁路调节并没有改变泵的总流量,因此造成了功率的消耗,经济上不合理。它适用于流量变化幅度较小时的经常性调

节。

此外,由式 2-19 可知,调节活塞冲程或往复频率,均可改变流量,且能量利用合理,但它不宜于经常性调节流量。

往复泵主要适用于较低流量、高压头、高粘度液体的输送,它不宜于输送含有固体粒子或有腐蚀性的液体。

2. 齿轮泵和螺杆泵的工作原理是什么? 它们的应用场合和操作特性有哪些?

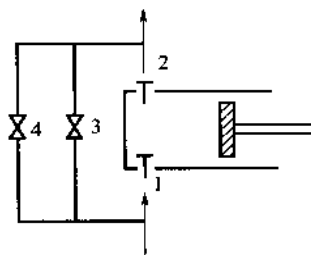


图 2-12 往复泵的流量调节
1—吸入阀 2—排出阀 3—旁路阀 4—安全阀

答:齿轮泵和螺杆泵系统称转子泵,属正位移泵,因此它们的操作特性与往复泵的相似。例如,它们都有自吸能力,启动前无需向泵内灌液;在一定的转速下,泵的流量不随压头而变;需采用旁路装置调节流量等。

(1) 齿轮泵

齿轮泵如图 2-13 所示,它主要是由椭圆形泵壳和两个齿轮组成的,其中一个主动轮依靠电动机驱动,另一从动轮靠与主动轮相啮合而转动。当齿轮转动时,因两个齿轮的齿相互拨开,形成低压吸入液体;然后液体分别封闭于两侧齿穴和壳体之间,并被压向排出端。在排出端两齿轮的齿相互合拢,形成高压而将液体排出。

齿轮泵的特点是压头高而流量较小,它适用于输送粘性液体,但不适于输送含有固体粒子的悬浮液。

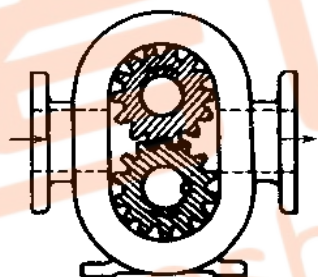


图 2-13 齿轮泵

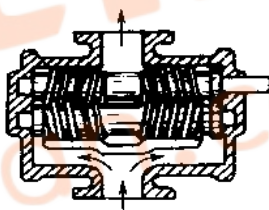


图 2-14 螺杆泵

(2) 螺杆泵

螺杆泵如图 2-14 所示,它主要由泵壳与一根或多根螺杆所构成。其工作原理与齿轮泵的相似,它是利用相互啮合的螺杆来排送液体的。

螺杆泵的特点是压头高、效率高和噪音低,它适宜于输送粘性高的液体。

3. 旋涡泵的操作特性和适用场合是什么?

答:旋涡泵是一种特殊类型的离心泵,它主要也是由泵壳和叶轮构成。泵壳为正圆形,叶轮是一个圆盘,盘四周由凹槽而形成叶片,叶片数目多且短。泵的吸入口和排出口均在泵壳顶部。

旋涡泵的操作特性如下:

① 无自吸能力,启动前需灌泵;

- ②因在流量低时压头很高,故该泵不能用出口阀调节,而采用旁路调节流量;
 - ③泵的轴功率随流量增加而减小,因此泵启动时出口阀应全开,以降低启动功率;
 - ④由于泵内液体剧烈的旋涡运动使能量损失较大,故泵的效率低。
- 旋涡泵适用于输送压头高、流量低、低粘度的清洁液体。

1-2-4 气体输送机械

1. 离心通风机的结构有何特点?

答:离心通风机的结构、工作原理与离心泵的相似,它主要由蜗形机壳和叶轮构成。它的结构特征如下。

①叶轮直径较大,其上的叶片数目多且短。叶片有径向、前弯状和后弯状。若通风量较大可选用前弯叶片,但效率较低。

②蜗壳的气体流道一般为方形截面,但高压通风机多为圆形截面。

2. 离心通风机有哪些性能? 各自的定义、单位和影响因素是什么?

答:离心通风机的性能、特性曲线与离心泵的相似,但它是输送气体的,应注意两者的差异。离心通风机的性能有风量、风压、轴功率和效率。其特性曲线也是由实验测定的。

(1) 风量

离心通风机的风量是单位时间内从风机出口排出的气体体积,但以风机进口处的状态计,以 Q 表示,单位为 m^3/s 或 m^3/h 。

(2) 风压

离心通风机的风压是单位体积(1 m^3)气体通过风机时所获得的能量,以 H_T 表示,其单位为 J/m^3 (即为 Pa)。 H_T 的单位与压强的单位相同,习惯上用 $\text{mm H}_2\text{O}$ 表示。

风压的大小与风机的结构、尺寸、转速及气体的密度有关,一般由实验测定。以风机进口为截面 1—1'、风机出口为截面 2—2',列出以单位体积气体为基准的柏努利方程式,即可得到风机的风压,如式 2-2。

由于式中 ρ 及 Δz 都很小,故 $\rho g \Delta z$ 可忽略;因风机进、出口间管段很短,故 $\rho \sum h_f$ 项也可忽略;又当风机进口处与大气直接相通时, u_1 也可忽略,因此式 2-2 可简化为

$$H_T \approx (p_2 - p_1) + \frac{\rho u_2^2}{2} \quad (2-21)$$

H_T 称为全风压,简称风压,它包括静风压和动风压两项。

离心通风机的风压与进入风机气体的密度有关。风机性能表上的风压是在 20°C 、常压 ($1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$) 下以空气为介质测得的,该条件下气体的密度为 $1.2 \text{ kg}/\text{m}^3$ 。若实际条件与实验条件不同,则应按下式换算

$$H_T = H_T' \frac{\rho}{\rho'} = H_T' \frac{1.2}{\rho'} \quad (2-22)$$

(3) 轴功率和效率

离心通风机的轴功率可表示为

$$N = \frac{H_T Q}{1000 \eta} \quad (2-23)$$

式中 N 的单位为 kW。

应注意在用式 2-23 计算轴功率时 Q 和 H_T 相对应,即应为同一状态下的数值。

离心通风机性能表上轴功率为实验条件(即气体密度为 1.2 kg/m^3)下的数值。若实际输送体密度与此不同,则应按下式换算

$$N' = N \times \frac{\rho'}{1.2} \quad (2-24)$$

3. 离心通风机特性曲线由哪些曲线组成?

答:离心通风机性能的关系也用特性曲线表示,如图 2-15 所示。它表示在一定转速下某种型号通风机的风量 Q 分别与全风压 H_T 、静风压 H_s 、轴功率 N 及效率 η 间的关系。

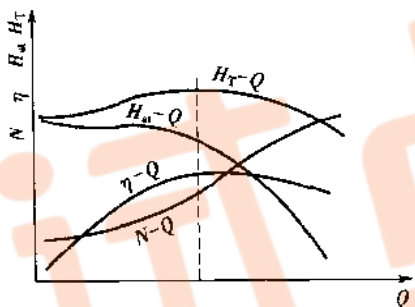


图 2-15 离心通风机特性曲线示意图

4. 如何选择离心通风机的类型和型号?

答:离心通风机的选择方法与离心泵的相似,其步骤如下。

①根据生产任务、条件与管路布置,确定输送系统所需风压 H'_T ,再按式 2-22 换算为风机测定性能实验条件下的风压 H_T 。

②根据气体的性质(如清洁气体或易燃、易爆、腐蚀性气体等)和风压范围,确定风机的类型。例如输送清洁空气,可选用 4-72 型,它为常、低压风机。

③根据风量和风压,从风机样本的性能表中查得适宜的风机型号,选取原则是该风机可提供的风量、风压稍大于生产要求的风量和风压。

④若输送气体密度大于 1.2 kg/m^3 时,要按式 2-24 核算其功率。

[例 2-10] 用离心通风机抽送 30°C 、常压下的空气,已知空气输送量为 $1.4 \times 10^4 \text{ kg/h}$,输送系统风压为 1410 Pa ,试选择一台合适的离心通风机。当地大气压为 $98.7 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。

解:输送条件下空气的密度为

$$\rho' = \rho_0 \frac{T_0 p'}{T p_0} = 1.293 \times \frac{273}{(273 + 30)} \times \frac{98.7}{101.33} = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

按下式将实际风压换算为实验条件下的风压,即

$$H_T = H'_T \frac{1.2}{\rho'} = 1410 \times \frac{1.2}{1.14} = 1480 \text{ Pa}$$

通风机的风量(按进口状态计)为

$$Q = \frac{1.4 \times 10^4}{1.14} = 1.23 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$$

根据风量 $Q = 1.23 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$ 和风压 $H = 1480 \text{ Pa}$, 从风机性能表中查得 4-72-11NO6C 离心通风机可满足要求。该风机性能如下:

转速, r/min 1800 风压, Pa 1569 风量, m^3/h 1.27×10^3 轴功率, kW 7.3

5. 离心鼓风机有何特点?

答:离心鼓风机又称透平鼓风机,工作原理与离心通风机的相同。其结构类似于多级离心泵。一般风压较高的鼓风机都是多级的。气体由吸入口进入后,依次通过各级的叶轮与导轮,最后经排气口排出。

由于离心鼓风机的压缩比不高,故无需冷却装置,各级叶轮的直径也大致相同。

离心鼓风机的送风量大,但风压不高,一般不超过 $2.94 \times 10^5 \text{ Pa}$ (表压)。

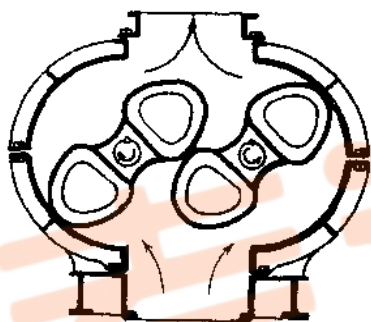


图 2-16 罗茨鼓风机

6. 旋转鼓风机有何特点?

答:旋转鼓风机的种类很多,化工生产中最常用的是罗茨鼓风机,其工作原理与齿轮泵相似。罗茨鼓风机的机壳内有两个腰形转子,转子与机壳间缝隙很小,转子可自由旋转而泄漏量又很小。两个转子的转动方向相反,使气体从机壳一侧吸入,而从另一侧排出。罗茨鼓风机的结构如图 2-16 所示。

罗茨鼓风机的风量与转速成正比,当转速一定时,流量与风机的出口压强无关,流量可保持基本不变。

罗茨鼓风机的流量采用旁路调节,其出口应安装气体稳压罐和安全阀。

本章复习要点

本章以离心泵为重点,主要掌握离心泵的基本结构、工作原理、操作性能及选型等。对其他类型的液体输送机械可通过和离心泵的对比来了解它们的操作特性和适用场合。

气体输送机械(以离心通风机为重点)在基本结构、工作原理及操作性能等方面与对应的液体输送机械相似,因此也可借助对比的方法进行学习,并注意它们的异同。

在本章的学习中,应特别注意与第一章流体流动原理相结合,例如柏努利方程式的应用和管路阻力计算等。

围绕离心泵的学习,其复习要点如下。

①离心泵的工作原理应与泵的基本结构及操作过程相联系,了解离心泵如何才能正常运行,又能获得较高的静压强。

②离心泵的主要部件及它们的作用。

③离心泵的主要性能,它们的定义、单位及影响因素。

- ④离心泵特性曲线的构成、条件,每条曲线的变化规律,如何测定才能得到这些曲线。
- ⑤气缚现象和气蚀现象的定义、区别和联系。
- ⑥气蚀余量和允许吸上真空度的定义和关系,如何确定离心泵的安装高度。
- ⑦管路特性方程的表达、管路特性曲线的含义及泵工作点的确定。
- ⑧离心泵流量调节方法及各自的特点。
- ⑨离心泵的选择原则和方法。
- ⑩离心泵和往复泵、旋转泵的比较,各有何特点和适用场合。
- ⑪离心泵和离心通风机的比较,如它们的特性和特性曲线间的异同。

以下对离心泵和风机的综合计算举例说明。

【例 2-11】 如本例附图所示的输水系统,管路直径为 $\phi 108 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$,当流量为 $36 \text{ m}^3/\text{h}$ 时,吸入管路的压头损失为 0.5 m ,排出管路压头损失为 1 m ,压强表读数为 250 kPa ,吸入管中心距 U 形管压差计表面的垂直距离 h 为 0.5 m ,泵的效率为 75% ,试计算:

- (1) 泵的扬程和升扬高度;
- (2) 泵的轴功率, kW;
- (3) 泵吸入口 U 形管压差计的读数 R 。

解:分析:本题包括了静力学方程、连续性方程和柏努利方程的综合运用,解题的关键还是在于根据已知数据恰当地选择截面。

- (1) 泵的扬程和升扬高度

如附图所示,在截面 1—1' 和截面 2—2' 间列柏努利方程,并以截面 1—1 为基准面,可求得泵的扬程为

$$H = (z_2 - z_1) + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_{f,1,2}$$

其中

$$z_1 = 0 \quad z_2 = 5 \text{ m}$$

$$u_1 = 0 \quad u_2 = 36 / \left(3600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.1^2 \right) = 1.27 \text{ m/s}$$

$$p_1 = 0 (\text{表压}) \quad p_2 = 250 \text{ kPa} (\text{表压})$$

$$H_{f,1,2} = 0.5 \text{ m}$$

则

$$H = 5 + \frac{1.27^2}{2g} + \frac{250 \times 10^3}{1000 \times 9.81} + 0.5 = 31.1 \text{ m}$$

在截面 1—1' 和截面 3—3' 间列柏努利方程,并整理后可求得泵的升扬高度为

$$z_3 = H - H_{f,1,3} = 31.1 - (0.5 + 1) = 29.6 \text{ m}$$

应指出,泵的扬程和升扬高度是不同的概念,不可将两者混淆。

- (2) 泵的轴功率

根据已知条件可求得

$$N = \frac{HQ\rho}{102\eta} = \frac{31.1 \times 36 \times 1000}{102 \times 3600 \times 0.75} = 4.07 \text{ kW}$$

- (3) 泵的吸入口压差计读数 R

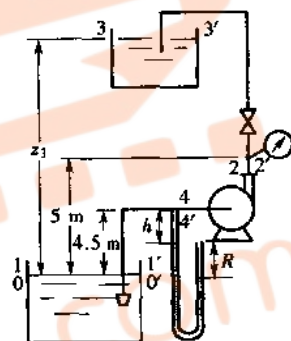
欲求 R ,需先求入口处真空度,然后再利用静力学方程求解。

在截面 1—1' 和截面 4—4' 间列柏努利方程并整理可得

$$p_s - p_4 = \left(z_4 + \frac{u_4^2}{2g} + H_{f,1,4} \right) \rho g = \left(4.5 + \frac{1.27^2}{2g} + 0.5 \right) \times 1000 \times 9.81 = 49860 \text{ Pa}$$

对 U 形管压差计列静力学方程式可得

$$p_s - p_4 = R\rho_A g + h\rho g$$



例 2-11 附图

或 $R = (p_1 - p_2 - h_{\rho g}) / \rho_{\lambda} g = (49\ 860 - 0.5 \times 1\ 000 \times 9.81) / 13\ 600 \times 9.81 = 0.337\ \text{m}$

[例 2-12] 用离心通风机将大气中空气(20℃、101.33 kPa)通过内径为 0.6 m、长度为 110 m(包括所有局部阻力的当量长度)的水平管路送到某设备。设备的表压强为 $1 \times 10^4\ \text{Pa}$ 。空气的输送量为 $1.5 \times 10^4\ \text{m}^3/\text{h}$ (按入口状态计)。管路管壁的绝对粗糙度可取为 0.3 mm。现库存一台离心通风机,性能如下:

转速, r/min 1 450 风量, m^3/h 16 000 风压, Pa 11 000

试核算此风机是否合用。

解:求解本题要结合管路阻力的计算,并应注意气体密度的求法。

在 20℃、101.33 kPa 下空气的物性如下:

密度 $\rho' = 1.205\ \text{kg}/\text{m}^3$; 粘度 $\mu = 1.81 \times 10^{-5}\ \text{Pa} \cdot \text{s}$

在风机进口截面 1—1' 与管路出口截面 2—2' 间列柏努利方程式,可得管路所需风压为

$$H_T = (p_2 - p_1) + \rho \frac{u^2}{2} + \rho \sum h_f$$

式中 $p_1 = 0$ (表压) $p_2 = 1 \times 10^4\ \text{Pa}$ (表压)

密度 ρ 应取气体通过管路的平均密度 ρ'_m , 即

$$\rho = \rho'_m = \rho' \frac{p_m}{p'}$$

其中 $p_m = 101\ 330 + \frac{1 \times 10^4}{2} = 106\ 330\ \text{Pa}$ (绝压)

$$\rho'_m = 1.205 \times \frac{106\ 330}{101\ 330} = 1.265\ \text{kg}/\text{m}^3$$

气体平均流速为

$$u = \frac{15\ 000 \times 101\ 330}{\frac{\pi}{4} \times 0.6^2 \times 3\ 600 \times 106\ 330} = 14.1\ \text{m/s}$$

气体通过管路的流动阻力为

$$\sum h_f = \lambda \frac{L + L_e}{d} \frac{u^2}{2}$$

由 $Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.6 \times 14.1 \times 1.265}{1.81 \times 10^{-5}} = 5.9 \times 10^5$

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.3}{600} = 0.0005$$

查 $\lambda-Re$ 图可得

$$\lambda = 0.0175$$

$$\sum h_f = 0.0175 \times \frac{110}{0.6} \times \frac{14.1^2}{2} = 318.9\ \text{J/kg}$$

则 $H_T = 10\ 000 + 1.265 \times 318.9 + 1.265 \times \frac{14.1^2}{2} = 10\ 529\ \text{Pa}$

而 $H_T = H_T' \frac{1.2}{\rho'_m} = 10\ 529 \times \frac{1.2}{1.265} = 9\ 988\ \text{Pa}$

计算结果表明,库存风机可提供的风量、风压均稍大于管路所需要的风量及风压,故此风机合用。

自 测 题

一、填空题

1. 离心泵的主要部件有_____和_____。

2. 离心泵的泵壳制成螺壳状,其作用是_____。
3. 离心泵特性曲线包括____、____和____三条曲线。
4. 离心泵特性曲线是在一定_____下,用常温_____为介质,通过实验测定得到的。
5. 离心泵启动前需要向泵充满被输送的液体,否则将可能发生_____现象。
6. 离心泵的安装高度超过允许吸上高度时,将可能发生_____现象。
7. 离心泵的扬程是指_____,它的单位是_____。
8. 若离心泵入口处真空表读数为 93.32 kPa,当地大气压强为 101.33 kPa,则输送 42 °C 水(饱和蒸气压为 8.2 kPa)时,则泵内_____发生气蚀现象。
9. 离心泵安装在一定管路上,其工作点是指_____。
10. 若被输送液体的粘度增高,则离心泵的压头____、流量____、效率____、轴功率_____。
11. 离心泵将低位敞口水池的水送到高位敞口水槽中,若改送密度为 1200 kg/m^3 其他性质与水相同的液体,则流量____、压头____、轴功率_____。
12. 离心泵气蚀余量定义式为_____。
13. 离心泵原向高压容器内输送液体,现将高压改变为常压,其他条件不变,则该泵输送液体的流量将____,轴功率将_____。
14. 离心泵通常采用_____调节流量;往复泵采用_____调节流量。
15. 离心泵启动前应_____出口阀;旋涡泵启动前应_____出口阀。
16. 离心泵在一管路系统中工作,若管路要求流量为 Q_0 ,阀门全开时管路所需压头为 H_0 ,而与 Q_0 相对应的泵所提供的压头为 H_0 ,则因关小阀门的压头损失百分数为_____%。
17. 往复泵的往复次数增加时,流量____、扬程_____。
18. 正位移特性是指_____,具有正位移特性的泵称为正位移泵。
19. 离心通风机的全风压是指_____,它的单位是_____。
20. 离心通风机的风压为 $H_f(\text{Pa})$,流量为 $Q(\text{m}^3/\text{s})$,效率为 η ,则轴功率为_____ W。

二、选择题

1. 离心泵的扬程是指()。
 - A. 实际的升扬高度
 - B. 泵的吸上高度
 - C. 单位重量液体通过泵的能量
 - D. 液体出泵和进泵的压强差换算成的液柱高
2. 离心泵的轴功率是()。
 - A. 在流量为零时最大
 - B. 在压头最大时最大
 - C. 在流量为零时最小
 - D. 在工作点处最小
3. 离心泵的效率 η 和流量 Q 的关系为()。
 - A. Q 增大, η 增大
 - B. Q 增大, η 先增大后减小
 - C. Q 增大, η 减小
 - D. Q 增大, η 先减小后增大
4. 离心泵的轴功率 N 和流量 Q 关系为()。
 - A. Q 增大, N 增大
 - B. Q 增大, N 先增大后减小
 - C. Q 增大, N 减小
 - D. Q 增大, N 先减小后增大
5. 离心泵气蚀余量 Δh 与流量 Q 关系为()。
 - A. Q 增大, Δh 增大
 - B. Q 增大, Δh 减小
 - C. Q 增大, Δh 不变
 - D. Q 增大, Δh 先增大后减小
6. 离心泵在一定管路系统下工作,压头与被输送液体的密度无关的条件是()。
 - A. $z_2 - z_1 = 0$
 - B. $\sum h_f = 0$
 - C. $\frac{u_2^2}{2} - \frac{u_1^2}{2} = 0$
 - D. $p_2 - p_1 = 0$

7. 离心泵停止操作时,宜()。

- A. 先关出口阀后停电
- B. 先停电后关出口阀
- C. 先关出口阀或先停电均可
- D. 单级泵先停电,多级泵先关出口阀

8. 离心泵的工作点是指()。

- A. 与泵最高效率时对应的点
- B. 由泵的特性曲线所决定的点
- C. 由管路特性所决定的点
- D. 泵的特性曲线与管路特性的交点

9. 往复泵适用于()。

- A. 大流量且要求流量均匀的场所
- B. 介质腐蚀性强的场合
- C. 流量较小,压头较高的场合
- D. 投资较小的场合

10. 在测定离心泵性能时,若将压强表装在调节阀后面,则压强表读数 p_2 将()。

- A. 随流量增大而减小
- B. 随流量增大而增大
- C. 随流量增大而基本不变
- D. 随流量增大而先增大后减小

三、计算题

1. 某离心泵用常压下 20 °C 清水进行性能测定实验。在转速为 2 900 r/min 下测得泵的流量为 26 m³/h, 泵出口处压强表读数为 1.5×10^5 Pa, 泵入口处真空表读数为 2.5×10^4 Pa, 轴功率为 2.45 kW。两测压口间垂直距离为 0.4 m, 泵的吸入管和排出管的直径相同, 试求该泵的效率, 并列泵在该效率下的性能。

2. 某离心泵在转速为 1 450 r/min 下测得流量为 65 m³/h, 压头为 30 m, 若将转速调至 1 200 r/min, 试估算此时泵的流量和压头。

3. 在离心泵性能实验中, 当泵入口处真空表读数为 56 kPa 时, 恰好出现气蚀现象, 试求在操作条件下的气蚀余量 Δh 和允许吸上真空度 H_s 。当地大气压为 100 kPa, 20 °C 时水的饱和蒸气压为 2.238 kPa。动压头可忽略。

4. 用离心泵将 20 °C 清水输送到某设备中, 已知吸入管路的压头损失和动压头之和为 2.5 m, 贮水槽液面与泵吸入口中心线间的垂直距离为 2 m, 操作条件下泵的允许吸上真空度为 5.5 m, 试求:

(1) 真空表读数, Pa;

(2) 该泵可否安全运行?

5. 用离心泵将敞口贮水池内水送到常压高位槽, 两槽液面位差为 8 m, 液面保持恒定。特定管路的压头损失可表示为

$$H_f = 0.6 \times 10^6 Q^2 \quad (Q \text{ 单位为 } \text{m}^3/\text{s})$$

在特定转速下泵的特性方程为

$$H = 24 - 0.4 \times 10^6 Q^2 \quad (Q \text{ 单位为 } \text{m}^3/\text{s})$$

试求该条件下水的流量。

6. 在某特定管路系统中, 用离心泵输送清水。当泵的出口阀门全开时, 管路特性方程为

$$H_a = 18 + 1.3 \times 10^5 Q^2 \quad (Q \text{ 单位为 } \text{m}^3/\text{s})$$

现关小阀门调节流量, 当泵的流量为 0.012 m³/s 时, 对应的压头为 44 m。试求:

(1) 关小阀门后的管路特性方程;

(2) 关小阀门造成压头损失占泵提供压头的百分数。

7. 某输送清水的管路系统, 要求流量为 90 m³/h, 压头为 32 m, 试选择一台合适的离心泵, 并列该泵的性能。

8. 某离心泵输送清水流量为 16.8 m³/h 时, 压头为 18 m。试判断该泵是否可以将密度为 1 060 kg/m³、流量为 15 m³/h 的溶液从常压贮槽内输送到压强为 3×10^4 Pa(表压)的设备中? 已知输送管路直径为 $\phi 73 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 、长度为 124 m(包括所有局部阻力的当量长度)。贮槽及设备两液面恒定, 其间的垂直距离为 8.5 m。管路中液体流动时摩擦系数可取为 0.03。

1-3 非均相物系的分离

1-3-1 概述

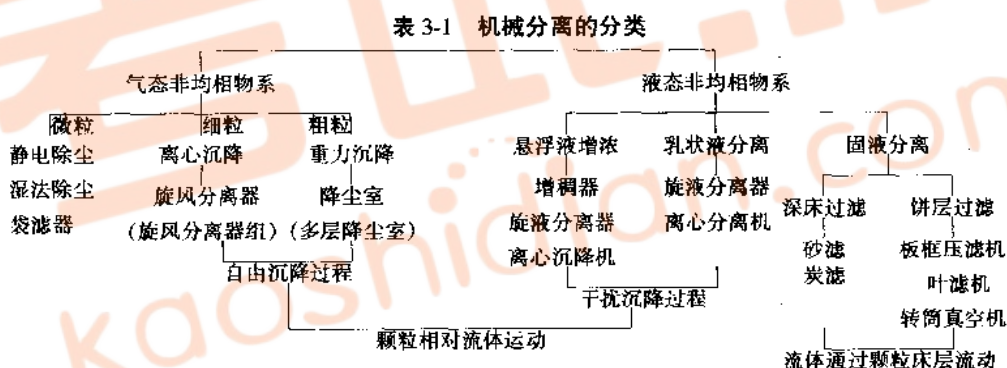
1. 何谓非均相物系？分为哪几类？

答：由具有不同物理性质的分散相和连续相所组成的物系称为非均相物系或非均相混合物。根据连续相的状态，非均相物系分为两类：气态非均相物系，如含尘气体、含雾气体等；液态非均相物系，如悬浮液、乳浊液及泡沫液等。

显然，非均相物系中存在着相界面，界面两侧的材料具有不同物理性质。

2. 非均相混合物的分离方法有哪几种？

答：工业上一般采用机械方法将非均相混合物进行分离，即造成分散相和连续相之间的相对运动而实现两相的分离。根据相态、分散物质尺寸大小及分离要求，非均相混合物的分离方法如下表所示。



3. 非均相混合物分离的目的是什么？

答：分离非均相混合物的主要目的有以下三点。

(1) 收集分散物质

例如从气流干燥器或喷雾干燥器出来的气体以及从结晶器出来的晶浆中都带有大量的固体颗粒，必须收取这些悬浮的颗粒作为产品；又如从催化反应器出来的气体中，往往夹带着催化剂颗粒，必须将这些有价值的颗粒加以回收，循环使用。

(2) 净化分散介质

例如某些催化反应的原料气中若带有灰尘杂质会影响触媒的效能，为此，在气体进入反应器之前必须除净其中的灰尘，以保证触媒的活性。

(3)环境保护与安全生产

近年来,各种工业污染成为国计民生中急需解决的严重问题,因此要求工厂对排出的废气、废液中的有害物质加以处理,使其浓度符合规定的标准,以保护环境;另一方面,很多含碳物质及金属细粉与空气形成爆炸物,必须除去这些物质以消除爆炸的隐患,确保安全生产。

1-3-2 重力沉降

1.沉降发生的前提条件是什么?沉降过程如何分类?

答:沉降发生的前提条件是:分散相和连续相之间存在密度差,同时存在外力场的作用,以造成两相的相对运动。

实现沉降操作的作用力可以是重力或离心力,因此,沉降过程有重力沉降和离心沉降两种方式。

根据颗粒的沉降是否受到其他颗粒或器壁的影响而将沉降过程分为自由沉降和干扰沉降。若在沉降系统中,颗粒之间的距离足够大,任一颗粒的沉降不因其他颗粒的存在而受到干扰,同时又可忽略容器壁面的影响,则称为自由沉降,单个颗粒在大空间中的沉降或气态非均相物系中颗粒的沉降都可视为自由沉降。反之,如果分散相的体积分率高(如大于0.2%),颗粒间有明显的相互作用,容器壁面对沉降的影响不可忽略,则称为干扰沉降或受阻沉降,液态非均相物系中,当分散相浓度较高时,往往发生干扰沉降。

2.颗粒在重力场中沉降时都受到哪些力的作用?颗粒在沉降过程中经历哪两个阶段?

答:表面光滑的球形颗粒发生重力沉降时,将受到三个力的作用,即重力、浮力与阻力,如图3-1所示。重力向下,其余两个力向上。

令颗粒的密度为 ρ_s ,直径为 d ,流体的密度为 ρ ,则

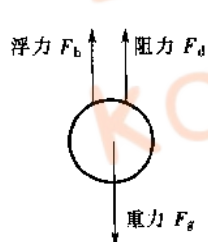


图 3-1 沉降颗粒的
受力情况

$$\text{重力 } F_g = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_s g$$

$$\text{浮力 } F_b = \frac{\pi}{6} d^3 \rho g$$

$$\text{阻力 } F_d = \zeta A \frac{\rho u^2}{2}$$

根据牛顿第二运动定律可知,上面三个力的合力应等于颗粒的质量与其加速度 a 的乘积,即

$$F_g - F_b - F_d = ma \quad (3-1)$$

$$\text{或} \quad \frac{\pi}{6} d^3 (\rho_s - \rho) g - \zeta \frac{\pi}{4} d^2 \left(\frac{\rho u^2}{2} \right) = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_s \frac{du}{dt} \quad (3-1a)$$

颗粒开始沉降的瞬间,速度 u 为零,因此阻力 F_d 也为零,故加速度 a 具有最大值。颗粒开始沉降后,阻力随运动速度 u 的增加而相应加大,直至 u 达到某一数值 u_t 后,阻力、浮力与重力达到平衡,即合力为零。质量 m 不可能为零,故只有加速度 a 为零。此时,颗粒便开始作匀速沉降运动。

由上面分析可见,颗粒的沉降经历加速运动和恒速运动两个阶段。但加速运动段往往很

短,工程计算中常将之忽略不计。

3. 何谓沉降速度? 如何计算?

答:①等速阶段颗粒相对于流体的运动速度称为沉降速度,又称终端速度,用 u_t 表示。沉降速度的通式为

$$u_t = \sqrt{\frac{4gd(\rho_s - \rho)}{3\zeta\rho}} \quad (3-2)$$

②计算 u_t 的关键是确定阻力系数 ζ 值。对于球形颗粒,阻力系数 ζ 是颗粒与流体相对运动时雷诺准数 Re_t 的函数。按 Re_t 值大小大致分三个沉降区,相应的关系式如下。

滞流区或斯托克斯定律区 ($10^{-4} < Re_t < 1$):

$$\zeta = 24/Re_t \quad (3-3)$$

过渡区或艾伦定律区 ($1 < Re_t < 10^3$):

$$\zeta = 18.5/Re_t^{0.6} \quad (3-4)$$

湍流区或牛顿定律区 ($10^3 < Re_t < 2 \times 10^5$):

$$\zeta = 0.44 \quad (3-5)$$

③将式 3-3、式 3-4 及式 3-5 分别代入式 3-2,便可得到颗粒在各区相应的沉降速度 u_t 的计算公式,即

$$\text{滞流区} \quad u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} \quad (3-6)$$

$$\text{过渡区} \quad u_t = 0.27\sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)g}{\rho} Re_t^{0.6}} \quad (3-7)$$

$$\text{湍流区} \quad u_t = 1.74\sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)g}{\rho}} \quad (3-8)$$

式 3-6、式 3-7 或式 3-8 分别称为斯托克斯公式、艾伦公式及牛顿公式。

需要指出,对气体介质,上三式中 $(\rho_s - \rho) \approx \rho_s$,故三式可以进一步简化。

上面各区自由沉降速度的关系式可以适用于多种情况下颗粒与流体在重力方向上的相对运动的计算:流体静止,颗粒作沉降 ($\rho_s > \rho$) 或浮升 ($\rho_s < \rho$) 运动;颗粒静止,流体对固体颗粒作绕流;流体和颗粒都运动,但二者存在速度差。

④在给定介质中颗粒沉降速度的计算采用如下方法。

第一,试差法。由于通常被沉降的颗粒粒度都比较小,假设沉降在滞流区,大多是一次试差成功。

第二,用无因次数群 K 值判断流型。计算已知直径的球形颗粒沉降速度时,可根据 K 值判别沉降区,然后选用相应的沉降速度公式求 u_t 。

将式 3-6 代入雷诺准数 Re_t 的定义式,得

$$Re_t = \frac{d^3(\rho_s - \rho)\rho g}{18\mu^2} = \frac{K^3}{18} \quad (3-9)$$

$$\text{令} \quad K = d \left[\frac{(\rho_s - \rho)\rho g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (3-10)$$

当 $Re_1 = 1$ 时, $K = (18)^{1/3} = 2.62$, 此值即为斯托克斯定律区的上限。

同理, 将式 3-8 代入 Re_1 的定义式, 当 $Re_1 = 10^3$ 时, 可得牛顿定律区的下限值 $K = 69.1$ 。若求得的 K 值在 2.62 与 69.1 之间, 则沉降在过渡区。

[例 3-1] 密度为 2400 kg/m^3 的球形石英粒子在 20°C 的空气中沉降, 试求服从斯托克斯定律的最大颗粒直径和服从牛顿定律的最小颗粒直径。

解: (1) 服从斯托克斯定律的最大颗粒直径服从滞流沉降区的上限值 $K = 2.62$, 则由式 3-10 可得到

$$d_{\max} = 2.62 \left[\frac{(\rho_s - \rho) g}{\mu^2} \right]^{1/3}$$

20°C 空气的密度为 1.205 kg/m^3 , 粘度为 $1.81 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。将有关参数代入上式得

$$d_{\max} \approx 2.62 \left[\frac{(1.81 \times 10^{-5})^2}{2400 \times 1.205 \times 9.81} \right]^{1/3} = 59.28 \times 10^{-6} \text{ m} = 58.28 \mu\text{m}$$

(2) 服从牛顿定律的最小颗粒直径服从牛顿定律的下限值 $K = 69.1$, 由式 3-10 可得

$$d_{\min} \approx 69.1 \left[\frac{(1.81 \times 10^{-5})^2}{2400 \times 1.205 \times 9.81} \right]^{1/3} = 1.564 \times 10^{-3} \text{ m} = 1564 \mu\text{m}$$

4. 影响沉降速度的因素有哪些?

答: 影响沉降速度的因素包括如下几个方面。

① 颗粒特性: 颗粒密度、尺寸、形状及运动取向;

② 流体性质: 主要指 ρ 、 μ ;

③ 环境因素: 体现为器壁效应。

通常, 当颗粒在液体中沉降时, 升温使液体粘度下降, 可提高沉降速度。对气体, 升高温度, 粘度增大, 不利于沉降。

5. 降尘室的设计或操作需要考虑哪些因素? 多层降尘室设计的理论根据是什么?

答: (1) 降尘室的设计或操作一般需要考虑的因素

① 从理论上讲, 若要使最小颗粒能够从气流中完全分离出来, 则气体在降尘室内的停留时间至少必须等于颗粒从降尘室的最高点降至室底所要求的时间。这是降尘室设计和操作必须遵循的基本原则。

为满足除尘要求, 气体在降尘室内的停留时间至少需等于颗粒的沉降时间, 即

$$\theta \geq \theta_1 \text{ 或 } \frac{l}{u} \geq \frac{H}{u_1} \quad (3-11)$$

气体在降尘室内的水平通过速度为

$$u = \frac{V_s}{Hb}$$

将此式代入式 3-11 并整理得

$$V_s \leq bu_1 \quad (3-12)$$

② 需要强调的是, u_1 应根据需要完全分离下来的最小颗粒尺寸计算。

③ 应使气体流动的雷诺准数处于滞流区, 以免干扰颗粒的沉降或把已沉降下来的颗粒重新扬起。

(2) 多层降尘室设计的理论根据

理论上降尘室的生产能力只与其沉降面积 bl 及颗粒的沉降速度 u_i 有关,而与降尘室高度 H 无关。故降尘室应设计成扁平形,或在室内均匀设置多层水平隔板,构成多层降尘室。隔板间距一般为 $40 \sim 100 \text{ mm}$ 。

若降尘室内共设置 n 层水平隔板,则多层降尘室的生产能力为

$$V_s \leq (n+1) blu_i \quad (3-12a)$$

【例 3-2】拟采用降尘室回收常压炉气中所含的球形固体颗粒。降尘室底面积为 14 m^2 ,宽和高均为 2 m 。操作条件下气体的密度为 0.75 kg/m^3 ,粘度为 $2.6 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$;固体的密度为 3000 kg/m^3 ;要求生产能力为 $2.0 \text{ m}^3/\text{s}$ 。试求:

(1) 理论上能完全捕集下来的最小颗粒直径;

(2) 如欲使粒径为 $9 \mu\text{m}$ 的颗粒能够完全除去,在原降尘室内需设置几层水平隔板?

解:(1) 理论上能完全捕集下来的最小颗粒直径

在该降尘室内能完全分离出来的最小颗粒的沉降速度可从式 3-12 求得,即

$$u_i = \frac{V_s}{bl} = \frac{2.0}{14} = 0.1429 \text{ m/s}$$

假设沉降在滞流区,则可用斯托克斯公式求最小颗粒直径,即

$$d_{\min} = \left[\frac{u_i (\rho_s - \rho) g}{18\mu} \right]^{1/2} \approx \left[\frac{0.1429 \times 18 \times 2.6 \times 10^{-5}}{3000 \times 9.81} \right]^{1/2} = 47.7 \times 10^{-6} \text{ m} = 47.7 \mu\text{m}$$

核算沉降流型

$$Re_i = \frac{du_i \rho}{\mu} = \frac{47.7 \times 10^{-6} \times 0.1429 \times 0.75}{2.6 \times 10^{-5}} = 0.1965 < 1$$

原设沉降在滞流区正确,求得的 d_{\min} 有效。

(2) 需设置的水平隔板数

多层降尘室中设置的水平隔板数可用式 3-12a 计算。

由前面计算知,直径为 $9 \mu\text{m}$ 的颗粒必在滞流沉降区内沉降,故

$$u_i = \frac{d^2 (\rho_s - \rho) g}{18\mu} \approx \frac{(9 \times 10^{-6})^2 \times 3000 \times 9.81}{18 \times 2.6 \times 10^{-5}} = 0.0051 \text{ m/s}$$

由式 3-12a 可得

$$n = \frac{V_s}{blu_i} - 1 = \frac{2.0}{14 \times 0.0051} - 1 = 27.01$$

现取 27 层,连同底面积共 28 层,隔板间隔为

$$h = \frac{H}{n+1} = \frac{2}{28} = 0.071 \text{ m}$$

核算气体在降尘室内的流动雷诺准数。若忽略隔板所占的空间,则气体的流速为

$$u = \frac{V_s}{Hb} = \frac{2.0}{2 \times 2} = 0.50 \text{ m/s}$$

$$d_e = \frac{4bh}{2(b+h)} = \frac{4 \times 2 \times 0.071}{2(2+0.071)} = 0.1371 \text{ m}$$

$$\text{故 } Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.1371 \times 0.50 \times 0.75}{2.6 \times 10^{-5}} = 1978 (\text{滞流})$$

即气体在多层降尘室内的流动为滞流,设计合理。

6. 何谓分级及分级器?

答:利用重力沉降而使悬浮液中不同粒度的颗粒进行粗略分离,或使两种不同密度的颗粒

进行分类的操作过程统称为分级。实现分级操作的设备称为分级器。

1-3-3 离心沉降

1. 什么叫离心沉降？它和重力沉降有何异同？

答：在惯性离心力场中进行的沉降称为离心沉降。对于两相密度差较小、颗粒粒度较细的非均相物系，离心沉降则可大大提高沉降速度。根据设备在操作时是否转动，将离心沉降设备分为两类：一类是设备静止不动，悬浮物系作旋转运动的离心沉降设备，如旋风分离器和旋液分离器；另一类是设备本身旋转的离心沉降设备，称为离心机。

通常，气固非均相物系的离心沉降是在旋风分离器中进行；液固悬浮物系一般在旋液分离器或沉降离心机中进行。

和重力沉降相比，颗粒在惯性离心力场中的径向上也受到三个力的作用，即惯性离心力 $\left(\frac{\pi}{6} d^3 \rho_s \frac{u_T^2}{R}\right)$ 、向心力 $\left(\frac{\pi}{6} d^3 \rho \frac{u_T^2}{R}\right)$ 及阻力 $\left(\zeta \frac{\pi}{4} d^2 \frac{u_r^2}{2} \rho\right)$ 。向心力和阻力均是沿半径方向指向旋转中心，与颗粒径向运动方向相反。把重力沉降速度诸式中重力加速度 g 改为离心加速度 u_T^2/R ，便可得到相应的离心沉降速度。离心沉降速度的通式为

$$u_r = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho)u_T^2}{3\rho\zeta R}} \quad (3-13)$$

斯托克斯定律区的离心沉降速度可表示为

$$u_r = \frac{d^2(\rho_s - \rho)u_T^2}{18\mu R} \quad (3-13a)$$

可见，离心沉降速度和重力沉降速度有相似的表达式，但二者又有明显的区别：首先，离心沉降速度 u_r ，不是颗粒运动的绝对速度，而是绝对速度在径向上的分量，且方向不是向下而是沿半径向外；再者，离心沉降速度 u_r ，不是恒定值，随颗粒在离心力场中的位置 (R) 而变，而重力沉降速度 u_i 则是恒定的。

2. 何谓离心分离因数？提高离心分离因数的途径是什么？

答：在滞流沉降区，同一颗粒在同种介质中的离心沉降速度与重力沉降速度的比值为

$$\frac{u_r^2}{Rg} = K_c \quad (3-14)$$

比值 K_c 就是粒子所在位置上的惯性离心场强度与重力场强度之比，称为离心分离因数。 K_c 是离心分离设备的重要指标。旋风分离器和旋液分离器的分离因数一般在 $5 \sim 2500$ 之间，某些高速离心机的 K_c 可高达数十万。例如，当旋转半径 R 为 0.35 m 、切向速度 u_T 为 20 m/s 时，分离因数为

$$K_c = \frac{20^2}{0.35 \times 9.81} = 116.5$$

在上述条件下离心沉降速度为重力沉降速度的百倍以上，足见离心沉降设备的分离效果远较重力沉降设备为高。对于粒径为 $5 \sim 75 \mu\text{m}$ 的颗粒可获得满意的除尘效果。

欲提高 K_c , 对于旋风分离器和旋液分离器, 常采用减小旋转半径 R 的方法, 即采用小尺寸的设备直径的方法; 而对于离心机, 常采用提高转鼓转速的方法。

3. 旋风分离器的基本结构和操作原理是什么?

答: 标准旋风分离器的基本结构如图 3-2 所示。其主体的上部为圆筒形, 下部为圆锥形, 各部件的尺寸均与圆筒直径成比例, 如图中所标注。含尘气体由圆筒上部进气管切向进入, 受器壁的约束而向下作螺旋运动, 在惯性离心力作用下颗粒被抛向器壁, 与气流分离, 再沿壁面落至锥底的排灰口。净化后的气体在中心轴附近由下向上作螺旋运动, 最后由顶部排气管排出。下行的螺旋形气流称为外旋流, 上行的螺旋形气流称为内旋流或气芯。内、外旋流气体的旋转方向相同。外旋流上部为主要除尘区。

旋风分离器是工业上应用比较广泛的气固离心分离设备之一。

4. 评价旋风分离器性能的主要指标是什么?

答: 在满足气体处理量 (即生产能力) 的前提下, 评价旋风分离器性能的主要指标是尘粒的分离效率及气体经过旋风分离器的压强降。分离效率常用理论上可以完全分离出来的最小颗粒尺寸及尘粒从气流中分离出来的分率表示。

(1) 临界粒径

临界粒径是指理论上在旋风分离器中能被完全分离下来的最小颗粒直径, 用 d_c 表示。临界粒径是判断分离效率高低的的重要参数。

若气体在旋风分离器中的停留时间 θ 等于或大于某种尺寸的颗粒所需的沉降时间 θ_s , 在一系列假设的条件下可推导出临界粒径的估算式, 即

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N_c \rho_s u_i}} \quad (3-15)$$

临界粒径愈小, 分离效率愈高。由式 3-15 可见, 分离效率随旋风分离器尺寸加大而减小。所以, 当气体处理量很大, 又要求较高的分离效果时, 常将若干个小尺寸的旋风分离器并联使用, 称为旋风分离器组。

(2) 分离效率

旋风分离器的分离效率有两种表示方法, 即总效率 η_o 及分效率或粒级效率 η_p 。

① 总效率 η_o 是指进入旋风分离器的全部颗粒中被分离下来的质量分数, 即

$$\eta_o = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \times 100\% \quad (3-16)$$

总效率是工程中最常用的, 也是最易于测定的分离效率, 其缺点是不能表明旋风分离器对

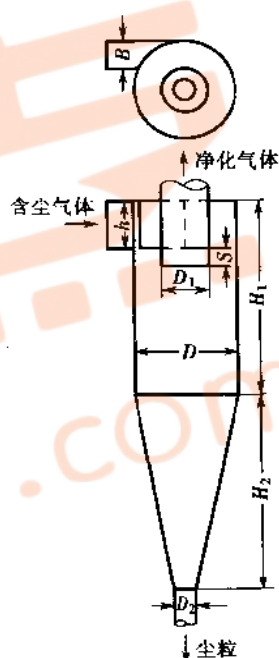


图 3-2 标准旋风分离器

$$h = \frac{D}{2}; B = \frac{D}{4}; D_1 = \frac{D}{2}; H_1 = 2D;$$

$$H_2 = 2D; S = \frac{D}{8}; D_2 = \frac{D}{4}$$

各种不同尺寸粒子的不同分离效果。

②粒级效率 η_p 是指对指定粒径 d_i 的颗粒被分离下来的质量分数,即

$$\eta_p = \frac{C_{1i} - C_{2i}}{C_{1i}} \times 100\% \quad (3-17)$$

η_p 与 d_i 的对应关系可用曲线表示,称为粒级效率曲线。对于标准型的旋风分离器,无论其尺寸大小,皆可用图 3-3 所示通用的粒级效率曲线。图中, d_{50} 是粒级效率恰好为 50% 的颗粒

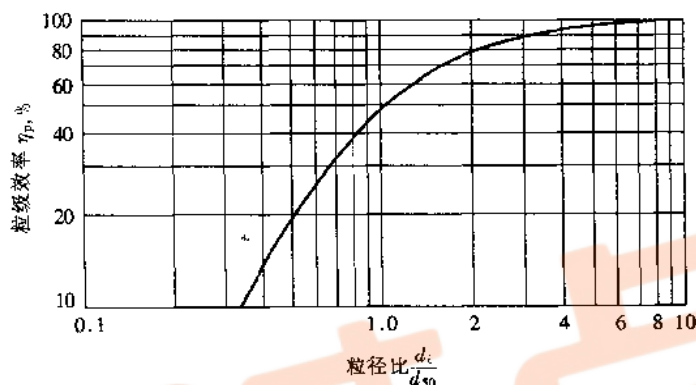


图 3-3 标准旋风分离器的 $\eta_p - \frac{d_i}{d_{50}}$

直径,称为分割直径。对标准型旋风分离器, d_{50} 可用下式估算,即

$$d_{50} \approx 0.27 \sqrt{\frac{\mu D}{(\rho_s - \rho) u_i}} \quad (3-18)$$

③由粒级效率估算总效率。如果已知气体含尘的粒度分布,则可利用粒级效率曲线按下式估算总效率 η_o , 即

$$\eta_o = \sum_{i=1}^{\infty} x_i \eta_{pi} \quad (3-19)$$

(3) 旋风分离器的压强降

气体流经旋风分离器时,由于进气管、排气管及主体器壁所引起的摩擦阻力、局部阻力及气体旋转所产生的动能损失等,造成气体的压强降。压强降可表示为进口气体动能的倍数,即

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho u_i^2}{2} \quad (3-20)$$

式中的 ζ 为阻力系数。对于同一结构型式及相同尺寸比例的旋风分离器,不论其尺寸大小, ζ 为常数。标准型的旋风分离器,其阻力系数 $\zeta = 8$ 。旋风分离器的压强降一般为 500 ~ 2 000 Pa。

5. 影响旋风分离器性能的因素有哪些?

答:影响旋风分离器性能的因素是多方面的,其中最重要的为物系性质与操作条件。一般说来,颗粒尺寸增大、固相密度大、进口气体含尘浓度高等情况有利于分离;从操作条件来看,

在允许的条件下,降低气体的温度、适当提高入口气速有利于分离,一般限制进口气速在 10 ~ 25 m/s 范围内为宜;从旋风分离器本身来看,不同结构型式具有不同的分离效率和阻力系数,同一结构型式,减小尺寸有利于分离,所以工业上广泛采用旋风分离器组操作。

【例 3-3】采用图 3-2 所示的标准旋风分离器除去炉气中的球形固体颗粒。操作条件下的物性参数和生产能力见例 3-2。已知旋风分离器的直径 D 为 0.4 m,适宜的进口气速为 20 m/s,颗粒的粒度分布见本例附表 1。试计算:

- (1)需要几个旋风分离器并联操作;
- (2)临界粒径;
- (3)总分离效率;
- (4)旋风分离器的压强降。

例 3-3 附表 1

粒径范围, μm	0 ~ 5	5 ~ 10	10 ~ 15	15 ~ 20	20 ~ 25	25 ~ 30	30 ~ 40	40 ~ 50	50 ~ 60	60 ~ 70
质量分数 x_i	0.02	0.05	0.14	0.38	0.19	0.12	0.05	0.03	0.01	0.01

解:由例 3-2 已知参数为

生产能力 $V_s = 2.0 \text{ m}^3/\text{s}$

气相参数 $\rho = 0.75 \text{ kg/m}^3, \mu = 2.6 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$

固相密度 $\rho_s = 3000 \text{ kg/m}^3$

(1)并联旋风分离器数 n

单台旋风分离器的生产能力为

$$(V_s)_\# = hBu_i = \left(\frac{D}{2}\right)\left(\frac{D}{4}\right)u_i = \frac{0.4^2}{8} \times 20 = 0.40 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$n = V_s / (V_s)_\# = 2.0 / 0.40 = 5$$

(2)临界粒径 d_c

对于标准旋风分离器

$$B = \frac{D}{4} = \frac{0.4}{4} = 0.10 \text{ m}$$

$$N_c = 5$$

将有关参数代入式 3-15,得

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N_c \rho_s u_i}} = \sqrt{\frac{9 \times 2.6 \times 10^{-5} \times 0.1}{5 \times 3000 \times 20\pi}} = 4.98 \times 10^{-6} \text{ m} = 4.98 \mu\text{m}$$

(3)总分离效率 η_o

根据粒径分布,利用图 3-3 的 $\eta_p - \frac{d_i}{d_{50}}$ 曲线确定各段平均粒径所对应的粒级效率。为此,需由式 3-18 先计

算分割直径,即

$$d_{50} \approx 0.27 \sqrt{\frac{\mu D}{(\rho_s - \rho) u_i}} \approx 0.27 \sqrt{\frac{2.6 \times 10^{-5} \times 0.4}{3000 \times 20}} = 3.554 \times 10^{-6} \text{ m} = 3.554 \mu\text{m}$$

由式 3-19 计算总效率,计算过程及结果见本例附表 2。

例 3-3 附表 2

粒径范围 μm	平均粒径 d_i μm	质量分数 x_i	粒径比 $\frac{d_i}{d_{50}}$ ($d_i/3.554$)	粒级效率 η_{pi} (由 $\frac{d_i}{d_{50}}$ 查图 3-3)	$x_i \eta_{pi}$
0~5	2.5	0.02	0.703	0.33	0.006 6
5~10	7.5	0.05	2.11	0.80	0.040
10~15	12.5	0.14	3.517	0.90	0.126
15~20	17.5	0.38	4.92	0.95	0.361
20~25	22.5	0.19	6.33	0.98	0.186 2
25~30	27.5	0.12	7.74	0.99	0.118 8
30~40	35	0.05	9.85	1.00	0.050
40~50	45	0.03	12.66	1.00	0.030
50~60	55	0.01	15.48	1.00	0.010
60~70	65	0.01	18.29	1.00	0.010

即 $\eta_o = \sum_{i=1}^{10} x_i \eta_{pi} = 0.938 6$

(4) 压强降 Δp

标准旋风分离器的阻力系数 $\zeta = 8$, 由式 3-20 计算压强降, 即

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho u_i^2}{2} = 8 \times \frac{0.75 \times 20^2}{2} = 1\ 200\ \text{Pa}$$

6. 旋风分离器的主要结构型式有哪几种? 其结构特点是什么?

答: 对标准旋风分离器加以改进, 设计出一些新的结构型式。工业上常见的旋风分离器类型如下。

(1) XLT/A 型

这是具有倾斜螺旋面进口的旋风分离器。它的进口结构在一定程度上可减小上涡流的影响, 提高分离效率, 并且气流阻力较低(阻力系数 ζ 值可取 5.0~5.5)。

(2) XLP 型

这是采用蜗壳式进口并带有旁路分离室的旋风分离器。“旁室”结构能迫使被上旋风带到顶部的细微尘粒聚结并由旁室进入下行的主气流而得以捕集。这种结构型式不仅提高分离效率, 还降低气流阻力, 其阻力系数 ζ 值可取 4.8~5.8。

(3) 扩散式(XLK 型)

扩散式旋风分离器的主要特点是具有上小下大的外壳, 并在底部装有挡灰板(又称反射屏)。挡灰板有效地防止了已沉下的细粉被重新卷起, 因而提高了除尘效率。扩散式旋风分离器的阻力系数 ζ 值可取 7~8。

若干种结构型式旋风分离器性能列于表 3-2 中。

表 3-2 若干种旋风分离器的性能

	XLT 型	XLP 型	XLK 型
适宜风速, m/s	12~18	12~20	12~20
除尘范围, μm	>10	>5	>5
含尘浓度, g/m ³	4.0~50	>0.5	1.7~200
阻力系数 ζ 值	5.0~5.5	4.8~5.8	7~8

7. 选择旋风分离器的主要依据是什么?

答:在已经规定分离含尘气体的具体任务,要求决定拟采用的旋风分离器类型、尺寸与个数时,首先应根据被处理物系的物性与任务要求,结合各种类型设备的特点,选定适宜旋风分离器型式,然后通过计算决定尺寸与个数。

选择旋风分离器型式、确定其主要尺寸的依据有三个方面,一是含尘气体的处理量(或生产能力),二是允许的压强降,三是要求达到的分离效率。

旋风分离器性能表中的压强降是当气体密度为 1.2 kg/m^3 时的数据,当气体密度不同时,应校正压强降数据。

【例 3-4】某淀粉厂的气流干燥器每小时送出 $10\,000 \text{ m}^3$ 带有淀粉的热空气,拟采用扩散式旋风分离器收取其中的淀粉,要求压强降不超过 $1\,250 \text{ Pa}$ 。已知气体密度为 1.0 kg/m^3 ,试选择合适的型号。

解:已规定采用扩散式旋风分离器,则其型号可由其生产能力表中选出。表中所列压强降是当气体密度为 1.2 kg/m^3 时的数值。本题中热空气的允许压强降 $1\,250 \text{ Pa}$ 是密度为 1.0 kg/m^3 的数值,则应换算为气体密度为 1.2 kg/m^3 时的压强降,即

$$\Delta p = 1\,250 \times \frac{1.2}{1.0} = 1\,500 \text{ Pa}$$

从表中查得 5 号扩散式旋风分离器(直径为 525 mm)在 $1\,570 \text{ Pa}$ 的压强降下操作时,生产能力为 $5\,000 \text{ m}^3/\text{h}$ 。现要达到 $10\,000 \text{ m}^3/\text{h}$ 的生产能力,可采用两台并联。

当然,也可以做出其他的选择,即选用的型号与台数不同于上面的方案。所有这些方案在满足气体处理量及不超过允许压强降的条件下,效率高低和费用大小将不相同。合适的型号只能根据实际情况和经验确定。

8. 旋液分离器的结构有何特点? 有什么主要用途?

答:旋液分离器又称水力旋流器,是利用离心沉降原理从悬浮液中分离固体颗粒的设备,它的结构与操作原理和旋风分离器相类似。设备主体也是由圆筒和圆锥两部分组成,其结构特点是直径小而圆锥部分长。在一定的切向进口速度下,小直径的圆筒有利于增大惯性离心力,可提高沉降速度;锥形部分加长,可增大液流的行程,延长了悬浮液在器内的停留时间。

悬浮液经入口管切向进入圆筒,向下作螺旋运动,增浓液从底部排出管排出,称为底流;清液或含有微细颗粒的液体成为上升的内旋流,从顶部的中心管排出,称为溢流。

旋液分离器既可用于悬浮液增浓,也可用于不同粒径的颗粒或不同密度的颗粒分级。同时,旋液分离器还可用于不互溶液体的分离、气液分离以及传热、传质和雾化等操作中,因而广泛应用于多种工业领域中。

近几年来,为了使微细物料悬浮液有效地分离,开发了超小型旋液分离器(直径小于 15 mm 的旋液分离器),对 $2 \sim 5 \mu\text{m}$ 的细粒具有很高的分离效率。根据生产能力要求,可采用许多小旋液分离器并联操作。

1-3-4 过滤

过滤是分离悬浮液最普遍和最有效的单元操作之一。藉过滤操作可获得清净的液体或固相产品。与沉降分离相比,过滤操作可使悬浮液的分离更迅速更彻底。在某些场合下,过滤是

沉降的后继操作。与蒸发、干燥等机械操作相比,其能量消耗比较低。

1. 过滤操作的原理是什么? 过滤操作分为几类? 各自适用于什么场合?

答:过滤操作原理是以某种多孔物质或粒状床层为介质,在外力作用下,使悬浮液中的液体通过介质的孔道,而固体颗粒被截留,从而实现液固分离的操作。过滤操作采用的多孔物质称为过滤介质,所处理的悬浮液称为滤浆或料浆,穿过多孔介质的液体称为滤液,被截留的固体物质称为滤饼或滤渣。图 3-4 是过滤操作的示意图。

实现过滤操作的外力可以是重力、压强差或惯性离心力,而工业上应用最多的是压强差。

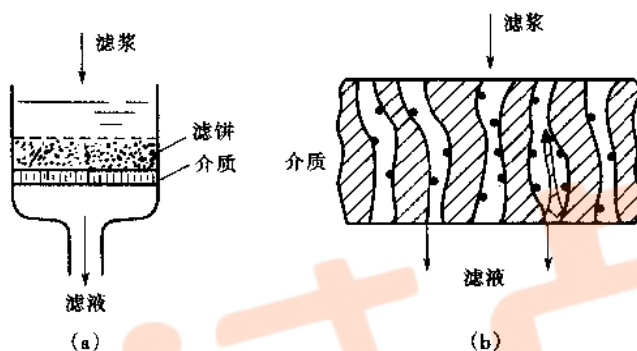


图 3-4 过滤操作示意图

(a) 饼层过滤 (b) 深层过滤

工业上的过滤操作分为两大类,即饼层过滤和深床(或深层)过滤,如图 3-4(a)、(b)所示。

饼层过滤是指固体物质沉积于过滤介质表面而形成滤饼层的操作。当发生“架桥”现象以后,真正发挥截留颗粒作用的主要是滤饼层而不是过滤介质。饼层过滤适用于处理固体含量较高(固相体积分数约在1%以上)的悬浮液。

深床过滤是指固体颗粒并不形成滤饼,而是沉积于较厚的粒状过滤介质床层内部的过滤操作。这种过滤适用于生产能力大而悬浮液中颗粒小、含量甚微(固相体积分数在0.1%以下)的场合。自来水厂饮水的净化即属深床过滤。

另外,近来膜过滤(包括超滤和微孔过滤)作为一种精密分离技术,得到飞速发展,并应用于许多行业生产中。

2. 对过滤介质的性能有何要求? 工业上常用的过滤介质有几类?

答:过滤介质是滤饼的支承物,它应具有足够的力学强度和尽可能小的流动阻力,同时,还应具有相应的耐腐蚀性和耐热性。

工业上常用的过滤介质主要有:织物介质、堆积介质和多孔性固体介质。用于膜过滤的介质则为各种无机材料膜和有机高分子膜。

3. 根据滤饼的压缩性可将其分为几类? 助滤剂应具备什么特性?

答:根据滤饼的压缩性将其分为不可压缩滤饼和可压缩滤饼。构成饼层的颗粒如果是不可变形的坚硬固体(如硅藻土、碳酸钙等),则当滤饼两侧的压强差增大时,单位厚度床层的流

动阻力可视为恒定,这类滤饼称为不可压缩滤饼。相反,如果滤饼是由某些类似氢氧化物的胶体物质构成,则当滤饼两侧的压强差增大时,单位厚度饼层的流动阻力随压强差增大而加高,这种滤饼称为可压缩滤饼。

为了减少可压缩滤饼的流动阻力,有时将某种质地坚硬而能形成疏松饼层的另一种固体颗粒混入悬浮液或预涂于过滤介质上,以形成疏松饼层,使滤液得以畅流。这种预混或预涂的粒状物质称为助滤剂。

对助滤剂的基本要求如下:

①应是能形成多孔饼层的刚性颗粒,具有不可压缩性,使滤饼有良好的渗透性及较低的流动阻力;

②应具有化学稳定性,不与悬浮液发生化学反应,也不溶于液相中。

应予注意,一般以获得清净滤液为目的时,采用助滤剂才是适宜的。

4. 滤液通过饼层的流动有何特点? 如何将流体力学原理应用于滤液通过饼层的流动?

答:滤液通过饼层的流动特点:

①滤液通道细小曲折、形成不规则的网状结构的饼层流动;

②随着过滤进行,滤饼厚度不断增加,流动阻力逐渐加大,因而过滤属非定态操作;

③细小而密集的颗粒层提供了很大的液固接触表面,滤液的流动大都在滞流区。

为了对滤液流动加以数学描述,将复杂的实际流动进行简化:对于颗粒层不规则的通道可简化成长度为 l 的一组平行细管。细管的当量直径可由床层的孔隙率 ϵ 和颗粒的比表面积 a 来计算,细管长度 l 随滤饼层的厚度而变。

对于滤液通过平行细管的滞流流动,可用泊谟叶方程加以描述,即

$$u_i \propto \frac{d_c^2 (\Delta p_c)}{\mu l}$$

$$\text{或} \quad u = \frac{\epsilon^3}{5a^2(1-\epsilon)^2} \frac{\Delta p_c}{\mu L} \quad (3-21)$$

经分析推动力和流动阻力的对应关系,并对滤饼层和过滤介质使用各自的叠加原理,便可推导得到过滤基本方程式。

总之,从分析滤液通过滤饼层流动的特点入手,将复杂的实际流动加以简化,根据流体力学原理,对滤液的流动用数学方程式进行描述,并以基本方程式为依据,分析强化过滤操作的途径。

5. 过滤基本方程式的表达式有几种? 它对过滤操作有何指导意义?

答:过滤基本方程式是从理论上描述过滤速率(或过滤速度)与过滤推动力、过滤设备结构和尺寸、料浆与介质性质、滤饼性质、操作时间诸因素之间关系的表达式。由于影响因素的复杂性,采用数学模型法进行推导。

过滤基本方程式可用滤饼厚度和滤液体积两种表达方式,即

以滤饼厚度表达:

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A \Delta p^{1-s}}{\mu r' (L + L_e)} \quad (3-22)$$

$$\text{或} \quad \frac{dV}{Ad\theta} = \frac{\Delta p^{1-s}}{\mu r' (L + L_e)} \quad (3-22a)$$

以滤液体积表达:

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A^2 (\Delta p)^{1-s}}{\mu r' v (V + V_e)} \quad (3-23)$$

$$\text{或} \quad \frac{dV}{Ad\theta} = \frac{A (\Delta p)^{1-s}}{\mu r' v (V + V_e)} \quad (3-23a)$$

式 3-22、式 3-23 适用于可压缩滤饼和不可压缩滤饼。对于不可压缩滤饼,压缩性指数 $s = 0$,则式 3-22 及式 3-23 分别简化为下面式子:

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A \Delta p}{\mu r' (L + L_e)} \quad (3-24)$$

$$\text{或} \quad \frac{dV}{d\theta} = \frac{A^2 \Delta p}{\mu r v (V + V_e)} \quad (3-25)$$

上面诸式中有关物理参数之间的关系为

$$L = V_0 / A \quad (3-26)$$

$$\text{及} \quad L_e = V_e v / A \quad (3-27)$$

$$r = r' (\Delta p)^s \quad (3-28)$$

过滤基本方程式对于过滤操作有重要的指导意义。例如,在现有设备上过滤操作,欲提高过滤速率,可采取如下措施:在条件允许时,提高过滤压强差,选用阻力低的过滤介质,适当提高过滤操作温度(降低粘度),可压缩滤饼采用助滤剂(降低比阻和压缩性指数)等,对提高过滤速率均是有利的。

另外,对原料液预处理使细小颗粒聚集成粗颗粒,采取一切措施减小滤饼厚度,对提高过滤速率也是有效的。

根据过滤基本方程还可用来分析各种过滤设备的洗涤速率与最终过滤速率之间关系;指导板框压滤机滤框厚度的最佳选择,以使过滤设备获得最大生产能力。

6. 过滤操作有几种典型方式? 各具什么特点?

答:过滤操作有恒压过滤和恒速过滤两种典型方式。恒压过滤操作的特点是在恒定压差下进行过滤操作,随着过滤时间的延长,滤饼逐渐加厚,导致过滤速率不断下降;恒速过滤操作需不断加大过滤推动力(即提高压强),以适应过滤阻力增加而维持恒速的需要。

有时,为避免过滤初期因压强差过高而引起滤液浑浊或滤布堵塞,可采用先恒速后恒压的复合操作方式,过滤开始时以较低的恒定速率操作,当表压升至给定数值后,再转入恒压操作。由于恒速段的时间很短,工业上大都可视为恒压操作。

7. 恒压过滤方程式有哪些表达式? 它们能解决哪些计算问题?

答:根据过滤方程式 3-23,对于一定的悬浮液在恒定的压强差下进行过滤操作,则式中的 μ 、 r' 、 v 、 Δp 、 s 皆可视为常数,令

$$k = 1 / \mu r' v \quad (3-29)$$

$$\text{及} \quad K = 2k (\Delta p)^{1-s} \quad (3-30)$$

于是式 3-23 可写作如下形式:

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{KA^2}{2(V+V_e)} \quad (3-31)$$

在不同边界条件下积分式 3-31 可得到相应的恒压过滤方程式,即

$$V_e^2 = KA^2 \theta_e \quad (3-32)$$

$$V^2 + 2VV_e = KA^2 \theta \quad (3-33)$$

$$(V+V_e)^2 = KA^2(\theta+\theta_e) \quad (3-34)$$

当过滤介质阻力可忽略时,式 3-34 简化为

$$V^2 = KA^2 \theta \quad (3-35)$$

若令 $q = V/A$ 及 $q_e = V_e/A$, 则式 3-32 至式 3-35 分别变为以下各式:

$$q_e^2 = K\theta_e \quad (3-32a)$$

$$q^2 + 2qq_e = K\theta \quad (3-33a)$$

$$(q+q_e)^2 = K(\theta+\theta_e) \quad (3-34a)$$

$$q^2 = K\theta \quad (3-35a)$$

利用上面诸式可解决过滤操作的如下计算问题。

①操作型计算,欲得到一定滤液体积所需的过滤时间;在一定过滤时间内可得到的滤液体积。

②设计型计算,给定生产任务,确定所需过滤面积,进而选定过滤设备。

③测定恒压过滤常数 K 、 $q_e(V_e)$ 及 θ_e 。

【例 3-5】在过滤面积为 10 m^2 的板框压滤机中以恒压差过滤某种悬浮液。已测得两组数据:过滤 10 min 得滤液 1.35 m^3 ;再过滤 10 min 又得滤液 0.65 m^3 。

试计算:

(1)恒压过滤常数 K 、 q_e 及 θ_e ;

(2)过滤 30 min 共得滤液多少 m^3 。

解:本例旨在掌握恒压过滤方程的应用,熟悉实验测定过滤常数的方法。

(1)过滤常数 K 、 $q_e(V_e)$ 、 θ_e 。

根据两组 V 与 θ 的数据由式 3-33 计算恒压过滤常数 K 及 $V_e(q_e)$,再由式 3-32a 求 θ_e 。

$$1.35^2 + 2 \times 1.35 V_e = K(10)^2 \times 10 \times 60$$

$$(1.35 + 0.65)^2 + 2(1.35 + 0.65) V_e = K(10)^2 \times 20 \times 60$$

解得 $V_e = 0.2528 \text{ m}^3$

则 $q_e = V_e/A = 0.2528/10 = 0.02528 \text{ m}^3/\text{m}^2$

$$K = 4.176 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\theta_e = q_e^2/K = 0.02528^2/(4.176 \times 10^{-5}) \approx 15.3 \text{ s}$$

(2)过滤 30 min 的滤液量 V_3

在测得过滤常数的基础上,用式 3-33 计算过滤 30 min 的 V_3 ,即

$$V_3^2 + 2 \times 0.2528 V_3 = 4.176 \times 10^{-5} \times (10)^2 \times 30 \times 60$$

解得 $V_3 = 2.501 \text{ m}^3$

【例 3-6】用板框压滤机在 $9.81 \times 10^4 \text{ Pa}$ 恒压差下过滤某种水悬浮液。要求每小时处理料浆 8 m^3 。已测得 1 m^3 滤液可得滤饼 0.1 m^3 ,过滤方程为

$$V^2 + V = 5 \times 10^{-4} A^2 \theta (\theta \text{ 的单位为 s})$$

试求:(1)过滤面积 A ;

(2) 恒压过程常数 K 、 q_e 及 θ_e 。

解: 本题旨在掌握恒压过滤方程式的应用, 并熟悉已知方程中过滤常数的对应关系。

(1) 过滤面积 A

由题给数据知, $v = 0.1$, 则

$$V = V_F / (1 + v) = 8 / (1 + 0.1) = 7.273 \text{ m}^3$$

$$7.273^2 + 7.273 = 5 \times 10^{-4} \times 3600 A^2$$

解得 $A = 5.782 \text{ m}^2$

(2) 过滤常数 K 、 q_e 及 θ_e 。

将已知过滤方程与恒压过滤方程式 3-32 相比较可得到

$$K = 5 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$2V_e = 1 \text{ m}^3 \quad V_e = 0.5 \text{ m}^3$$

故 $q_e = V_e / A = 0.5 / 5.782 = 0.0865 \text{ m}^3/\text{m}^2$

$$\theta_e = q_e^2 / K = 0.0865^2 / 5 \times 10^{-4} = 15 \text{ s}$$

8. 工业上应用广泛的过滤机有哪几种?

答: 按照操作方式, 过滤机可分为间歇式与连续式; 根据过滤的推动力过滤机可分为压滤式、吸滤式及离心式。工业上应用较为广泛的板框机、叶滤机为压滤型间歇过滤机, 转筒真空过滤机则为吸滤型连续操作过滤机。

自 20 世纪 60 年代以来, 新型过滤设备和过滤技术不断涌现, 如预涂层转筒真空过滤机、真空带式过滤机、节省能源的压榨机、高过滤速率的动态过滤机等在大型生产中都取得很好的效益。

9. 滤饼洗涤的目的和特点是什么? 各种过滤设备的洗涤速率和最终过滤速率之间有什么对应关系? 洗涤时间怎样计算?

答: ① 滤饼洗涤的目的在于回收滞留于颗粒缝隙中的滤液或除去滤饼中可溶性杂质, 以净化固体产品。

② 洗涤操作大多具有恒压恒速的特点。

③ 若洗涤时维持终了时相同的压强差, 并假定洗水粘度与滤液粘度相近, 则洗涤速率与过滤终了时的过滤速率 $\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_F$ 有一定的关系, 这个关系取决于洗涤方式。

叶滤机和转筒真空过滤机上采用的是置换洗涤法, 洗涤速率与过滤终了时的过滤速率大致相等, 即

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_W = \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_E = \frac{KA^2}{2(V + V_e)} \quad (3-36)$$

板框压滤机采用的是横穿洗涤法, 洗水横穿两层滤布及整个厚度的滤饼, 流经长度约为过滤终了时滤液流动路径的两倍, 而供洗水流通的面积又仅为过滤面积的一半, 即

$$(L + L_e)_W = 2(L + L_e)_B$$

$$A_W = \frac{1}{2} A$$

将以上关系代入过滤基本方程式, 可得

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_e = \frac{KA^2}{8(V+V_e)} \quad (3-37)$$

即板框压滤机上的洗涤速率约为过滤终了时滤液流率的四分之一。

④若每次过滤终了以体积为 V_w 的洗水洗涤滤饼,则所需的洗涤时间为

$$\theta_w = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w} \quad (3-38)$$

[例 3-7] 板框压滤机的最终过滤速率为 $4 \text{ m}^3/\text{h}$ 。过滤完毕用横穿洗涤法洗涤滤饼 30 min 。洗水粘度、洗涤压强差均和过滤终了时相同,试求洗水的用量。

解:板框压滤机的洗涤速率为最终过滤速率的 $1/4$,即

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_e = \frac{1}{4} \times 4 = 1 \text{ m}^3/\text{h}$$

由式 3-38 可得

$$V_w = \theta_w \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = \frac{1}{2} \times 1 = 0.5 \text{ m}^3$$

即需要的洗水量为 0.5 m^3 。

10. 何谓过滤机的生产能力? 间歇过滤机的生产能力如何计算?

答:过滤机的生产能力通常是指单位时间内获得的滤液量,也有按滤饼产量或滤饼中固体物料的产量来计算的。

间歇过滤的特点是在整个过滤机上依次进行过滤、洗涤、卸饼、清理、装合等步骤的循环操作。生产能力的计算,应以整个操作周期为基准。操作周期为

$$T = \theta + \theta_w + \theta_D$$

过滤机的生产能力为

$$Q = \frac{3600V}{T} = \frac{3600V}{\theta + \theta_w + \theta_D} \quad (3-39)$$

[例 3-8] 用板框压滤机于 $2.95 \times 10^5 \text{ Pa}$ 的压强差下过滤某种悬浮液。过滤机的型号为 BMS20/635—25, 共 26 个框。现已测得操作条件下的过滤常数 $K = 1.13 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$, $q_e = 0.023 \text{ m}^3/\text{m}^2$, 1 m^3 滤液可得滤饼 0.020 m^3 , 试求:

(1) 滤饼充满滤框所需的过滤时间;

(2) 过滤完毕后用清水洗涤滤饼,清水粘度、表压与过滤终了时的均相同,洗水体积为滤液体积的 10%,洗涤时间为多少?

(3) 每批操作的辅助时间为 15 min ,过滤机的生产能力为多少 m^3/h ?

解:(1) 过滤时间

$$\text{过滤面积 } A = 2 \times 0.635^2 \times 26 = 21 \text{ m}^2$$

$$\text{滤饼体积 } V_s = 0.635^2 \times 0.025 \times 26 = 0.262 \text{ m}^3$$

$$\text{滤液体积 } V = V_s / v = 0.262 / 0.020 = 13.10 \text{ m}^3$$

$$q = V/A = 13.10/21 = 0.6238 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

过滤时间由式 3-34a 计算,即

$$\theta = \frac{q^2 + 2qq_e}{K} = \frac{0.6238^2 + 2 \times 0.023 \times 0.6238}{1.13 \times 10^{-4}} = 3698 \text{ s}$$

(2) 洗涤时间

$$V_w = 0.1V = 0.1 \times 13.10 = 1.310 \text{ m}^3$$

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = \frac{KA}{8(q+q_e)} = \frac{1.13 \times 10^{-4} \times 21}{8(0.6238 + 0.023)} = 4.586 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

用式 3-38 计算洗涤时间, 即

$$\theta_w = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w} = \frac{1.310}{4.586 \times 10^{-4}} = 2856 \text{ s}$$

(3) 生产能力

$$\text{操作周期 } T = \theta + \theta_w + \theta_D = 3698 + 2856 + 15 \times 60 = 7454 \text{ s}$$

用式 3-39 求过滤机的生产能力, 即

$$Q = \frac{3600V}{\theta + \theta_w + \theta_D} = \frac{3600 \times 13.10}{7454} = 6.33 \text{ m}^3/\text{h}$$

解该题的关键是计算过滤和洗涤时间。

11. 连续过滤机的操作特点是什么? 其生产能力如何计算?

答: 以转筒真空过滤机为例, 连续过滤机的特点是过滤、洗涤、卸饼等操作在转筒表面的不同区域内同时进行。任何时间总有一部分表面浸没在滤浆中进行过滤, 任何一块表面在转筒回转一周过程中只有部分时间进行过滤操作。转筒回转一周即相当于间歇过滤机的一个操作循环。如果知道回转一周所获得的滤液体积及每小时的转数, 便可求得连续过滤机的生产能力。

由恒压过滤方程式, 可求得转筒每转一周所得到的滤液体积, 即

$$V = \sqrt{KA^2(\theta + \theta_e)} - V_e = \sqrt{KA^2\left(\frac{60\phi}{n} + \theta_e\right)} - V_e \quad (3-40)$$

每小时可得到的滤液体积, 即连续过滤机的生产能力为

$$Q = 60nV = 60\left[\sqrt{KA^2(60\phi n + \theta_e n^2)} - V_e n\right] \quad (3-41)$$

可忽略过滤介质阻力时, $V_e = 0, \theta_e = 0$, 则上式简化为

$$Q = 60n\sqrt{KA^2\frac{60\phi}{n}} = 465A\sqrt{K\phi n} \quad (3-41a)$$

由上式可见, 适当提高转速 n 和浸没度 ϕ , 加大过滤常数 K (增大真空度或降低滤液粘度) 对提高连续过滤机的生产能力是有利的。

[例 3-9] 现用一台 GP5—1.75 型转筒真空过滤机 (此机转鼓直径 1.75 m, 长度 0.98 m, 过滤面积 5 m², 浸没度 120°) 于 460 mmHg 真空度下过滤某种悬浮液。已知过滤常数 $K = 5.15 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, 每获得 1 m³ 滤液可得 0.66 m³ 滤饼, 过滤介质阻力可忽略不计, 滤饼为不可压缩, 转鼓转速为 1 r/min, 试求过滤机的生产能力及转筒表面的滤饼厚度。

解: 在忽略介质阻力下, 用式 3-41a 计算生产能力, 并由滤饼体积和过滤面积求滤饼厚度。

(1) 生产能力

$$\text{转筒过滤面积 } A = \pi D L = 1.75 \times 0.98\pi = 5.39 \text{ m}^2$$

$$\text{转筒浸没度 } \phi = \frac{120^\circ}{360^\circ} = \frac{1}{3}$$

将已知数据代入式 3-41a, 得到

$$Q = 465A\sqrt{K\phi n} = 465 \times 5.39 \sqrt{5.15 \times 10^{-6} \times \frac{1}{3} \times 1} = 3.28 \text{ m}^3/\text{h}$$

(2) 滤饼厚度 L

转筒每转一周获得的滤液量为

$$V = \frac{Q}{60} = \frac{3.28}{60} = 0.05467 \text{ m}^3$$

$$V_s = V_v = 0.05467 \times 0.66 = 0.03608 \text{ m}^3$$

则
$$L = \frac{V_s}{A} = \frac{0.03608}{5.39} = 6.69 \times 10^{-3} \text{ m} \approx 6.7 \text{ mm}$$

1-3-5 离心机

离心机如何分类？工业上常用的离心机有哪几种？

答：利用设备（转鼓）本身旋转产生的惯性离心力来分离液态非均相混合物的机械称为离心机。

(1) 根据分离因数 K_c 分类

离心力场强度与重力场强度之比，称为分离因数。对于设备本身旋转的离心机，分离因数可以表示为

$$K_c = \frac{u_r^2}{Rg} = \frac{(\omega R)^2}{Rg} = R \frac{\omega^2}{g} \quad (3-42)$$

根据 K_c 值可将离心机分为

常速离心机 $K_c < 3000$ （一般为 $600 \sim 1200$ ）

高速离心机 $K_c = 3000 \sim 50000$

超高速离心机 $K_c > 50000$

最新式的离心机，其 K_c 值可高达 500000 以上，常用来分离胶体物料及破坏乳状液。分离因数的极限值取决于转动部件的材料强度。提高分离因数值的基本途径是增加转鼓转速。

(2) 根据分离方式或功能分类

离心机可分为三种基本类型。

① 过滤式离心机，这种离心机的转鼓壁上开有小孔，在鼓内壁面上覆以滤布，悬浮液加入鼓内并随之旋转，液体受离心力作用通过滤布和鼓上小孔被抛出而颗粒被截留鼓内。

② 沉降式离心机，这种离心机的转鼓没开孔，故只能用以增浓悬浮液，使密度较大的颗粒沉积于转鼓内壁，清液集于中央并不断引出。

③ 离心分离机，离心分离机的转鼓上同样不开孔，用以分离乳状液。在转鼓内液体按轻重分层，重者在外，轻者在内，各自从径向的适当位置引出。

离心机的操作方式也有间歇与连续之分。此外，还可根据转鼓轴线的方向将离心机分为立式与卧式。

工业上用于悬浮液增浓或乳浊液分离的离心机有无孔转鼓式、碟式分离机、管式高速离心机等；用于过滤的离心机有三足式、卧式刮刀卸料式、活塞推料式等。

本章复习要点

通过本章学习能够利用流体力学原理实现非均相混合物的分离，掌握过程的基本原理，过

程及设备的计算,分离设备的选型。

本章应重点掌握的内容:

①重力沉降分离原理、沉降速度、降尘室的设计或操作原则,影响降尘室生产能力的因素,单层与多层降尘室;

②离心沉降分离的原理、离心沉降速度、分离因数,旋风分离器的性能评价指标及其选型,旋风分离器的结构特点及分类;

③过滤操作的原理,过滤基本方程式的应用,恒压过滤的计算,过滤常数的测定,过滤设备的典型结构特点,滤饼的洗涤,过滤机的生产能力。

一般了解悬浮液沉降分离设备(澄清器及旋液分离器),离心机的分类与适用场合。

在本章学习中,应注意与流体流动原理相结合,并注意学习对复杂的工程问题进行简化处理的方法。

[例 3-10] 直径为 $55\ \mu\text{m}$ 的球形石英粒子(密度为 $2\ 650\ \text{kg/m}^3$)分别在 $25\ ^\circ\text{C}$ 的空气和清水中沉降,试计算其沉降速度。 $25\ ^\circ\text{C}$ 时,空气的粘度为 $1.84 \times 10^{-5}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$,密度为 $1.185\ \text{kg/m}^3$;水的粘度为 $0.897\ 3 \times 10^{-3}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$,密度为 $996.9\ \text{kg/m}^3$ 。

解:沉降速度的计算可采用试差法或根据无因次数群 K 值判别流型,再选用相应公式计算 u_t 。此处采用试差法。

由于颗粒直径较小,假设沉降在滞流区,用斯托克斯方程求 u_t ,然后核算流型。

(1)在空气中的沉降速度

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} = \frac{(55 \times 10^{-6})^2 (2\ 650 - 1.185) \times 9.81}{18 \times 1.84 \times 10^{-5}} = 0.237\ 3\ \text{m/s}$$

核算流型

$$Re_t = \frac{du_t\rho}{\mu} = \frac{(55 \times 10^{-6}) \times 0.237\ 3 \times 1.185}{1.84 \times 10^{-5}} = 0.840\ 5 < 1$$

(2)在水中的沉降速度

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} = \frac{(55 \times 10^{-6})^2 (2\ 650 - 996.9) \times 9.81}{18 \times 0.897\ 3 \times 10^{-3}} = 3.03 \times 10^{-3}\ \text{m/s}$$

核算流型

$$Re_t = \frac{du_t\rho}{\mu} = \frac{(55 \times 10^{-6}) \times 3.03 \times 10^{-3} \times 996.9}{0.897\ 3 \times 10^{-3}} = 0.185\ 6 < 1$$

假设滞流区正确,求得 u_t 有效。

由以上计算看出,同一颗粒在不同介质中沉降时,具有不同的沉降速度。可见, u_t 是由颗粒特性和流体特性综合决定的。

[例 3-11] 在底面积为 $40\ \text{m}^2$ 的降尘室中回收气流中的固体球粒,气体流量为 $3\ 600\ \text{m}^3/\text{h}$ 、固体密度为 $2\ 650\ \text{kg/m}^3$ 、气流为 $40\ ^\circ\text{C}$ 的空气,试求理论上能够被完全除去的最小颗粒直径。 $40\ ^\circ\text{C}$ 时空气的密度为 $1.128\ \text{kg/m}^3$,粘度为 $1.91 \times 10^{-5}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

解:本例已知条件为降尘室的底面积及生产能力,从而可求得允许的沉降速度 u_t ,假设沉降在滞流区,则可由斯托克斯方程求得 d ,计算过程如下:

$$V_s = 3\ 600 / 3\ 600 = 1\ \text{m}^3/\text{s}$$

$$u_t = \frac{V_s}{bl} = \frac{1}{40} = 0.025\ \text{m/s}$$

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu}$$

$$\text{则 } d = \sqrt{\frac{18\mu u_i}{(\rho_s - \rho)g}} = \sqrt{\frac{18 \times 1.91 \times 10^{-5} \times 0.025}{(2650 - 1.13) \times 9.81}} = 1.82 \times 10^{-5} \text{ m} = 18.2 \mu\text{m}$$

核算流型

$$Re_i = \frac{du_i \rho}{\mu} = \frac{1.82 \times 10^{-5} \times 0.025 \times 1.128}{1.91 \times 10^{-5}} = 0.02687 < 1$$

假设滞流正确,求得的 $d = 18.2 \mu\text{m}$ 有效。

【例 3-12】拟用标准旋风分离器除去炉气中的球形颗粒。已选定分离器直径 $D = 0.4 \text{ m}$, 固相密度为 3000 kg/m^3 , 气相密度为 0.674 kg/m^3 , 粘度为 $3.8 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$, 操作条件下的气量为 $1200 \text{ m}^3/\text{h}$ 。试计算离心分离因数、临界粒径、分割粒径及压强降。

解:本例为旋风分离器性能参数的计算。 K_c 、 d_c 、 d_{50} 及 Δp 分别用式 3-14、式 3-15、式 3-18 及式 3-20 计算。

对于标准旋风分离器 $h = \frac{D}{2}$, $B = \frac{D}{4}$, N_c 取 5, $\zeta = 8$, 则

$$hB = \frac{D^2}{8} = \frac{0.4^2}{8} = 0.02 \text{ m}^2$$

$$u_i = \frac{V_i}{hB} = \frac{1200}{3600 \times 0.02} = 16.67 \text{ m/s}$$

$$\text{故 } K_c = \frac{u_i^2}{Rg} = \frac{16.67^2}{0.2 \times 9.81} = 141.6$$

根据简化假设,取 $u_1 = u_i = 16.67 \text{ m/s}$ 。

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N_c \rho_s u_i}} = \sqrt{\frac{9 \times 3.8 \times 10^{-5} \times \frac{0.4}{4}}{\pi \times 5 \times 3000 \times 16.67}} = 6.6 \times 10^{-6} \text{ m} = 6.6 \mu\text{m}$$

$$d_{50} \approx 0.27 \sqrt{\frac{\mu D}{(\rho_s - \rho) u_i}} = 0.27 \sqrt{\frac{3.8 \times 10^{-5} \times 0.4}{(3000 - 0.67) \times 16.67}} = 4.71 \times 10^{-6} \text{ m} = 4.71 \mu\text{m}$$

$$\Delta p = \zeta \frac{u_i^2}{2} \rho = 8 \times \frac{16.67^2 \times 0.674}{2} = 749.2 \text{ Pa}$$

【例 3-13】已知某板框压滤机过滤某种滤浆的恒压过滤方程式为

$$q^2 + 0.04q = 5 \times 10^{-4} \theta \quad (\theta \text{ 的单位为 s})$$

试求:(1)过滤常数 K 、 q_c 及 θ_c 值;

(2)若欲在 30 min 内得到 5 m^3 滤液(滤饼正好充满滤框),则需框内边长为 810 mm 的滤框若干个?

解:本例旨在熟悉恒压过滤方程及其应用。

(1)过滤常数 K 、 q_c 及 θ_c 。

恒压过滤方程式为

$$q^2 + 2qq_c = K\theta$$

本例的恒压过滤方程与上式比较可得到

$$K = 5 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$2q_c = 0.04$$

$$\text{则 } q_c = 0.02 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

θ_c 由式 3-32a 计算,即

$$\theta_c = q_c^2 / K = 0.02^2 / 5 \times 10^{-4} = 0.8 \text{ s}$$

(2)滤框数

$$q^2 + 0.04q = 5 \times 10^{-4} \times 30 \times 60$$

$$\text{即 } q^2 + 0.04q - 0.9 = 0$$

解得 $q = 0.9289 \text{ m}^3/\text{m}^2$

而 $q = V/V_A$

$$A = V/q = 5/0.9289 = 5.383 \text{ m}^2$$

又 $A = 2nb^2$

$$n = A/2b^2 = 5.383/(2 \times 0.81^2) = 4.1$$

为保证满足任务要求可取 5 个框。

应注意板框压滤机过滤面积的计算方法。

【例 3-14】用板框压滤机进行恒压过滤碳酸钙水悬浮液。边长为 810 mm、厚度为 50 mm 的正方形滤框共有 16 个。已测得在指定条件下的过滤常数 $K = 2 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$, $q_c = 0.01 \text{ m}^3/\text{m}^2$, 滤饼体积与滤液体积之比为 0.12。

试求：(1) 滤饼充满滤框所需的过滤时间；

(2) 过滤完毕后用 1/10 滤液体积的清水洗涤滤饼所需的洗涤时间（洗涤的压强差和洗水粘度与过滤终了时相同）；

(3) 若每批操作的辅助时间为 25 min，则生产能力是多少 (m^3/h)？

解：本例涉及间歇过滤机主要项目的计算，其中包括过滤面积、过滤时间、洗涤时间及生产能力。依次计算如下。

(1) 过滤时间 θ

θ 的计算可依一个滤框为基准，也可用整个过滤机（16 个滤框）的总面积计算，但要注意过滤面积与滤液体积的对应。此处，以一个滤框为基准进行计算。

$$A = 2 \times 0.81^2 = 1.312 \text{ m}^2$$

$$V_c = Aq_c = 1.312 \times 0.01 = 0.01312 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$V_s = b^2 L = 0.81^2 \times 0.05 = 0.03281 \text{ m}^3$$

$$V = V_s/v = 0.03281/0.12 = 0.2734 \text{ m}^3$$

将有关数据代入式 3-33 便可求得 θ ，即

$$0.2734^2 + 2 \times 0.01312 \times 0.2734 = 2 \times 10^{-5} (1.312)^2 \theta$$

解得 $\theta = 2380 \text{ s}$

(2) 洗涤时间 θ_w

$$\theta_w = V_w / \left(\frac{dV}{d\theta} \right)_w$$

式中 $V_w = \frac{1}{10} V = \frac{1}{10} \times 0.2734 = 0.02734 \text{ m}^3$

对于板框压滤机的横穿洗涤法，有

$$\left(\frac{dV}{d\theta} \right)_w = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{d\theta} \right)_c = \frac{KA^2}{8(V + V_c)}$$

则 $\theta_w = \frac{8(V + V_c)V_w}{KA^2} = \frac{8(0.2734 + 0.01312) \times 0.02734}{2 \times 10^{-5} \times 1.312^2} = 1820 \text{ s}$

(3) 过滤机的生产能力 Q

间歇机的生产能用式 3-39 计算，即

$$Q = \frac{3600(16V)}{\theta + \theta_w + \theta_d} = \frac{3600(16 \times 0.2734)}{2380 + 1820 + 25 \times 60} = 2.763 \text{ m}^3/\text{h}$$

【例 3-15】用转筒真空过滤机过滤某种悬浮液，料浆处理量为 $25 \text{ m}^3/\text{h}$ 。已知，滤饼体积与滤液体积之比为 0.08，转筒浸没度为 1/3，滤饼厚度不得小于 7 mm。现测得过滤常数 $K = 8 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ ，过滤介质阻力可忽略不计，试求过滤机的转速和过滤面积。

解：本例为规定生产任务条件下，选择转筒真空过滤机并确定适宜的转数。由于介质阻力可忽略不计，计

算的基本关系式是式 3-41a 与物料衡算方程,即

$$Q = 465A \sqrt{K\psi n}$$

式中 $Q = \frac{25}{1+v} = \frac{25}{1+0.08} = 23.15 \text{ m}^3/\text{h}$

$$Q_s = 25 - 23.15 = 1.85 \text{ m}^3/\text{h}$$

n 和 A 的关系必须满足滤饼体积及滤饼厚度的要求。现取滤饼厚度 $\delta = 7 \text{ mm}$, 则

$$Q_s = 60nA\delta$$

$$A = Q_s / (60n\delta) = 1.85 / (60 \times 0.007n) = 4.405/n \quad (1)$$

将式 1 代入式 3-41a, 得

$$Q = 465 \left(\frac{4.405}{n} \right) \sqrt{K\psi n}$$

即 $23.15 = 2048 \sqrt{K\psi/n} = 2048 \sqrt{\frac{8 \times 10^{-4} \times \frac{1}{3}}{n}}$

解得 $n = 2.087 \text{ r/min}$

$$A = 4.405 / 2.087 = 2.11 \text{ m}^2$$

自 测 题

一、填空题

- 球形颗粒从静止开始降落, 经历 _____ 和 _____ 两个阶段。沉降速度是指 _____ 阶段颗粒相对于流体的运动速度。
- 在斯托克斯沉降区, 颗粒的沉降速度与其直径的 _____ 次方成正比; 而在牛顿区, 与其直径的 _____ 次方成正比。
- 沉降雷诺准数越大, 流体粘度对沉降速度的影响 _____。
- 降尘室内, 颗粒可被分离的必要条件是 _____。
- 降尘室操作时, 气体的流动应控制在 _____ 流型。
- 在规定的沉降速度 u_s 条件下, 降尘室的生产能力只取决于 _____ 而与其 _____ 无关。
- 选择旋风分离器的主要依据是: (1) _____; (2) _____; (3) _____。
- 除去气流中尘粒的设备类型有 _____, _____, _____ 等。
- 饼层过滤是指 _____; 深床过滤是指 _____。
- 板框压滤机中横穿洗涤法, 在流体粘度与推动力相同条件下, 洗涤速率与最终过滤速率之比为 _____; 叶滤机中置换洗涤法, 洗涤速率与过滤速率之比为 _____。
- 工业上应用较多的压滤型间歇过滤机有 _____ 与 _____; 吸滤型连续操作过滤机有 _____。
- 根据操作目的(或离心机功能), 离心机分为 _____、_____ 和 _____ 三种类型。
- 根据分离因数大小, 离心机分为 _____、_____ 和 _____。

二、选择题

- 在重力场中, 固体颗粒的沉降速度与下列因素无关的是()。
A. 粒子几何形状 B. 粒子几何尺寸 C. 粒子与流体密度 D. 流体的流速
- 含尘气体通过长 4 m、宽 3 m、高 1 m 的降尘室, 已知颗粒的沉降速度为 0.25 m/s, 则除尘室的生产能力为()。
A. $3 \text{ m}^3/\text{s}$ B. $1 \text{ m}^3/\text{s}$ C. $0.75 \text{ m}^3/\text{s}$ D. $6 \text{ m}^3/\text{s}$

3. 某粒径的颗粒在降尘室中沉降,若降尘室的高度增加一倍,则该降尘室的生产能力将()。
- A. 增加一倍 B. 为原来 1/2 C. 不变 D. 不确定
4. 粒径分别为 $16\ \mu\text{m}$ 及 $8\ \mu\text{m}$ 的两种颗粒在同一旋风分离器中沉降,则两种颗粒的离心沉降速度之比为() (沉降在斯托克斯区)。
- A. 2 B. 4 C. 1 D. 1/2
5. 以下表达式中正确的是()。
- A. 过滤速率与过滤面积平方 A^2 成正比
B. 过滤速率与过滤面积 A 成正比
C. 过滤速率与所得滤液体积 V 成正比
D. 过滤速率与虚拟滤液体积 V_e 成反比
6. 在转筒真空过滤机上过滤某种悬浮液,将转筒转速 n 提高一倍,其他条件保持不变,则生产能力将为原来的()。
- A. 2 倍 B. $\sqrt{2}$ 倍 C. 4 倍 D. 1/2

三、计算题

1. 粒径为 $60\ \mu\text{m}$ 、密度为 $1800\ \text{kg/m}^3$ 的颗粒分别在 $20\ ^\circ\text{C}$ 的空气和水中作自由沉降,试计算在空气中的沉降速度是水中沉降速度的多少倍(沉降在斯托克斯区)。

2. 粒径为 $58\ \mu\text{m}$ 、密度为 $1800\ \text{kg/m}^3$ 、温度为 $20\ ^\circ\text{C}$ 、压强为 $101.3\ \text{kPa}$ 的含尘气体,在进入反应器之前需除去尘粒并升温至 $400\ ^\circ\text{C}$ 。降尘室的底面积为 $60\ \text{m}^2$ 。试计算先除尘后升温 and 先升温后除尘两种方案的气体最大处理量, m^3/s 。 $20\ ^\circ\text{C}$ 时气体粘度为 $1.81 \times 10^{-5}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$; $400\ ^\circ\text{C}$ 时粘度为 $3.31 \times 10^{-5}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$ (沉降在斯托克斯区)。

3. 某旋风分离器(四台并联)组出口气体含尘量为 $0.7 \times 10^{-3}\ \text{kg/标准 m}^3$, 气体流量为 $5000\ \text{标准 m}^3/\text{h}$, 每小时捕集下来的灰尘量为 $21.5\ \text{kg}$ 。试求:

(1) 总的除尘效率 η_o ;

(2) 理论上能完全除去的最小颗粒直径。

操作条件下, 气体粘度为 $2.0 \times 10^{-5}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$ 。旋风分离器的圆筒直径为 $0.4\ \text{m}$, 按标准旋风分离器性能估算。尘粒密度为 $2300\ \text{kg/m}^3$ 。

4. 某板框压滤机的滤框为内边长 $500\ \text{mm}$ 的正方形, 10 个滤框。恒压下过滤 $30\ \text{min}$ 获得滤液 $5\ \text{m}^3$, 滤饼不可压缩, 过滤介质阻力可忽略。试求:

(1) 过滤常数 $K, \text{m}^2/\text{s}$;

(2) 再过滤 $30\ \text{min}$, 还可获得多少 m^3 滤液?

5. 在过滤面积为 $8.06\ \text{m}^2$ 的板框压滤机上进行恒压过滤操作, 测得过滤方程为

$$q^2 + 0.062q = 5 \times 10^{-5} \theta \quad (\theta \text{ 单位为 s})$$

试求: (1) 过滤常数 K, q_e, V_e 及 θ_e ;

(2) 过滤 $30\ \text{min}$ 可得多少 m^3 滤液?

6. 在过滤面积为 $0.4\ \text{m}^2$ 的板框机上恒压过滤某种悬浮液, $2\ \text{h}$ 得滤液 $3.5\ \text{m}^3$, 若过滤介质阻力忽略不计, 试计算:

(1) 其他情况不变, 过滤 $1.5\ \text{h}$ 得滤液量;

(2) 过滤 $2\ \text{h}$ 后, 用 $0.4\ \text{m}^3$ 清水洗涤滤饼, 所需的洗涤时间。

7. 用转筒真空过滤机在 $60\ \text{kPa}$ 真空度下过滤某种悬浮液。操作条件下的过滤常数 K 为 $5.2 \times 10^{-5}\ \text{m}^2/\text{s}$, 过滤介质阻力忽略不计, 已知转速为 $0.5\ \text{r/min}$, 转筒浸没度为 $1/3$, 过滤面积为 $5.06\ \text{m}^2$, 每获得 $1\ \text{m}^3$ 滤液可获得滤饼 $0.183\ \text{m}^3$, 试计算:

(1) 过滤机的生产能力;

(2) 转筒表面滤饼厚度。

1-4 传 热

1-4-1 概述

1. 传热的基本方式有几种？各有何特点？

答：传热的基本方式有热传导、热对流和热辐射三种。

热传导是由于物质的分子、原子或电子的运动，使热量从物体内高温处向低温处的传递。热传导是静止物体的一种传热方式，即一切物体，不论其内部有无质点的相对位移，只要存在温度差，就必发生热传导。气体、液体和固体的热传导机理各不相同，发生在固体中的为典型的热传导。热传导不能在真空中进行。

热对流是指流体中质点发生相对位移而引起的热量传递。由于引起流体质点相对位移原因的不同，对流可分为强制对流和自然对流，相应进行的是强制对流传热和自然对流传热。在流体中发生强制对流传热的同时，往往伴随着自然对流传热。习惯上将流体与固体壁面间的传热，统称为对流传热。它是热对流和热传导的结合。

热辐射是指因热的原因发出辐射能的过程。所有的物体（包括固体、液体和气体）都能将热能以电磁波形式发射出去，而不需要任何介质，即可在真空中传播。任何物体在发出辐射能的同时，也不断吸收周围物体发来的辐射能。物体之间相互辐射和吸收能量的总结果称为辐射传热。净热量是从高温物体传向低温物体。辐射传热的特点是不仅有能量的传递，而且还有能量形式的转移。只有在物体温度较高时，热辐射才能成为主要的传递方式。

实际上，传热过程往往不是以某种传热方式单独出现的，而是两种或三种传热方式的组合，例如化工厂普遍使用的间壁式换热器中，冷、热流体间的换热是以热传导和热对流相结合的方式传热。

2. 何谓定态传热？有何特点？

答：传热系统（如换热器）中不积累热量（即输入的热量等于输出的热量），称为定态传热。定态传热的特点是传热速率（单位时间传递的热量）在任何时刻都为常量，并且系统中各点的温度仅随位置变化而与时间无关。连续生产过程中的传热多为定态传热。间歇生产过程则为非定态传热。

1-4-2 热传导

1. 傅立叶定律如何表达？式中各项的单位及意义为何？

答：傅立叶定律是热传导的基本定律，揭示了热传导速率的基本关系，它的表达式为

$$dQ = -\lambda dS \frac{\partial t}{\partial n} \quad (4-1)$$

式中: Q 代表热传导速率, 其单位为 W ; S 表示等温表面的面积, 其单位为 m^2 ; $\frac{\partial t}{\partial n}$ 代表温度梯度, 是向量, 其方向垂直于等温面, 它的正方向是沿温度增加的方向, 其单位为 $^{\circ}C/m$; λ 是比例系数, 称为导热系数, 它是物质的热性质, 其单位为 $W/(m \cdot ^{\circ}C)$ 。式中负号表示热流方向总是和温度梯度方向相反。

根据傅立叶定律, 可推导出平壁热传导和圆筒壁热传导的计算式, 具有工程意义。

2. 导热系数的物理意义及影响因素是什么?

答: 导热系数表征的热传导能力, 是物质的热性质。它在数值上等于单位温度梯度下的热传导通量。导热系数愈大, 热传导愈快。

导热系数的大小与物质的组成、结构、温度及压强等诸多因素有关。其值通常由实验测定。各种物质的导热系数差别很大, 一般金属的导热系数最大, 非金属固体的次之, 液体的较小, 而气体的最小。

对大多数固体, 导热系数与温度近似成线性关系, 即

$$\lambda = \lambda_0 (1 + at) \quad (4-2)$$

式中 λ_0 为固体在 $0^{\circ}C$ 时的导热系数; a 为温度系数, 对大多数材料为负值, 而大多数非金属材料为正值。应注意, 物体内部不同位置温度不同, 导热系数也有差异, 在热传导计算中, 常取导热系数的平均值。

液体的导热系数较小。在非金属液体中, 水的导热系数最大。除水和甘油外, 常见液体的导热系数随温度升高而略有减小。一般纯液体的导热系数比其溶液的要高。

气体的导热系数很小, 对热传导不利, 但有利于绝热保温。工业上所用的保温材料, 如玻璃棉等, 就是因为其空隙中有空气, 使这种材料的导热系数很小, 适用于保温绝热。一般气体的导热系数随温度升高而增大, 而压强对导热系数无明显影响。

3. 如何导出平壁热传导方程式? 它们在工程上有何实际意义?

答: 单层平壁的热传导如图 4-1 所示。因平壁内温度仅沿垂直于壁面的 x 方向变化, 且两侧表面积保持均匀, 则平壁内传热是定态一维热传导。因热传导速率和传热面积均是常量, 则傅立叶定律可表示为

$$Q = -\lambda S \frac{dt}{dx} \quad (4-3)$$

若材料的导热系数可取平均值, 则积分上式可得

$$Q = \frac{\lambda}{b} S (t_1 - t_2) \quad (4-4)$$

$$\text{或} \quad Q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{b}{\lambda S}} = \frac{\Delta t}{R} \quad (4-4a)$$

式中 Δt 为热传导推动力, R 为热传导热阻。由上式可知, 热传导速率与推动力成正比, 与热阻成反比, 这一规律类同于电学中的欧姆定律。

从式 4-4a 可知,温度差 Δt 愈大,热传导速率愈大;平壁厚度 b 愈小、传热面积愈大、导热系数愈大,即热阻愈小,则热传导速率愈大。

应用热阻的概念,对传热过程的分析 and 计算是十分有用的。应注意传热推动力和热阻的对应范围要一致,并可利用串联、并联的规则来类比计算较复杂的热传导问题。

多层平壁热传导可按串联传热概念推得

$$Q = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{b_i}{\lambda_i S}} = \frac{\sum \Delta t}{\sum R} \quad (4-5)$$

式中下标 i 表示平壁的序号。

由上可知,多层平壁的热传导是一串联的传热过程,其总推动力(总温度差)为各分过程温度差之和;总热阻为各分过程热阻之和。

平壁热传导方程式在工程上具有实际意义,它根据具体情况可用于:计算热损失;计算保温层厚度;计算界面温度;计算材料导热系数。

【例 4-1】某平壁厚度为 0.35 m,一侧壁面温度为 1 100 °C,另一侧壁面温度为 400 °C,平壁材料热系数与温度的关系为 $\lambda = 0.815(1 + 0.00093t)$,式中 t 的单位为 °C, λ 的单位为 W/(m·°C)。试求导热热流量及平壁内的温度分布。

解:平壁的导热系数按壁的平均温度计算,即

$$t_m = \frac{1}{2}(t_1 + t_2) = \frac{1}{2}(1100 + 400) = 750 \text{ °C}$$

则平均导热系数为

$$\lambda_m = 0.815(1 + 0.00093 \times 750) = 1.383 \text{ W/(m·°C)}$$

导热热流量可按式计算,即

$$q = \frac{\lambda_m}{b}(t_1 - t_2) = \frac{1.383}{0.35}(1100 - 400) = 2766 \text{ W/m}^2$$

设以 x 表示沿壁厚方向的距离,在 x 处壁面的温度为 t ,则导热热流量为

$$q = \frac{\lambda_m}{x}(t_1 - t)$$

由上式可得

$$t = t_1 - \frac{qx}{\lambda_m} = 1100 - \frac{2766}{1.383}x = 1100 - 2000x$$

上式即为平壁内的温度分布。该式表示当导热系数为常量时,平壁内温度呈线性分布。

分析:在校核计算结果是否正确时,可用壁厚 $b = 0.35 \text{ m}$ 代入温度分布,可得 $t = t_2 = 400 \text{ °C}$,表明计算无误。

【例 4-2】有一燃烧平壁炉,炉壁由三种材料构成。最内层为耐火砖,其厚度为 0.15 m,导热系数可取为 1.05 W/(m·°C);中间层为保温砖,其厚度为 0.3 m,导热系数可取为 0.15 W/(m·°C);最外层为普通砖,其厚度为 0.25 m,导热系数可取为 0.7 W/(m·°C)。现测得炉内壁温度为 1 000 °C,耐火砖和保温砖间界面温度为 945 °C,试求:

- (1) 单位面积的热损失, W/m²;
- (2) 保温砖和普通砖间界面温度, °C;

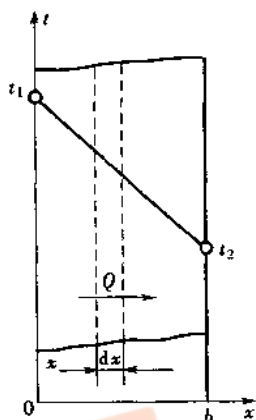


图 4-1 单层平壁的热传导

(3)普通砖外侧面的温度,℃。

解:(1)单位面积的热损失

对定态热传导过程, $q = q_1 = q_2 = q_3$ 。据已知条件,热损失应由耐火砖层的热传导速率方程求得,即

$$q = q_1 = \frac{\lambda_1}{b_1} (t_1 - t_2) = \frac{1.05}{0.15} (1\,000 - 945) = 385 \text{ W/m}^2$$

(2)保温砖与普通砖间界面温度 t_3

t_3 由保温砖层热传导速率方程求解,即

$$q = q_2 = \frac{\lambda_2}{b_2} (t_2 - t_3)$$

$$\text{即 } 385 = \frac{0.15}{0.3} (945 - t_3)$$

$$\text{解得 } t_3 = 175 \text{ }^\circ\text{C}$$

(3)普通砖外侧面温度 t_4

t_4 可由三层平壁的热传导速率方程求解,即

$$q = \frac{t_1 - t_4}{\frac{b_1}{\lambda_1} + \frac{b_2}{\lambda_2} + \frac{b_3}{\lambda_3}}$$

$$\text{即 } 385 = \frac{1\,000 - t_4}{\frac{0.15}{1.05} + \frac{0.3}{0.15} + \frac{0.25}{0.7}} = \frac{1\,000 - t_4}{0.143 + 2.0 + 0.357}$$

$$\text{解得 } t_4 = 37.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

t_4 也可由普通砖层热传导速率方程求得,两者结果一致,计算无误。

各层温度差和热阻如下表所示。

	温度差,℃	热阻 $\frac{b}{\lambda}$,℃/W
耐火砖	$\Delta t_1 = 1\,000 - 945 = 55$	0.143
保温砖	$\Delta t_2 = 945 - 175 = 770$	2.0
普通砖	$\Delta t_3 = 175 - 37.5 = 137.5$	0.357

由上表可见,保温砖层的热阻最大,分配于该层的温度差也最大,温度差和热阻是成正比的。

分析:求解本题的关键是根据已知条件,选择适当分过程的热传导速率方程。

4. 圆筒壁热传导公式与平壁热传导公式有何差别? 应注意什么?

答:圆筒壁热传导与平壁热传导相比,不同处在于圆筒的传热面积不是常量,是随半径而变的,且温度是沿半径方向变化。

式 4-4 也适用于单层圆筒壁热传导的计算,但式中的传热面积 S 应用对数平均面积 S_m 来代替。圆筒壁的对数平均面积为

$$S = S_m = 2\pi r_m L \quad (4-6)$$

其中 r_m 称为对数平均半径,其定义为

$$r_m = \frac{r_2 - r_1}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (4-7)$$

$$\text{或} \quad S_m = \frac{S_2 - S_1}{\ln \frac{S_2}{S_1}} \quad (4-7a)$$

此时单层圆筒壁的热传导速率方程为

$$Q = \frac{S_m \lambda (t_1 - t_2)}{r_2 - r_1} = \frac{t_1 - t_2}{\frac{b}{\lambda S_m}} \quad (4-8)$$

若将 S_m 及 r_m 关系代入上式,经整理后可得

$$Q = \frac{2\pi L(t_1 - t_2)}{\frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (4-8a)$$

式 4-8 和式 4-8a 是等值的。

应注意,在化工计算中,某些变量经常使用对数平均值,因此应掌握对数平均的表示方法。但是当两个变量的比值(如 r_2/r_1)等于 2 时,用算术平均值来代替对数平均值,其误差仅为 4%,这是工程计算中可接受的。因此当两个变量之比值 ≤ 2 时,常用算术平均值代替对数平均,使计算较为简便。

对多层(以三层为例)热传导如图 4-2 所示,根据串联热阻的规则,三层圆筒壁的热传导速率方程可写为

$$Q = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3}{\frac{b_1}{\lambda_1 S_{m1}} + \frac{b_2}{\lambda_2 S_{m2}} + \frac{b_3}{\lambda_3 S_{m3}}} = \frac{t_1 - t_4}{R_1 + R_2 + R_3} \quad (4-9)$$

$$\text{或} \quad Q = \frac{2\pi L(t_1 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{r_4}{r_3}} \quad (4-10)$$

应注意各层对数平均面积的计算方法。

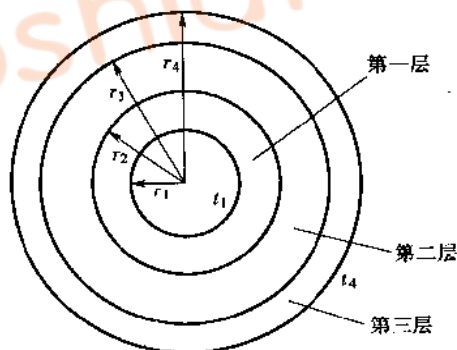


图 4-2 三层圆筒壁的热传导

应予指出,对圆筒壁的定态热传导,通过各层的热传导速率相等,但各层的热通量不等。

【例 4-3】有一直径为 $\phi 32 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的钢管,其长度为 3 m,已知管内壁温度为 100°C ,外壁温度为 90°C ,试求该管的热损失为多少 kW。

解:本题为单层圆筒壁的热传导,故热损失可按式求得

$$Q = \frac{2\pi L(t_1 - t_2)}{\frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1}}$$

其中 $r_1 = 0.0125 \text{ m}$ $r_2 = 0.016 \text{ m}$ $L = 3 \text{ m}$ $t_1 = 100^\circ\text{C}$ $t_2 = 90^\circ\text{C}$

钢的导热系数可查得为 $\lambda = 45 \text{ W/(m}\cdot^\circ\text{C)}$,

$$\text{则 } Q = \frac{2\pi \times 3 \times (100 - 90)}{\frac{1}{45} \ln \frac{0.016}{0.0125}} = 34\,340 \text{ W} = 34.3 \text{ kW}$$

因 $\frac{r_2}{r_1} = \frac{0.016}{0.0125} < 2$,故该题可按算术平均计算,即

$$Q = \frac{\lambda}{b} S_m (t_1 - t_2)$$

其中 $b = r_2 - r_1 = 0.016 - 0.0125 = 0.0035$

$$S_m = \frac{1}{2} [2\pi L(r_2 + r_1)] = \frac{1}{2} [2\pi \times 3 \times (0.016 + 0.0125)] = 0.268 \text{ m}^2$$

$$\text{则 } Q = \frac{45}{0.0035} \times 0.268 \times (100 - 90) = 34\,460 \text{ W} = 34.5 \text{ kW}$$

两种计算方法引起的误差为

$$\frac{34.5 - 34.3}{34.3} \times 100\% = 0.58\%$$

可见此时用算术平均代替,在工程计算中是完全允许的。

【例 4-4】在直径为 $\phi 140 \text{ mm} \times 5 \text{ mm}$ 的蒸汽管道外包扎保温层,该层厚度为 0.07 m ,导热系数可取为 $0.15 \text{ W/(m}\cdot^\circ\text{C)}$ 。若蒸汽管道内壁面温度为 180°C ,保温层外表面温度为 40°C ,试求每米管长的热损失及蒸汽管道和保温层间界面温度。设管壁材料的导热系数为 $45 \text{ W/(m}\cdot^\circ\text{C)}$ 。

解:每米管长的热损失可由两层圆筒壁的热传导速率方程求得,即

$$\frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_1 - t_3)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$

已知 $\lambda_1 = 45 \text{ W/(m}\cdot^\circ\text{C)}$ $\lambda_2 = 0.15 \text{ W/(m}\cdot^\circ\text{C)}$ $t_1 = 180^\circ\text{C}$ $t_3 = 40^\circ\text{C}$

$$r_1 = \frac{1}{2} \times 0.13 = 0.065 \text{ m} \quad r_2 = 0.07 \text{ m} \quad r_3 = 0.07 + 0.07 = 0.14 \text{ m}$$

$$\text{则 } \frac{Q}{L} = \frac{2\pi \times (180 - 40)}{\frac{1}{45} \ln \frac{0.07}{0.065} + \frac{1}{0.15} \ln \frac{0.14}{0.07}} = 190.2 \text{ W/m}$$

蒸汽管道和保温层间界面温度 t_2 可由单层圆筒壁热传导速率方程求得,即

$$\frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_1 - t_2)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1}} = \frac{2\pi(180 - t_2)}{45 \ln \frac{0.07}{0.065}} = 190.2$$

解得 $t_2 = 179.95^\circ\text{C}$

计算结果表明,蒸汽管道内、外壁面温度十分接近,热阻集中在保温层。

分析:对圆筒壁热传导的计算,应注意各层半径的取值,根据已知条件选用某一单层或多层筒壁的热传导速率方程。

1-4-3 对流传热

1. 试简析对流传热机理。

答:对流传热是指流动流体与固体壁面的热量传递过程,故对流传热与流体的流动状况密切相关。

对流传热包括强制对流(层流和湍流)、自然对流、蒸气冷凝和液体沸腾等形式的传热过程。它们的机理各不相同。对强制湍流的情况分析如下。

当湍流的流体流经固体壁面时,将形成湍流边界层,边界层由邻近壁面处的层流内层、离开壁面一定距离处的缓冲层和湍流核心三部分组成。假定壁面温度高于流体温度,热流便由壁面流向流体中。在层流内层中,由于在传热方向上并不发生流体质点的移动和混合,因此其传热方式是热传导。因流体的导热系数较小,虽然该层很薄,但热阻很大,故通过该层的温度差较大。在缓冲层内,热对流和热传导均起作用,该层内温度发生缓慢的变化。在湍流主体中,由于流体质点在传热方向上移动和混合,传热主要是热对流方式。在湍流主体中温度较为均匀,热阻很小。对流传热的温度变化情况如图 4-3 所示。

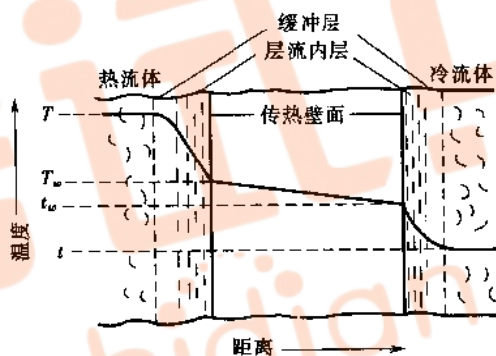


图 4-3 对流传热的温度变化情况

由上分析可知,流体流过间壁的传热是一复杂传热过程,它包括湍流主体的热对流及层流内层的热传导,由于层流内层的厚度和温度均难测定,且随流速而变化,因此通常将两者合并处理,仍称为对流传热。对流传热的热阻集中在层流内层,因此设法减薄层流内层的厚度是强化对流传热的重要途径。

对于纯饱和和蒸汽的冷凝传热,热阻集中在冷凝液膜内,蒸汽相内温度均匀,不存在热阻,因此凡有利于减薄液层厚度的因素,都可强化冷凝传热。

对于沸腾传热,机理复杂,壁面结构的影响较大,其基本过程是壁面对液体的对流传热,生成的气泡对液体的扰动是强化传热的关键,即加强气泡的生成速率,可增强沸腾传热。

2. 何谓牛顿冷却定律? 使用时应注意什么?

答:为工程计算的需要,采用平均对流传热系数来表达整个换热器的对流传热速率,此时牛顿冷却定律可表示为

$$Q = \alpha S \Delta t = \frac{\Delta t}{\frac{1}{\alpha S}} \quad (4-11)$$

式中 α 为平均对流传热系数, Δt 为流体与壁面间的温度差。

应予指出, 式 4-11 中 $\frac{1}{\alpha S}$ 即为对流传热热阻。由于换热器的传热面积可用 S_i 和 S_o 表示, 流体可在管内或管间流动, 因此必须注意对流传热系数与传热面积及温度差相对应。例如, 若冷流体在管内流动, 热流体在壳程流动, 则它们的对流传热速率方程可分别表示为

$$Q = \alpha_i S_i (t_w - t) \quad (4-12)$$

$$\text{和} \quad Q = \alpha_o S_o (T - T_w) \quad (4-12a)$$

上式中 α_i 、 α_o 分别表示为换热器管内、外流体的对流传热系数。

在工程计算中, 采用平均对流传热系数来表达整个换热器的对流传热速率。由于换热器中沿程温度、对流传热系数是变化的, 此时对流传热速率方程应用微分形式表示。

3. 对流传热系数的物理意义是什么? 如何获得对流传热系数?

答: 牛顿冷却定律也是对流传热系数的定义式, 即

$$\alpha = \frac{Q}{S \Delta t} \quad (4-13)$$

由上式可知, 对流传热系数表示在单位温度差下由对流传热引起的热通量, 对流传热系数愈大, 表示对流传热速率愈快。

应注意, 对流传热系数不同于导热系数, 它不是流体的物性, 而是一个受多种因素影响的参数。研究对流传热系数的影响因素和计算方法, 成为解决对流传热的关键。通常在传热计算中, 对流传热系数来源如下: 通过实验测定; 选取经验值; 由关联式计算得到。

不同的对流传热情况, 对流传热系数值相差很大。一般气体的 α 较小, 液体的 α 较大; 自然对流时的 α 较小, 强制对流时 α 较大; 有相变时的 α 较大。

4. 影响对流传热系数的因素有哪些?

答: 通过理论分析和实验表明, 影响对流传热系数的主要因素有以下方面。

(1) 流体的状态

气体(蒸气)、液体及在传热过程中是否有相变化, 它们的对流传热系数不同。

流体发生相变时, 因流体的运动情况与单相流的不同, 例如液体受热时产生气泡, 气泡上升运动时必增强液体的扰动作用, 使有相变时的对流传热系数较无相变时的为大。

(2) 流体的物理性质

影响较大的流体物理性质有导热系数、比热容、粘度、密度、体积膨胀系数、汽化热等。对同一种流体, 这些物性又是温度的函数, 而其中有些物性还与压强有关。

一般导热系数愈大, α 愈大; 比热容愈大, 表示流体温度变化 1°C 时与壁面交换的热量愈多, α 愈大。此外粘度和密度是流体的流动性质, 显然密度愈大、粘度愈小, 则对流传热系数愈大。

(3) 流体的流动状态

当流体呈湍流时, 随 Re 数的增大, 层流内层变薄, 因此对流传热系数增大; 当流体呈层流

时,流体在热流方向上没有混合,故层流时对流传热系数较湍流时的为小。

(4) 流体流动的原因

因流体流动原因的不同,对流传热可分为强制对流传热和自然对流传热,两者的对流传热规律各不相同。前者主要受外力作用而引起的流体速度的影响,后者主要受温度差引起的浮力的影响,因此一般强制对流时的对流传热系数较自然对流时的 α 为大。

(5) 传热面的形状、位置及大小

由于传热面的形状、布置及大小都影响流体的流动状况,因此影响对流传热系数。化工上常用的管或板,可组成不同的传热面。以传热管为例,管子可组成管束,管子可横放、竖放或斜放;流体可走管内或管外等;管径及管长的大小,都影响对流传热系数。通常选用一个特征尺寸表示传热面的大小。

5. 如何建立对流传热系数经验公式?

答:由于影响对流传热系数因素十分复杂,不能用一个通式求得各种对流传热情况下的 α 。目前先采用因次分析方法,将众多的影响因素(物理量)组合为若干个无因次数群,然后再用实验方法确定这些准数间的关系,即可得到不同对流传热情况下的 α 关联式。

对无相变时强制对流传热,影响 α 的因素可写成以下函数关系:

$$\alpha = f(l, u, \rho, \mu, \lambda, c_p) \quad (4-14)$$

然后,通过因次分析,可得到以下的准数关联式:

$$Nu = c Re^m Pr^n \quad (4-15)$$

同样,对自然对流传热,仅用浮升力 $\rho g \beta \Delta t$ 代替 u ,其他影响因素与强制对流传热的相同,通过因次分析,可得到以下准数关联式:

$$Nu = \phi(Gr, Pr) \quad (4-16)$$

式 4-15 和式 4-16 中各准数的名称、符号和意义见表 4-1。

表 4-1 与传热有关准数的意义

准数名称	符 号	准数式	意 义
努塞尔特准数	Nu	$\frac{\alpha l}{\lambda}$	表示对流传热系数的准数
雷诺准数	Re	$\frac{l u \rho}{\mu}$	确定流动状态的准数
普兰特准数	Pr	$\frac{c_p \mu}{\lambda}$	表示物性影响的准数
格拉斯霍夫准数	Gr	$\frac{\rho g \Delta t l^3}{\mu^2}$	表示自然对流影响的准数

对于不同情况下对流传热的具体函数关系需由实验确定。在使用由实验得到的 α 关联式时,应注意以下几点。

- ① 应用范围,关联式中 Re 、 Pr 等的数值范围。
- ② 特性尺寸, Nu 、 Re 等准数中特性尺寸 l 如何选定。
- ③ 定性温度,各准数中流体物性应按什么温度确定。

6. 写出流体在圆形直管内作强制湍流时的对流传热系数计算式, 并分析流速和管径对 α 的影响情况。

答: 对低粘度流体, 在圆形直管中作强制湍流时, α 关联式为

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^n \quad (4-17)$$

$$\text{或} \quad \alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{d_i u \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^n \quad (4-17a)$$

式中的 n 值视热流方向而定。当流体被加热时, $n = 0.4$; 当流体被冷却时, $n = 0.3$ 。

应用范围: $Re > 10\,000, 0.7 < Pr < 120, \frac{L}{d_i} > 60$

特征尺寸: 管内径 d_i 。

定性温度: 流体进、出口温度的算术平均值。

分析 α 关联式, 可知各物理量对 α 的影响。由式 4-17a 可见, 当流体物性一定, 管径不变时, $\alpha \propto u^{0.8}$, 即提高流速可提高 α 值。在解题时常用到这一关系。又如在流量相同的情况下, 管径的变化引起流速的改变, 故管径对 α 值的影响很大, 其关系为

$$\alpha \propto \left(V / \frac{\pi}{4} d_i^2 \right)^{0.8} d_i^{-0.2}$$

$$\text{则} \quad \alpha \propto d_i^{-1.8}$$

【例 4-5】常压空气在内径为 25 mm、长为 2 m 的管内由 20 °C 加热到 100 °C, 空气的平均流速为 12 m/s, 试求管壁对空气的对流传热系数。

解: 空气的定性温度为

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{1}{2} (20 + 100) = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

在 60 °C 下空气的物性如下

$$\rho = 1.06 \text{ kg/m}^3, \lambda = 0.029 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}, \mu = 2.01 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}, Pr = 0.696$$

$$\text{又} \quad Re = \frac{d_i u \rho}{\mu} = \frac{0.025 \times 12 \times 1.06}{2.01 \times 10^{-5}} = 15\,820 (\text{湍流})$$

$$\frac{L}{d_i} = \frac{2}{0.025} = 80 > 60$$

Re, Pr 值及 L/d_i 均在式 4-17 应用范围内, 故用该式求 α 。因气体被加热, 取 $n = 0.4$, 则

$$\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023 \times \frac{0.029}{0.025} (15\,820)^{0.8} (0.696)^{0.4} = 52.8 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$$

由计算结果可知, 气体的对流传热系数较小。

在选用对流传热系数关联式时, 应注意它们的使用条件和范围。

7. 蒸气冷凝有几种方式? 各有何特点?

答: 饱和蒸气和冷的壁面接触, 蒸气放出气化热, 在壁面上冷凝成液体。其冷凝方式有膜状冷凝和滴状冷凝两种。

(1) 膜状冷凝

若壁面能被冷凝液润湿, 则在壁面上形成一层液膜, 故称为膜状冷凝。在壁面上形成液膜后, 蒸气冷凝时放出的气化热, 必须通过液膜后才能传到壁面上。由于液体导热系数较小, 因此冷凝液膜往往成为膜状冷凝的主要热阻。液膜愈厚, 则热阻愈大。因此壁面愈高或水平放

置的管径愈大,则整个壁面上的平均对流传热系数愈小。

(2) 滴状冷凝

若壁面不能被冷凝液润湿,则由于表面张力的作用,在壁面上形成许多液滴,故此种冷凝称为滴状冷凝。此时大部分壁面暴露在蒸气中,因无液膜存在,故滴状冷凝的传热系数较膜状冷凝的传热系数要高得多。

由于生产中滴状冷凝是不稳定的,因此设计冷凝器时按膜状冷凝处理。

[例 4-6] 饱和温度为 102 °C 的水蒸气,在长度为 2.5 m、直径为 $\phi 40 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的单根直立圆管外表面上冷凝,管外壁平均温度为 92 °C,试求蒸气冷凝传热系数。

解:定性温度为

$$t_m = \frac{1}{2}(t_s + t_w) = \frac{1}{2}(102 + 92) = 97 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

查得水在 97 °C 下物性如下:

$$\lambda = 0.682 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^{\circ}\text{C}) \quad \rho = 958 \text{ kg}/\text{m}^3 \quad \mu = 0.282 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

100 °C 时饱和水蒸气的汽化热为 2 258 kJ/kg。

先假设冷凝液膜为层流,冷凝传热系数可按下式计算

$$\alpha = 1.13 \left(\frac{g \rho^2 \lambda^3 r}{L \mu \Delta t} \right)^{1/4} = 1.13 \left[\frac{9.8 \times 958^2 \times 0.682^3 \times 2.258 \times 10^3}{2.5 \times (102 - 92) \times 0.282 \times 10^{-3}} \right]^{1/4} = 6214 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$$

核算冷凝液流型,由对流传热速率方程计算传热速率,即

$$Q = \alpha S(t_s - t_w) = 6214 \times (3.14 \times 0.04 \times 2.5) \times (102 - 92) = 19510 \text{ W}$$

冷凝液质量流量为

$$W = \frac{Q}{r} = \frac{19510}{2258 \times 10^3} = 0.00864 \text{ kg/s}$$

故
$$Re = \frac{4W}{b\mu} = \frac{4 \times 0.00864}{\pi \times 0.04 \times 0.282 \times 10^{-3}} = 976 < 1800$$

可见假设冷凝液膜为层流是正确的,故 α 值即为所求。

8. 影响冷凝传热系数的因素有哪些?

答:单组分饱和和蒸气冷凝,传热热阻集中在冷凝液膜中,液膜厚度及其流动状况是影响冷凝传热传热的关键。凡有利于减薄液膜厚度及其流动状况的因素,都可提高冷凝传热系数。这些因素包括以下几点。

① 温度差 Δt ($\Delta t = t_s - t_w$)。当冷凝液呈层流时,若 Δt 加大,则蒸气冷凝速率增加,因而冷凝液膜层增厚,使冷凝传热系数减小。

② 流体的物性。冷凝液的密度、粘度及导热系数、气化热都影响 α 。

③ 蒸气的流速和流向。蒸气运动和液膜间产生摩擦力,若蒸气和液膜同向流动,则摩擦力使液膜加速,液膜厚度变薄,使 α 增大;若两者逆向流动,则 α 减小。但是若这种力超过液膜重力,液膜会被蒸气吹离壁面,使金属暴露在蒸气中,此时随蒸气流速的增大,则 α 将急剧增大。

④ 蒸气中不凝气的含量。若蒸气中含有不凝气体,则壁面被气体层所遮盖,增加一层附加热阻,使 α 急剧下降。因此在设计和操作中,都需考虑排除不凝气。

⑤ 冷凝壁面的布置。若沿冷凝液流动方向积存的液体增多,液膜变厚,使 α 下降,因此在设计和安装冷凝器时,应正确安放冷凝壁面。例如对管束,一般需减小垂直列上的管数,或将

直列改为错列等。

9. 工业上液体的沸腾方法有几种? 在大容器沸腾中沸腾分为几个阶段(区域)? 生产中为什么保持在核状沸腾区?

答: 工业上使液体沸腾的方法有两种: 一是将加热壁面浸没在液体中, 液体在壁面处受热沸腾, 称为大容器沸腾; 另一是液体在管内受热沸腾, 称为管内沸腾。

实验发现, 随温差 $\Delta t(t_s - t_w)$ 的不同, 出现不同的沸腾状态, 对应的 α 也不同。水的沸腾曲线如图 4-4 所示, 可将沸腾分为三个区域。

(1) 自然对流区

当温度差 Δt 较低时, 加热面上液体轻微受热, 液体内部自然对流, 没有气泡从液体中逸出, 此阶段 α 较低, 如图中 AB 段所示, 此阶段称为自然对流区。

(2) 核状沸腾区

当 Δt 逐渐升高, 在加热面的局部位置上产生气泡, 气泡的产生、脱离和上升使液体受到扰动, 因此 α 急剧增大, 如图中 BC 段所示, 此阶段称为核状沸腾区。

(3) 膜状沸腾区

当 Δt 再增加, 加热面上的气泡大量增多并连成一片, 使部分加热面上形成一层气膜。气膜的附加热阻使 α 急剧下降。当气膜开始形成时是不稳定的, 大气泡可能脱离表面, 该阶段为部分膜状沸腾, 如图 4 中 CD 段所示。当达到 D 点时, 开始形成稳定的气膜, 以后随 Δt 增加, α 又上升, 这是由于壁温升温, 辐射传热影响所致, 如图中 DE 段所示。一般将 CDE 段称为膜状沸腾区。

应指出, 由核状沸腾向膜状沸腾过渡的转折点 C 称为临界点。由于核状沸腾的 α 较大, 故工业上希望控制在核状沸腾区操作。

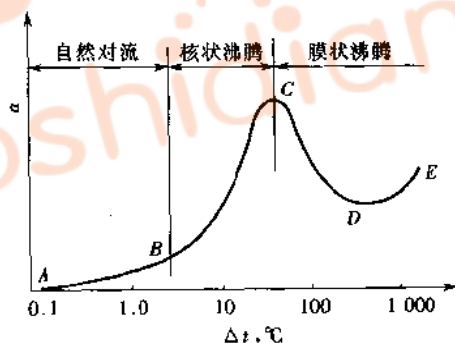


图 4-4 水的沸腾曲线

10. 影响沸腾传热的因素有哪些?

答: 影响沸腾传热的因素如下。

(1) 温度差 $\Delta t(\Delta t = t_s - t_w)$

Δt 是控制沸腾传热的重要因素。在特定的实验条件下, 对多种液体进行核状沸腾时传热系数的测定, 可得到如下的经验式

$$\alpha = a(\Delta t)^n \quad (4-18)$$

式中 a 和 n 为实验确定的常数,其值随液体种类和沸腾条件而定。

(2) 液体的性质

液体的导热系数 λ 、密度 ρ 、粘度 μ 和表面张力 σ 等都对沸腾传热有重要的影响。一般 α 随 λ 及 ρ 的增大而加大,随 μ 和 σ 的增加而减小。

(3) 操作压强

提高操作压强,即液体的饱和温度增高,使液体的 σ 和 μ 均降低,有利于气泡的生成和脱离,强化了沸腾传热。在相同的 Δt 下,操作压强越高,则 α 越大。

(4) 加热表面的状况

一般新的或清洁的加热面, α 较大。表面越粗糙,气泡核心越多,越有利于沸腾传热。

1-4-4 传热计算

1. 何谓热负荷? 如何求得?

答:换热器的热负荷(又称传热量)是指流体温度发生变化时要求在单位时间内提供或放出的热量,它可通过热量衡算得到。热负荷是传热任务所要求的。

换热器的热量衡算方程式为

$$\text{无相变传热时 } Q = W_h c_{ph} (T_1 - T_2) = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) \quad (4-19)$$

$$\text{有相变传热(如蒸气冷凝)时 } Q = W_h r = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) \quad (4-20)$$

上述两式的应用条件为:定态流动,即 W_h 、 W_c 为常量; c_p 为常数或可取为平均值;换热器的热损失为零。

式 4-20 还要求冷凝液在饱和温度下离开换热器。此外计算时应注意各项单位,以免出错。

【例 4-7】在列管式换热器中,水以 1.5 m/s 的速度流过内径为 20 mm、长度为 3 m 的管束。管内壁的平均温度为 60 °C,水的进口温度为 20 °C,若管壁对水的平均对流传热系数为 4 000 W/(m²·°C),试求水的出口温度。假设换热器的热损失可忽略。水的密度可取为 1 000 kg/m³,比热容可取为 4.2 kJ/(kg·°C)。

解:水的出口温度可由热量衡算和对流传热速率方程相结合求得,即

$$Q = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) = \alpha_i S_i \left(t_w - \frac{t_1 + t_2}{2} \right)$$

冷流体的流量为

$$W_c = A_1 u \rho$$

换热器一根管子的流通面积和传热面积分别为

$$A_1 = \frac{\pi}{4} d_i^2 = \frac{\pi}{4} \times (0.02)^2$$

$$S_i = \pi d_i L = \pi \times 0.02 \times 3$$

$$\text{则 } \frac{\pi}{4} \times (0.02)^2 \times 1.5 \times 4.2 \times 10^3 \times (t_2 - 20) = 4000 \times \pi \times 0.02 \times 3 \left(60 - \frac{20 + t_2}{2} \right)$$

$$\text{解得 } t_2 = 32.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

分析:本题应以换热器的一根管子作为计算的基础。根据已知条件选择热量衡算的范围。应注意传热速率和热负荷两者含义不同,但是在定态操作时必然统一。

[例 4-8] 试求绝压为 140 kPa、流量为 1 000 kg/h 的饱和水蒸气冷凝后并降温到 60 °C 时所放出的热量。由水蒸气表可查出 140 kPa 时的饱和温度为 109.2 °C，冷凝热为 2 234.4 kJ/kg。

解：冷凝水的平均温度为

$$t_m = \frac{t_s + t_2}{2} = \frac{1}{2}(109.2 + 60) = 84.6 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

在 84.6 °C 下查出水的比热容为

$$c_p = 4.201 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

水蒸气冷凝并降温放出的热量为

$$Q = W_h r + W_h c_{ph}(T_s - T_2) = \frac{1\,000}{3\,600} \times 2\,234.4 + \frac{1\,000}{3\,600} \times 4.201(109.2 - 60) = 678 \text{ kW}$$

分析：计算时应注意计量单位。

2. 何谓传热速率？传热速率与热负荷两者有何联系？如何求得传热速率？

答：传热速率是指单位时间通过传热面的热量。传热速率是评价换热器性能的重要指标，它反映换热器的性能。在换热器操作中，热负荷与传热速率两者在数值上是相等的，但是两者的含义是不同的。

传热速率通常由传热基本方程式($Q = KS\Delta t_m$)求得。由此可见掌握传热基本方程式十分重要，即运用传热基本方程和热量衡算关系，可解决换热器计算和操作分析的问题。应注意热量衡算关系与传热速率方程相互联系、相互制约，一个参数的变化，引起两个方程中其他参数相应的变化，必须统一考虑。

3. 总传热速率微分方程有何意义？使用时应注意什么？

答：当应用热传导速率方程或对流传热速率方程来计算传热速率时，需已知固体壁面的温度。而实际上壁面的温度往往是未知的，为了计算方便，应避开壁温，使用冷、热流体的温度，因此引出了间壁两侧流体间换热的总传热速率方程。

参照图 4-5，通过间壁换热器任一微元面积 dS ，冷、热流体间进行换热的总传热速率方程，可以仿照对流传热速率方程写出，即

$$dQ = K(T - t)dS = \frac{\Delta t}{\frac{1}{KdS}} \quad (4-21)$$

式中 K 为局部总传热系数，其单位为 $\text{W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$ 。

总传热系数必须和所选定的传热面积相对应，因此式 4-21 可表示为

$$dQ = K_o(T - t)dS_o = K_i(T - t)dS_i = K_m(T - t)dS_m \quad (4-22)$$

由于 dQ 与 $(T - t)$ 和选定的基准面积无关，故

$$\frac{K_o}{K_i} = \frac{dS_i}{dS_o} = \frac{d_i}{d_o} \quad (4-23)$$

$$\text{或} \quad \frac{K_o}{K_m} = \frac{dS_m}{dS_o} = \frac{d_m}{d_o} \quad (4-23a)$$

由此可见，在总传热速率方程中，应注意 K 和 S 的对应关系。通常换热器的标准是指管外表面积，因此 K_o 应用较多。对于平壁和薄管壁，则不必考虑 K 和 S 的对应关系。

式 4-21 也是总传热系数 K 的定义式。总传热系数在数值上等于单位温度差下的总传热

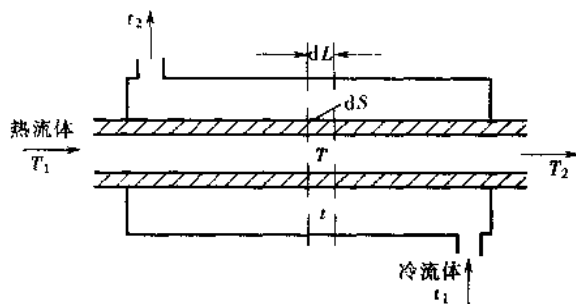


图 4-5 间壁两侧流体间的换热

通量。总传热系数的倒数 $1/K$ 代表间壁两侧流体传热过程的总热阻。

总传热速率方程是仿照对流传热速率方程写出的,总传热系数 K 和对流传热系数 α 的意义相似,单位完全相同,但应注意两者温度差所代表的范围不同。

应指出,由于换热器中沿程流体的温度、物性都是变化的。式中 K 和 Δt 一般也是变化的,具有局部性质。根据具体的传热条件,积分式 4-21,可得到总传热速率方程。

4. 总传热速率方程 $Q = KS\Delta t_m$ 有何应用条件?

答:总传热速率方程 $Q = KS\Delta t_m$ 是由对总传热速率微分方程积分后得到的,其应用条件如下:

- ① 传热为定态操作,两流体的质量流量为常量;
- ② 两流体的比热容为常量(可取为换热器进、出口的平均值);
- ③ 总传热系数 K 为常量,即 K 值不随换热器管长而变化;
- ④ 换热器的热损失可忽略。

积分式 4-21 的结果是用平均温度差代替局部温度差,但平均温度差的计算方法与换热器中两流体的温度变化及两流体的相互流动方向有关,应分别讨论。

5. 如何计算恒温传热时平均温度差?

答:换热器间壁两流体均有相变时,两流体温度可分别保持不变,这种传热称为恒温传热。例如在蒸发器中,饱和蒸气冷凝和液体沸腾间的传热就是恒温传热。此时,冷、热流体的温度均不随位置变化,两者间的温度差处处相等,即 $\Delta t = T - t$,显然流体的流动方向对 Δt 也无影响。此时总传热速率方程为

$$Q = KS(T - t) = KS\Delta t \quad (4-24)$$

6. 如何计算逆流和并流时的平均温度差?

答:在换热器中,两流体若以相反的方向流动,称为逆流;若以相同的方向流动称为并流,如图 4-6 所示。由图可见,温度差是沿换热器管长变化的。

经推导可得逆流时平均温度差为

$$\Delta t_m = \Delta t_2 - \Delta t_1 / \ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \quad (4-25)$$

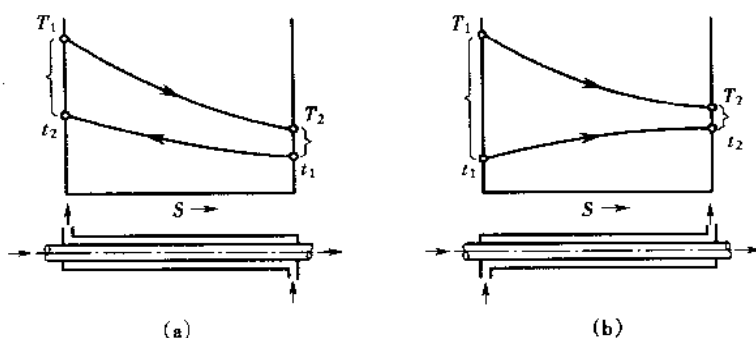


图 4-6 变温传热时温度差变化

(a)逆流 (b)并流

式 4-25 中的 Δt_m 称为对数平均温度差,是换热器两端温度差的对数平均值。一般取换热器两端的 Δt 中数值大者为 Δt_2 ,小者为 Δt_1 ,这样计算 Δt_m 较为简便。在工程计算中,若 $\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \leq 2$ 时,可用算术平均值 $(\Delta t_2 + \Delta t_1)/2$ 代替对数平均值,计算结果误差不大。

若换热器中两流体作并流流动,也可以推导得到与式 4-25 完全相同的结果。因此该式是计算逆流和并流时平均温度差的通式。

[例 4-9] 在一套管换热器中,热流体温度由 250 °C 冷却到 180 °C,冷流体温度由 100 °C 加热到 160 °C,试分别计算两流体作并流和逆流时的平均温度差。

解:并流时平均温度差 Δt_m :

热流体温度 T 250 °C → 180 °C

冷流体温度 t 100 °C → 160 °C

温度差 Δt 150 °C 20 °C

$$\text{所以 } \Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{150 - 20}{\ln \frac{150}{20}} = 64.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

逆流时平均温度差 Δt_m :

热流体温度 T 250 °C → 180 °C

冷流体温度 t 160 °C ← 100 °C

温度差 Δt 90 °C 80 °C

$$\text{所以 } \Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{90 - 80}{\ln \frac{90}{80}} = 84.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

又因 $\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = 1.125 < 2$,故可用算术平均值来计算,即

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{80 + 90}{2} = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

两者计算结果十分接近,但后者计算更为简便。

由本例计算结果表明,在冷、热流体的进、出口温度各自相同的条件下,逆流的平均温度差要较并流的为大。因此在换热器的热负荷和总传热系数分别相同时,采用逆流操作,可节省传热面积,减小设备费;若传热面积一定,可减小换热介质的流量,减小操作费。因此工业生产上应尽可能采用逆流操作。

7. 如何计算错流和折流时的平均温度差?

答:在大多数管壳式换热器中,两流体并非作简单的逆流或并流,而是为了强化传热或结构上的原因,两流体作比较复杂的交叉流动或多程流动。分别称为错流和折流,如图 4-7 所示。

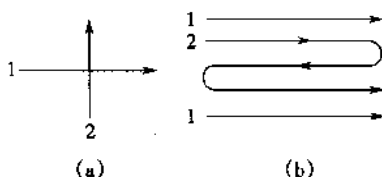


图 4-7 错流和折流示意图

(a)错流 (b)折流

两流体呈错流和折流时的平均温度差 Δt_m 可按以下的图算法求得,即先按逆流计算 $\Delta t'_m$,再乘以考虑流动型式影响的校正系数 $\varphi_{\Delta t}$ 可得

$$\Delta t_m = \varphi_{\Delta t} \Delta t'_m \quad (4-26)$$

$\varphi_{\Delta t}$ 与冷热流体的温度变化有关。用两个参数 R 、 P 表示温度变化的特征参数,即

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{\text{热流体的温降}}{\text{冷流体的温升}}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{\text{冷流体的温升}}{\text{两流体的最初温差}}$$

$\varphi_{\Delta t}$ 可根据 R 和 P 两参数从图 4-8 中查得,该图适用于单壳程,内管程可以是 2、4、6 或 8 程。对于其他(多壳程)流动型式, $\varphi_{\Delta t}$ 值可从有关传热手册中查到。

由图可见, $\varphi_{\Delta t}$ 值恒小于 1。通常在换热器设计中,规定 $\varphi_{\Delta t}$ 不应小于 0.8。若低于此值,则应考虑增加壳程数,或将多台换热器串联,使传热过程接近于逆流操作。

8. 流动方向对传热过程有何影响? 如何选择?

答:(1)对传热平均温度差的影响

对恒温传热或一侧恒温另一侧变温的传热过程,并流与逆流时的对数平均温度差相同,此时流体流动方向的选择,主要考虑换热器的结构及操作上的方便。当两侧流体均变温,且两流体进、出口温度一定时,逆流的平均温度差较并流的大。

(2)对加热(或冷却)介质用量的影响

对恒温传热及一侧流体恒温另一侧流体变温的传热,并、逆流操作时的加热(或冷却)介质用量相同。当变温传热时,流体流动方向对流体的最终温度有影响,从而影响介质用量。以加热为例,逆流时($T_1 - T_2$)可以较并流时的为大,这样在相同的热负荷下,逆流时加热介质用量较小。反之,在加热(或冷却)介质用量相同条件下,逆流时换热器的传热面积较并流时的为小。

并流操作的优点是较易控制流体的温度,以便满足生产工艺上的要求,例如加热时可避免流体高于某规定的温度,冷却时可避免低于某规定的温度。

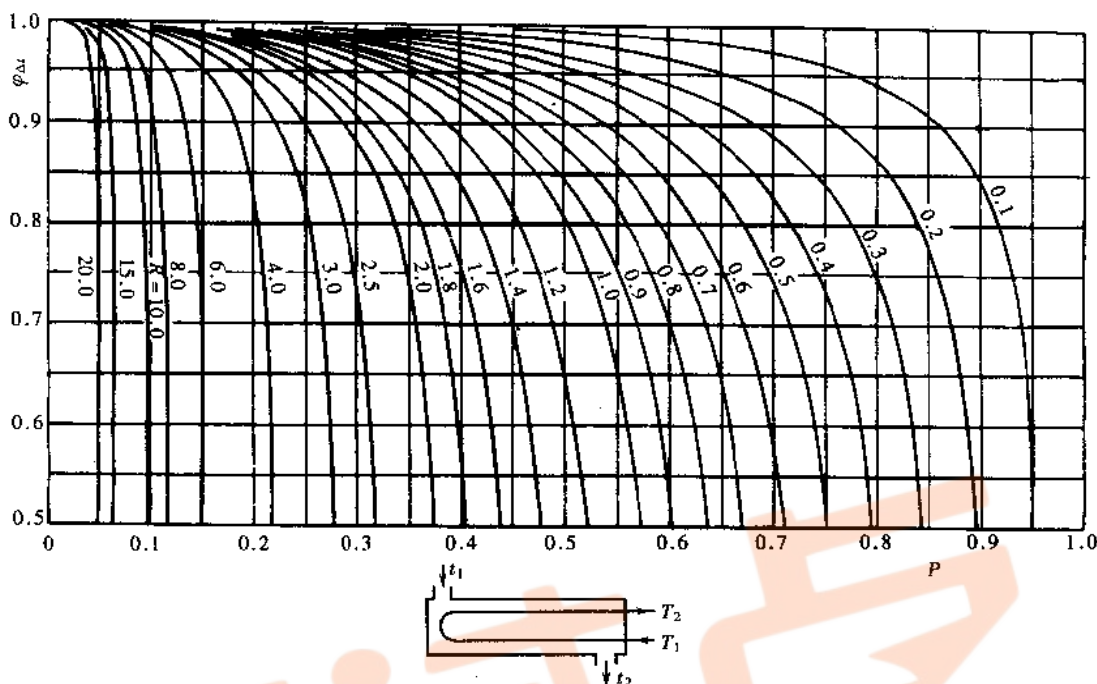


图 4-8 对数平均温度差校正系数 $\phi_{\Delta t}$

前已指出,生产中并非单纯的逆流和并流,而是较复杂的折流,这主要是满足换热器结构上的要求。

9. 如何选取总传热系数?

答:总传热系数 K 是表示换热器性能的重要参数,也是设计和评价换热器的基本依据。显然,影响总传热系数的因素很多, K 值取决于流体的物性、操作条件和换热器的类型。

在换热器的设计计算中, K 值的来源主要是经验值、实验值和计算值。

在换热器的设计计算中,通常需先估计总传热系数 K 值。表 4-2 列出管壳式换热器中不同对流传热情况下总传热系数经验值。由表可见, K 的经验值一般范围很大,设计时可根据实际情况选取中间某一数值。若需降低设备费可选取较大 K 值;若需降低操作费用可选取较小的 K 值。

表 4-2 管壳式换热器的 K 值

冷流体	热流体	总传热系数 $K, W/(m^2 \cdot ^\circ C)$
水	水	850 ~ 1 700
水	气体	17 ~ 280
水	有机溶剂	280 ~ 850
水	轻油	340 ~ 910
水	重油	60 ~ 280
有机溶剂	有机溶剂	115 ~ 340
水	水蒸气冷凝	1 420 ~ 4 250

续表

冷流体	热流体	总传热系数 $K, \text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$
气体	水蒸气冷凝	30 ~ 300
水	低沸点烃类冷凝	455 ~ 1 140
水沸腾	水蒸气冷凝	2 000 ~ 4 250
轻油沸腾	水蒸气冷凝	455 ~ 1 020

10. 如何推导得到总传热系数计算式?

答:如前所述,冷、热流体通过间壁传热包括以下过程:

- ①热流体以对流传热方式将热量传给管壁;
- ②热量由高温壁面以热传导的方式传给低温壁面;
- ③热量由低温壁面以对流传热方式传给冷流体。

对定态传热过程,上述各分过程的传热速率必然相等,即

$$dQ = \alpha_i (T - T_w) dS_i = \frac{\lambda}{b} (T_w - t_w) dS_m = \alpha_o (t_w - t) dS_o \quad (4-27)$$

根据串联热阻相加原理,可得

$$dQ = \frac{T - t}{\frac{1}{\alpha_i dS_i} + \frac{b}{\lambda d_m} + \frac{1}{\alpha_o dS_o}} \quad (4-28)$$

上式两边均除以 dS ,并由式 4-23 和式 4-23a,可得

$$\frac{dQ}{dS_o} = \frac{T - t}{\frac{d_o}{\alpha_i d_i} + \frac{bd_o}{\lambda d_m} + \frac{1}{\alpha_o}} \quad (4-29)$$

比较式 4-22,可得

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{bd_o}{\lambda d_m} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i}} \quad (4-30)$$

同理可得

$$K_i = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + \frac{bd_i}{\lambda d_m} + \frac{d_i}{\alpha_o d_o}} \quad (4-30a)$$

及

$$K_m = \frac{1}{\frac{d_m}{\alpha_i d_i} + \frac{b}{\lambda} + \frac{d_m}{\alpha_o d_o}} \quad (4-30b)$$

式 4-30、式 4-30a 及式 4-30b 为总传热系数的计算式。总传热系数也可表示为热阻的形式,由式 4-30 得

$$\frac{1}{K_o} = \frac{1}{\alpha_o} + \frac{bd_o}{\lambda d_m} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i} \quad (4-31)$$

上式表明,间壁两侧流体间传热的总热阻等于两侧流体的对流传热热阻与管壁热传导热阻之和。

11. 污垢热阻对 K 有何影响?

答:换热器运行一段时间后,传热表面常有污垢积存,对传热产生附加热阻。通常污垢热阻较壁面热阻要大,因此在设计中应考虑污垢热阻的影响。由于垢层厚度及其导热系数难以准确地估计,因此通常选用经验值。某些常见流体的污垢热阻的经验值可查教材附录。

若管壁内、外侧的污垢热阻分别用 R_{si} 和 R_{so} 表示,则式 4-31 变为

$$\frac{1}{K_o} = \frac{1}{\alpha_o} + R_{so} + \frac{bd_o}{\lambda d_m} + R_{si} \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i} \quad (4-32)$$

应予指出,污垢热阻随运行时间增长而变大,因此换热器应定期清洗,或采取措施防止垢层的形成,以保证换热器的传热性能。

12. 怎样才能有效地提高 K 值?

答:欲提高总传热系数,应设法减小热阻,但对不同的传热情况,各分热阻的相对大小不同。通常,必须设法减小起主要作用的热阻,才能有效地提高 K 值。例如,当管壁和污垢热阻可忽略时,对薄管壁而言,式 4-32 可简化为

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_o} + \frac{1}{\alpha_i}$$

若 $\alpha_i \gg \alpha_o$, 则 $K \approx \alpha_o$ 。

由上可知,总热阻由热阻大一侧流体的对流传热所控制。如两个对流传热系数相差较大时,要提高 K 值,关键要提高对流传热系数较小的 α 。若两个 α 相近,则同时提高两侧的 α , 才能提高 K 值。在换热器的运行中,污垢热阻也可能成为主要热阻,此时欲提高 K 值,应设法减小污垢热阻,而仅提高两侧的 α 则是无意义的。

[例 4-10] 某管壳式换热器管束由 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的钢管构成。已知管内侧水的对流传热系数 α_i 为 $1500 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 管外侧空气的对流传热系数 α_o 为 $50 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 钢的导热系数 λ 为 $45 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$, 污垢热阻可忽略,试求基于管外侧的总传热系数 K_o 及各分热阻占总热阻的百分数。

解:当污垢热阻可忽略时,基于管外表面积的总传热系数可按式计算:

$$\begin{aligned} K_o &= \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{bd_o}{\lambda d_m} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{50} + \frac{0.0025 \times 0.025}{45 \times 0.0225} + \frac{0.025}{1500 \times 0.02}} \\ &= \frac{1}{0.02 + 0.000617 + 0.000833} = \frac{1}{0.0209} = 47.9 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

管内对流传热热阻占总热阻的百分数为

$$\left(\frac{d_o}{\alpha_i d_i} / \frac{1}{K_o} \right) \times 100\% = \frac{0.000833}{0.0209} \times 100\% = 3.99\%$$

管外对流传热热阻占总热阻的百分数为

$$(1/\alpha_o) / (1/K_o) \times 100\% = \frac{0.02}{0.0209} \times 100\% = 95.7\%$$

管壁热阻占总热阻的百分数为

$$(bd_o/\lambda d_m) / (1/K_o) \times 100\% = \frac{0.000617}{0.0209} \times 100\% = 0.3\%$$

由以上计算结果可知,管壁热阻占总热阻的百分数很小,故一般可忽略管壁热阻。

[例 4-11] 在上例中,若分别将 α_i 和 α_o 提高一倍,试分别计算 K_o 值及总传热系数增加的百分数。假设

垢层热阻及管壁热阻可忽略。

解:(1)将 α_i 提高一倍,即 $\alpha_i = 2 \times 1500 = 3000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

$$\text{则 } K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{1}{\alpha_i d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{47.9} + \frac{1}{3000 \times 0.02}} = 49.0 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

总传热系数增加百分数为

$$\frac{K_o - K_{o原}}{K_{o原}} \times 100\% = \frac{49.0 - 47.9}{47.9} \times 100\% = 2.3\%$$

(2)将 α_o 提高一倍,即 $\alpha_o = 2 \times 50 = 100 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

$$\text{则 } K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{1}{\alpha_i d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{100} + \frac{1}{1500 \times 0.02}} = 92.3 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

总传热系数增加百分数为

$$\frac{92.3 - 47.9}{47.9} \times 100\% = 92.7\%$$

计算结果表明, K 值总是接近热阻较大的流体侧的 α 值,因此欲提高 K 值,必须对影响 K 值的各项分热阻进行分析,判断哪个分热阻较大,以采取适当的措施。如在本例条件下,只有提高空气侧的 α ,才能有效地提高总传热系数。

13. 总传热速率方程有何应用?

答:总传热速率方程 $Q = KS\Delta t_m$ 是传热基本方程,读者应熟练掌握该方程式,了解该式中各项的意义、单位和求法,并注意 K 和 S 应相对应。该式和热量衡算结合可解决大部分传热计算问题。该式可用来:计算总传热面积;查定总传热系数;确定热负荷或流体可达到的温度等。

[例 4-12] 在一单壳程、四管程的管壳式换热器中,冷水在管程流动,水进出口温度分别为 15°C 和 32°C ;热油在壳程流动,进、出口温度为 120°C 和 40°C 。热油的流量为 2.1 kg/s ,其平均比热容为 $1.9 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。若换热器的总传热系数 K_o 为 $450 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$,换热器的热损失可忽略,试求换热器的传热面积。

解:确定换热器传热面积是设计换热器的主题,可根据总传热速率方程求得,即

$$S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m}$$

换热器的热负荷为

$$Q = W_1 c_{p1} (T_1 - T_2) = 2.1 \times 1.9 \times (120 - 40) = 319.2 \text{ kW}$$

1-4 型管壳式换热器的对数平均温度差,先按逆流计算,即

$$\Delta t'_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(120 - 32) - (40 - 15)}{\ln \frac{120 - 32}{40 - 15}} = 50^\circ\text{C}$$

温度差校正系数为

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{120 - 40}{32 - 15} = 4.7$$

$$\text{及 } P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{32 - 15}{120 - 15} = 0.16$$

由图 4-8 可查得 $\varphi_{\Delta t} = 0.89$,故

$$\Delta t_m = \varphi_{\Delta t} \Delta t'_m = 0.89 \times 50 = 44.5^\circ\text{C}$$

$$\text{则 } S_o = \frac{319.2 \times 10^3}{450 \times 44.5} = 15.9 \text{ m}^2$$

分析:本题应注意多程换热器的对数平均温度差的求法。

[例 4-13] 有一管壳式换热器由 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 、长为 3 m 的 60 根钢管组成。热水走管内,其进、出口温度分别为 70 °C 和 30 °C;冷水走管间,其进、出口温度分别为 20 °C 和 40 °C,冷水流量为 1.2 kg/s。热水和冷水在换热器内逆流流动。试求换热器的总传热系数。假设热水和冷水的平均比热容可取为 4.2 kJ/(kg·°C),换热器的热损失可忽略。

解:本题为对现有的换热器进行实验测定,通过测定流体的流量和温度等,利用总传热速率方程即可计算 K 值。由实验测得的 K 值,可以了解换热器的性能,也可作为设计同一种类型换热器的依据。

由总传热速率方程可知

$$K_o = \frac{Q}{S_o \Delta t_m}$$

热负荷由冷水的热量衡算求得

$$Q = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) = 1.2 \times 4.2 \times 10^3 \times (40 - 20) = 1.01 \times 10^5 \text{ W}$$

传热面积为

$$S_o = n\pi d_o L = 60 \times 3.14 \times 0.025 \times 3 = 14.13 \text{ m}^2$$

逆流平均温度差为

$$\Delta t_m = \frac{\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}}{\ln \frac{70 - 40}{30 - 20}} = \frac{(70 - 40) - (30 - 20)}{\ln \frac{70 - 40}{30 - 20}} = 18.2 \text{ °C}$$

则
$$K_o = \frac{1.01 \times 10^5}{14.13 \times 18.2} = 393 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{°C})$$

[例 4-14] 在一传热面积 S_o 为 15 m^2 的管壳式换热器中,壳程通入饱和水蒸气以加热管内的空气。150 °C 的饱和水蒸气冷凝为同温度下的水排出。空气流量为 2.8 kg/s,其进口温度为 30 °C,比热容可取为 1 kJ/(kg·°C),空气对流传热系数为 87 W/($\text{m}^2 \cdot \text{°C}$),换热器热损失可忽略,试计算空气的出口温度。

解:本题为一侧恒温传热,且 $\alpha_{\text{水蒸气}} \gg \alpha_{\text{空气}}$,故 $K \approx \alpha_{\text{空气}}$ 。空气的出口温度可联合空气的热量衡算与总传热速率方程由 Δt_m 中解得,即

$$Q = KS\Delta t_m = W_c c_{pc} (t_2 - t_1)$$

其中 $K \approx \alpha_{\text{空气}} = 87 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{°C})$

$$\Delta t_m = \frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}} = \frac{t_2 - 30}{\ln \frac{150 - 30}{150 - t_2}}$$

则
$$87 \times 15 \times \frac{t_2 - 30}{\ln \frac{120}{150 - t_2}} = 2.8 \times 1000 \times (t_2 - 30)$$

$$\ln \frac{120}{150 - t_2} = 0.466$$

$$\frac{120}{150 - t_2} = e^{0.466} = 1.594$$

解得 $t_2 = 74.7 \text{ °C}$

1-4-5 换热器

1. 简述套管换热器的简单结构、特点和应用场合。

答:套管换热器是由直径不同的直管制成的同心套管,然后用 U 形弯管串联而成。每一段套管为一程,程数可根据传热要求增减。

套管换热器的特点是:结构简单,制造方便,能耐高压,传热面积易于增减等,且两流体呈逆流流动,对传热有利。其缺点是单位传热面的金属消耗量大及占地面积较大。

套管换热器适用于流体流量不大,所需传热面积不多而要求压强较高的场合。

2. 管壳式换热器主要形式有几种? 有何特点?

答:管壳式换热器又称列管式换热器。它是目前生产中应用最为广泛的换热设备。在该类换热器中,由于管内、外流体温度不同,使管束和壳体的温度也不相同,因此两者的热膨胀程度也有差别。若两流体温度差较大,由于热应力而可能引起管子弯曲、设备变形甚至破裂。一般当两流体的温度差超过 $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时,就应考虑这种热膨胀的影响。通常热补偿方法有补偿圈、U 形管及浮头式三种,相应的管壳式换热器主要形式有以下几种。

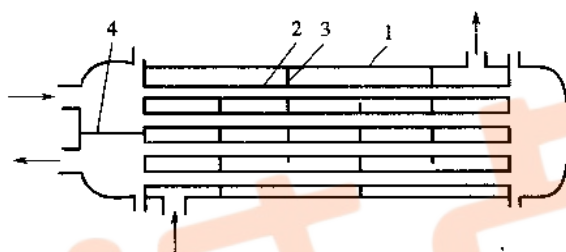


图 4-9 固定管板式换热器

1—壳体 2—管束 3—挡板 4—隔板

(1) 固定管板式换热器

固定管板式换热器如图 4-9 所示。这种换热器的两端管板和壳体制成一体,因此具有结构简单和造价低廉的优点,但是其壳程清洗和检修困难,要求壳程流体须是洁净和不易结垢的物料。

图 4-10 所示的为具有补偿圈(又称膨胀节)的固定管板式换热器。它是在外壳的适当部位上焊有一个补偿圈,补偿圈发生弹性变形(压缩或拉伸),以适应壳体和管束不同的热膨胀程度。这种热补偿方法简单,但不适用于两流体温差过大(应不大于 $70\text{ }^{\circ}\text{C}$)和壳程流体压强过高(不高于 600 kPa)的场合。

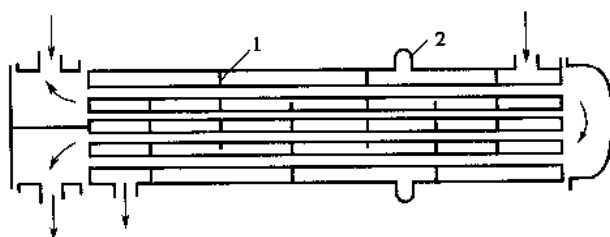


图 4-10 具有补偿圈的固定管板式换热器

1—挡板 2—补偿圈

(2) U 形管式换热器

U 形管式换热器如图 4-11 所示。这种热补偿方法是每根管子弯成 U 形,管子的两端固

定在同一管板上,因此受热时每根管子可自由伸缩,与其他管子及壳体无关。

U形管式换热器的结构简单,质量轻,适用于高温和高压的场合。但其管束内清洗困难,要求管内流体是洁净及不易结垢的物料。此外因管子需要一定的弯曲半径,故管板的利用率较低。

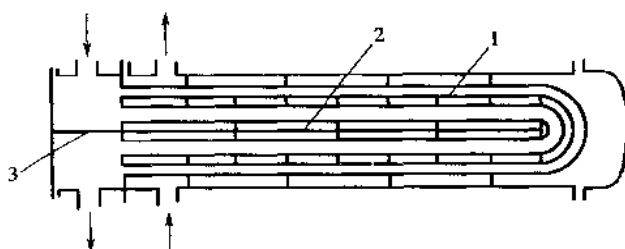


图 4-11 U 形管式换热器

1—U 形管 2—壳程隔板 3—管程隔板

(3) 浮头式换热器

浮头式换热器如图 4-12 所示。其一端管板与外壳固定连接,该端称为浮头。当管子受热时,管束连同浮头可以自由伸缩,与外壳的膨胀无关。这种结构不仅可完全消除热应力的影响,而且因管束可从壳体内抽出,便于管内和管间的清洗和检修,故浮头式换热器应用较普遍。

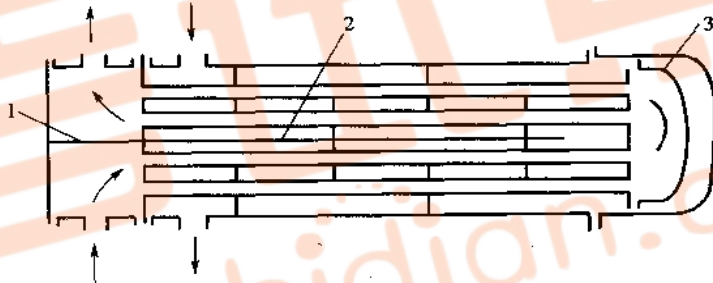


图 4-12 浮头式换热器

1—管程隔板 2—壳程隔板 3—浮头

3. 简述螺旋板式换热器的结构和特点。

答:如图 4-13 所示,螺旋板式换热器是由两张互相平行的薄金属板卷制成隔开的螺旋形通道,在器的顶、底部上焊有盖板或封头而构成的。冷、热流体分别进入两通道,在器内逆流流

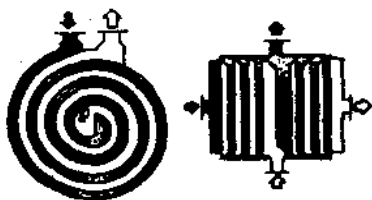


图 4-13 螺旋板式换热器

动,通过薄金属壁进行换热。

螺旋板式换热器的优点是结构紧凑、单位体积所具有的传热面积较大,总传热系数较高,不易结垢和堵塞,可利用温度较低的热源等。它的主要缺点是操作压强和温度不宜太高,不易检修,流动阻力较大等。

4. 简述平板式换热器的结构和特点。

答:平板式换热器简称板式换热器。它是由一组长方形的薄金属板平行排列、夹紧组装于支架上而构成的。其示意图如图 4-14 所示。在两邻板片的边缘衬有垫片,压紧后形成密封的流动通道,且可用垫片的厚度调节通道的大小。每块板的四个角上开有一个圆孔,其中一对圆孔和板面上流道相通,另一对圆孔则不相通。它们的位置在相邻的板上是错开的,以便分别形成两流体的通道。冷、热流体交替地在板片两侧流动,通过板片进行换热。通常板片冲压成波纹状,使流体均匀流过,增强了流体湍动,又增加了传热面积,有利于传热。

板式换热器的优点是总传热系数高,结构紧凑,操作灵活,便于清洗检修等。它的缺点是处理能力较低,操作压强及温度不宜太高等。

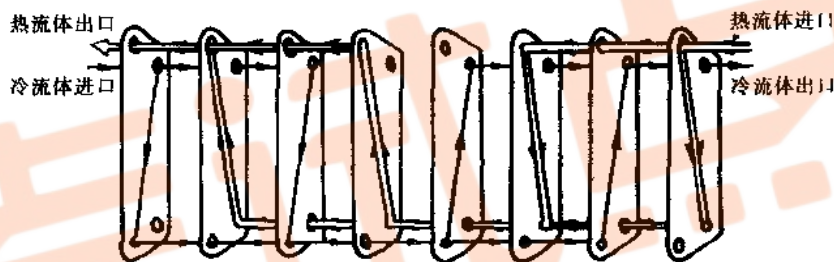


图 4-14 平板式换热器示意图

5. 何谓强化传热? 有哪些强化途径?

答:换热器传热的强化,是指提高冷、热流体的传热速率。由总传热速率方程 $Q = K\Delta t_m$ 可知,对换热器而言,提高总传热系数、增加单位传热面积及增加平均温度差均可提高总传热速率。因此在换热器的设计、操作和开发中,都应从以上三方面考虑强化传热的途径。

(1) 增大总传热系数

增大总传热系数是强化传热的重点。从总传热系数的计算式可知,其总热阻是由冷、热流体的对流传热热阻、管壁两侧的污垢热阻及管壁热传导热阻所组成。由于各项热阻所占的比重不同,应设法减小其中较大的热阻。一般情况下,换热器的管壁较薄,其导热系数较大,因此它不会是主要热阻,即对提高 K 值影响不大。提高总传热系数的主要措施是设法提高对流传热系数和减小污垢热阻。

①提高对流传热系数。提高流体的流速,增强流体的湍动程度,减少传热边界层中层流内层的厚度,从而减小对流传热热阻,提高对流传热系数。可采取的措施有:对管壳式换热器增加管程数和壳程的挡板数可提高流速、板式换热器板面制成凹凸不平的波纹、在螺旋板换热器中受惯性离心力的作用、采用各种异形管或在管内装入麻花铁等添加物,均可增强流体的湍动程度。

②防止结垢和及时清垢。在换热器的运行初期,污垢热阻很小,但随着运行时间增长,污垢热阻可能成为主要热阻。因此应防止结垢和及时地清除垢层。通常,增加流体的流速可减弱垢层的形成;易结垢的流体宜在管程流动,以便于清洗;采用可拆卸的换热器结构,定期采用机械或化学的方法清除垢层。

(2)增大平均温度差

平均温度差的大小取决于两流体的温度条件和两流体的流动方向。一般来说,流体的温度为生产工艺条件规定,可变动的范围较为有限。加热(或冷却)介质的温度,因所选介质的不同,可以有较大的差异。如化工厂常用的饱和水蒸气,提高其压强可提高蒸气的温度。但同时应考虑经济上合理和技术上的可能性。当两流体均变温时,从换热器结构上采用逆流或接近逆流的形式,可增大平均温度差。

(3)增大传热面积

增大传热面积应该从改进换热器结构入手,提高其紧凑性,即提高设备单位体积的传热面积。改进传热面积的结构,如用螺纹管、波纹管代替光滑管,采用螺旋板式换热器或平板式换热器等,都可增加单位体积设备的传热面积。

应予注意,强化传热时应综合考虑诸多因素,选择适宜的强化措施。例如,通过增加流速和增强流体湍动来强化传热,但都伴随着流动阻力的增大;提高设备的紧凑性,可能带来清洗和检修的困难等问题。为此,在采取强化传热措施时,应对设备结构、制造费用、动力消耗、清洗和检修等方面予以综合考虑,选用经济合理的方案。

6. 管壳式换热器如何选型?

答:管壳式换热器选择的核心是计算换热器的传热面积,进而确定换热器的其他尺寸或选择换热器的型号。管壳式换热器已有系列标准,可供选用。

由总传热速率方程可知,为计算传热面积,必须确定总传热系数 K 和平均温度差 Δt_m 。由于 K 值和设备结构、尺寸等很多因素有关; Δt_m 与两流体的流向、加热(或冷却)介质温度的选择等有关,因此换热器的选用,需要综合考虑上述因素,通过多次试算和比较,才能选得适宜的换热器。

通常,管壳式换热器选用的基本步骤如下。

(1)估算传热面积,初选换热器的型号

- ①确定两流体在换热器中的流动通道。
- ②根据传热任务,计算传热量。
- ③根据流体在换热器的进、出口温度,计算定性温度,查得流体物性。
- ④计算两流体的温度差,确定管壳式换热器的型式。
- ⑤计算平均温度差,并根据温度差校正系数大于 0.8 的原则,确定壳程数。
- ⑥依据操作条件下 K 值的经验范围或生产实际情况,选取 K 值。
- ⑦由总传热速率方程估算传热面积,并按系列标准初选换热器的型号。

(2)计算管、壳程的压强降

根据初选换热器的尺寸,计算管、壳程的流动阻力,并检查结果是否能满足工艺上的要求。若不符合要求,应调查管程数、壳程折流板间距等有关尺寸,或选择另一种型号的换热器,重复上述的计算,直至满足工艺要求。

(3)核算总传热系数和传热面积

计算管、壳程对流传热系数,确定污垢热阻,然后计算总传热系数和传热面积。选用的传热面积应比计算得到的传热面积约大10%~25%,否则需再设总传热系数,按上述步骤重复计算,直至满足要求。

应予以指出,上述计算步骤为一般原则,选用换热器时,视具体情况可以灵活变动。

本章复习要点

本章的中心内容是间壁两侧流体间传热过程的分析和传热速率方程的应用。换热器的热量衡算和传热速率方程是基本关系式,应了解和掌握热量衡算和传热速率方程间的关系,熟练运用它们去解决各种类型的传热问题。各节复习要点如下。

一、概述

- ①了解传热的基本方式:热传导、热对流和热辐射的基本特征。
- ②定态传热的特点:系数中的温度等参数仅为位置的函数,与时间无关;传热速率为常量。

二、热传导

- ①傅立叶定律的表达式;导热系数的物理意义和影响因素。
- ②平壁定态热传导的计算。
- ③圆筒壁定态热传导的计算。

在上述计算中注意串联热阻的概念;注意热传导速率和温度差及热阻的关系,温度差和热阻成正比,两者应相互对应。利用热传导速率公式可求热损失、保温层厚度及层间的界面温度等。

三、对流传热

- ①对流传热的基本概念,对流传热和热对流的关系,流体和间壁间的传热是对流传热,既有热对流又有热传导。
- ②牛顿冷却定律的表达式、意义和应用,计算对流传热速率。注意对流传热推动力和热阻的概念和两者的对应关系。
- ③对流传热系数的物理意义、单位及主要影响因素。
- ④对流传热系数的经验关联式,流体在圆形直管中作强制湍流时 $Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^n$ 。注意该式的应用范围、定性温度和特征尺寸;注意 Nu 、 Re 、 Pr 准数的意义;通过上式定性分析影响对流传热系数的因素。
- ⑤蒸气冷凝的方式,影响蒸气冷凝的因素。
- ⑥液体沸腾曲线,影响液体沸腾的因素。

四、传热计算和分析

该部分为本章的重点,可将全章内容相联系。

- ①热量衡算 $Q = W_c c_p \Delta t$ 的应用,式中各项的意义和单位。
- ②总传热速率方程 $Q = KS\Delta t_m$ 及其应用。
- ③热负荷(由热量衡算求得)和总传热速率 Q (由总传热速率方程求得)的关系,解题时应由两方程联立求解,即两者是相互联系和制约的,其中任一个参数的变化,都要引起两个方程中其他参数的相应变化。

④总传热系数 K 的物理意义、单位和来源。

⑤ K 的计算式。注意表达式应与传热面积相对应;总热阻和分热阻(包括污垢热阻)的关系和表示方法。

⑥影响 K 值的因素,提高 K 值的途径。

⑦平均温度差 Δt_m 的求法,流向的选择;对数平均和算术平均。

⑧传热面积 S 的表示方法和计算。注意与流通面积的区别,如对管壳式换热器,传热面积 $S = n\pi d \cdot L$,流通面积 $A = n \cdot \frac{\pi}{4} d_i^2$ (管程)。

五、换热器

①间壁式换热器的主要种类。

②管壳式换热器的类型、结构、特点及选用。

③换热器的强化传热途径。

[例 4-15] 现有传热面积为 20 m^2 的单程管壳式换热器,壳程通入饱和蒸汽加热管内的空气。160 °C 的饱和水蒸气冷凝为同温度下的水。空气流量为 2.5 kg/s ,进口温度为 30 °C,比热容为 $1 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$,对流传热系数为 $50 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$,试求空气的出口温度。假设换热器的热损失可忽略,垢层热阻和管壁热阻也可忽略。

解:此题为一侧恒温传热,且 $\alpha_{\text{水蒸气}} \gg \alpha_{\text{空气}}$,故 $K \approx \alpha_{\text{空气}}$ 。空气的出口温度可联合空气的热量衡算与总传热速率方程求得,即

$$Q = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) = KS \Delta t_m$$

其中 $K \approx \alpha_{\text{空气}} = 50 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

$$\Delta t_m = \frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}} = \frac{t_2 - 30}{\ln \frac{160 - 30}{160 - t_2}}$$

$$\text{故 } 2.5 \times 10^3 \times (t_2 - 30) = 50 \times 20 \times \frac{t_2 - 30}{\ln \frac{130}{160 - t_2}}$$

$$\ln \frac{130}{160 - t_2} = 0.4$$

解得 $t_2 = 72 \text{ } ^\circ\text{C}$

[例 4-16] 在一单程管壳式换热器内,流量为 $10\,000 \text{ kg/h}$ 的某种溶液在管内呈湍流流动,其比热容为 $4.18 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$,由 15 °C 加热到 100 °C,管内对流传热系数为 $600 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。温度为 110 °C 的饱和水蒸气在壳方冷凝为同温度的水,其对流传热系数为 $1.2 \times 10^4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。列管换热器由 $\phi 25 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$ 的 160 根不锈钢管组成,不锈钢的导热系数为 $17 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。若垢层热阻和热损失可忽略,试求:

(1)列管长度, m ;

(2)若管数不变,管程数改为双程时的列管长度, m 。

解:(1)管程为单程时列管长度

可由总传热速率方程求得,即

$$S_o = n\pi d_o L = \frac{Q}{K_o \Delta t_m}$$

$$\text{其中 } Q = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) = \frac{10\,000}{3\,600} \times 4.18 \times (100 - 15) = 986.9 \text{ kW}$$

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_o}{d_m} + \frac{1}{\alpha_i} \frac{d_o}{d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{12\,000} + \frac{0.002}{17} \times \frac{25}{23} + \frac{25}{600 \times 21}} = 455.5 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\Delta t_m = \frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}} = \frac{(110 - 15) - (110 - 100)}{\ln \frac{110 - 15}{110 - 100}} = 37.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{则 } S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m} = \frac{986.9 \times 10^3}{455.5 \times 37.8} = 57.23 \text{ m}^2$$

$$L = \frac{S_o}{n\pi d_o} = \frac{57.23}{160 \times 3.14 \times 0.025} = 4.56 \text{ m}$$

(2) 管程为双程时的列管长度

管程为双程时, 因管内流量不变, 则管内流速 $u' = 2u$, 又管内流体为湍流流动, 故 $\alpha \propto u^{0.8}$, 故 $\alpha' \approx 2^{0.8} \alpha$, 即 K_o 将增大。

$$K'_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_o}{d_m} + \frac{d_o}{\alpha'_i d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{12000} + \frac{0.002}{17} \times \frac{25}{23} + \frac{25}{2^{0.8} \times 600 \times 21}} = 740.3 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)}$$

$$S'_o = \frac{Q}{K'_o \Delta t_m} = \frac{986.9 \times 10^3}{740.3 \times 37.8} = 35.3 \text{ m}^2$$

$$L' = \frac{S'_o}{n\pi d_o} = \frac{35.3}{160 \times 3.14 \times 0.025} = 2.81 \text{ m}$$

从以上计算可知, 对湍流流动下的对流传热系数与 $u^{0.8}$ 成正比, 所以当流量增加(或管程数增多)时, α 以流量增加倍数的 0.8 次方比例增加, 从而引起换热器的面积或其他操作参数的变化。

【例 4-17】 在由 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 钢管组成的废热锅炉中, 用于回收某高温气体的热量。高温气体进入管内温度为 500 °C , 出口温度降到 400 °C , 管外产生绝压为 900 kPa 的沸腾水。已知气体对流传热系数 α_i 为 $250 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)}$, 水沸腾时对流传热系数 α_o 为 $1 \times 10^4 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)}$, 污垢热阻可忽略, 试求管内壁及外壁的平均温度 T_w, t_w 。

解: 本题应结合总传热速率方程和对流传热速率方程求解。总传热系数应以管内侧表面积为基准, 总传热速率方程可写成

$$Q = K_i S_i \Delta t_m \quad \text{或} \quad \frac{Q}{S_i} = K_i \Delta t_m$$

$$\text{其中 } \Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

在绝压为 900 kPa 下查得饱和温度为 175.1 °C ,

$$\Delta t_2 = T_1 - t = 500 - 175.1 = 324.9 \text{ °C}$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t = 400 - 175.1 = 224.9 \text{ °C}$$

$$\text{因 } \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = \frac{324.9}{224.9} = 1.45 < 2 \quad \text{故 } \Delta t_m = \frac{\Delta t_2 + \Delta t_1}{2} = \frac{324.9 + 224.9}{2} = 274.9 \text{ °C}$$

$$K_i = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_i}{d_m} + \frac{d_i}{\alpha_o d_o}} = \frac{1}{\frac{1}{250} + \frac{0.0025}{45} \times \frac{20}{22.5} + \frac{1}{10^4} \times \frac{20}{25}} = 242 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)}$$

$$\text{则 } \frac{Q}{S_i} = K_i \Delta t_m = 242 \times 274.9 = 6.65 \times 10^4 \text{ W/m}^2$$

管内壁温度可由管内对流传热速率求得

$$Q = \alpha_i S_i (T - T_w)$$

$$\text{或 } T_w = T - \frac{Q}{\alpha_i S_i}$$

其中 T 为热流体的平均温度, 即

$$T = \frac{500 + 400}{2} = 450 \text{ °C}$$

管内壁温度为

$$T_w = 450 - \frac{6.65 \times 10^4}{250} = 184 \text{ °C}$$

管外壁温度为

$$t_w = T_w - \frac{b}{\lambda} \frac{Q}{S_m}$$

其中 $\frac{Q}{S_m} = \frac{Q}{S_i} \cdot \frac{S_i}{S_m} = \frac{Q}{S_i} \cdot \frac{d_i}{d_m} = 66\,500 \times \frac{20}{22.5} = 5.91 \times 10^4 \text{ W/m}^2$

故 $t_w = 184 - \frac{0.0025}{45} \times 5.91 \times 10^4 = 180.7 \text{ }^\circ\text{C}$

计算结果表明,水沸腾对流传热系数很大,热阻很小,则壁温接近于水沸腾温度,即壁温总是接近对流传热系数较大一侧的流体温度。又因管壁热阻很小,所以管壁两侧的温度较为接近。

自 测 题

一、填空题

1. 传热的基本方式有____、____和____三种。
2. 导热系数的物理意义是____,它的单位是____。
3. 各种物体的导热系数大小顺序为____。
4. 牛顿冷却定律表达式为____,其中温度差代表____。
5. 对流传热系数的主要影响因素有____。
6. 当流体在管内呈湍流流动时,对流传热热阻主要集中在____,为了减小热阻以提高 α 值,可采用的措施是____。
7. 流体在圆形直管中强制湍流传热时,对流传热系数关联式为 $\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^n$,式中 n 是为校正____的影响,当流体被加热时, n 等于____,当流体被冷却时, n 等于____。
8. 努塞尔特准数 Nu 表示____的准数,其准数式为____;普兰特准数 Pr 表示____的准数,其准数式为____。
9. 蒸气冷凝有____和____两种方式。
10. 液体在大容器内沸腾时,随着温度差($t_w - t_i$)的不同,出现____、____和____不同的沸腾状态。
11. 总传热系数的倒数 $1/K$ 代表____,提高 K 值的关键是____。
12. 在卧式管壳式换热器中,用饱和水蒸气冷凝加热原油,则原油宜在____程流动,总传热系数接近于____的对流传热系数。
13. 根据热补偿方式的不同,写出三种管壳式换热器的基本型式:____、____和____。
14. 写出三种间壁式换热器的名称:____、____和____。
15. 蒸汽在套管换热器中的环隙中冷凝以加热管内的空气,则总传热系数 K 值接近于____的对流传热系数;管壁的温度接近于____的温度。

二、选择题

1. 双层平壁定态热传导,两层壁厚相同,各层的导热系数分别为 λ_1 和 λ_2 ,其对应的温度差为 Δt_1 和 Δt_2 ,若 $\Delta t_1 > \Delta t_2$,则 λ_1 和 λ_2 的关系为()。
A. $\lambda_1 < \lambda_2$ B. $\lambda_1 > \lambda_2$ C. $\lambda_1 = \lambda_2$ D. 无法确定
2. 空气、水、金属固体的导热系数分别为 λ_1 、 λ_2 和 λ_3 ,其大小顺序为()。
A. $\lambda_1 > \lambda_2 > \lambda_3$ B. $\lambda_1 < \lambda_2 < \lambda_3$ C. $\lambda_2 > \lambda_3 > \lambda_1$ D. $\lambda_2 < \lambda_3 < \lambda_1$
3. 通过三层平壁的定态热传导,各层界面间接触均匀,第一层两侧温度为 $120\text{ }^\circ\text{C}$ 和 $80\text{ }^\circ\text{C}$,第三层外表面温度为 $40\text{ }^\circ\text{C}$,则第一层热阻 R_1 和第二、三层热阻 R_2 、 R_3 的大小为()。
A. $R_1 > (R_2 + R_3)$ B. $R_1 < (R_2 + R_3)$

C. 无法确定

D. $R_1 = (R_2 + R_3)$

4. 在管壳式换热器中,用饱和蒸汽冷凝以加热空气,下面两项判断为()。

甲:传热管壁温度接近加热蒸汽温度。

乙:总传热系数接近于空气侧对流传热系数。

A. 甲、乙均合理

B. 甲、乙均不合理

C. 甲合理、乙不合理

D. 甲不合理、乙合理

5. 对流传热速率 = 系数 × 推动力,其中推动力是()。

A. 两流体的温度差

B. 流体温度和壁温度差

C. 同一流体的温度差

D. 两流体的速度差

6. 因次分析的目的是()。

A. 得到各变量间定量关系

B. 用无因次数群代替变量,使实验简化

C. 得到无因次数群间定量关系

D. 实验结果更可靠

7. 计算液体在圆管内对流传热系数,若可采用 $Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^n$, 式中指数 n 为()。

A. 0.4

B. 0.3

C. 被加热时为 0.4,被冷却时为 0.3

D. 被加热时为 0.3,被冷却时为 0.4

8. 水在圆管中强制湍流时的对流传热系数 α_i 为 $1000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$,若将水的流量增加一倍,而其他条件不变,则 α_i 为()。

A. 2000

B. 1740

C. 1000

D. 500

9. 对间壁两侧流体一侧恒温、另一侧变温的传热过程,逆流和并流时 Δt_m 大小为()。

A. $\Delta t_{m逆} > \Delta t_{m并}$

B. $\Delta t_{m逆} < \Delta t_{m并}$

C. $\Delta t_{m逆} = \Delta t_{m并}$

D. 无法确定

10. 工业生产中,沸腾传热应设法保持在()。

A. 自然对流区

B. 核状沸腾区

C. 膜状沸腾区

D. 过渡区

三、计算题

1. 普通砖平壁厚度为 460 mm,一侧壁面温度为 200°C ,另一侧壁面温度为 30°C ,已知砖平均导热系数为 $0.93 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$,试求:

(1) 通过平壁的热传导通量, W/m^2 ;

(2) 平壁内距离高温侧 300 mm 处温度, $^\circ\text{C}$ 。

2. 燃烧炉的平壁由三种材料的平砖砌成。内层为耐火砖,其厚度为 150 mm,平均导热系数为 $11.5 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$;中间层为绝热砖,其厚度为 130 mm,平均导热系数为 $0.15 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$;外层为普通砖,其厚度为 230 mm,平均导热系数为 $0.8 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。已知炉内、外壁表面温度分别为 900°C 和 40°C ,试求:

(1) 耐火砖和绝热砖间界面温度 t_2 , $^\circ\text{C}$;

(2) 绝热砖和普通砖间界面温度 t_3 , $^\circ\text{C}$;

(3) 通过三层平壁的热传导通量, W/m^2 。

3. 平壁炉是用内层为 120 mm 厚的耐火砖和外层为 230 mm 的普通砖砌成。两种砖的导热系数均为未知。测得炉内壁温度为 800°C ,炉外壁面温度为 113°C 。为减少热损失,后又在普通砖外包一层厚度为 50 mm、导热系数为 $0.2 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 的石棉。包扎后测得各层温度为:炉内壁温度为 800°C ,耐火砖和普通砖界面温度为 686°C ,普通砖和石棉界面温度为 405°C ,石棉外侧温度为 77°C 。试求包扎后热损失较原来热损失减小的百分数及耐火砖导热系数 λ_1 、普通砖导热系数 λ_2 。

4. 有一直径为 $\phi 32 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的蒸汽管道,其长度为 6 m,已知管内壁温度为 100°C ,外壁温度为 90°C ,试求该管的散热量。钢管的导热系数为 $45 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

5. 在直径为 $\phi 60 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的钢管外包有两层绝热材料。内层厚度为 40 mm,其平均导热系数为 $0.07 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$;外层厚度为 20 mm,其平均导热系数为 $0.15 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。现测得管内壁温度为 500°C ,最外层表面

温度为 $80\text{ }^{\circ}\text{C}$, 试求单位管长的热损失和两层保温层界面上的温度 t_3 。钢管导热系数为 $45\text{ W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$ 。

6. 在蒸汽管道外包扎有两层厚度相同而导热系数不同的保温层, 外层的平均直径为内层的 2 倍, 其导热系数也为内层的 2 倍。若将两种材料互换而其他条件不变, 试问每米管长的热损失变化多少? 说明在本题情况下, 哪一种材料包扎在内层较为合适?

7. 常压下空气以 15 m/s 的平均流速在长为 4 m 、管径为 $\phi 60\text{ mm}\times 3.5\text{ mm}$ 的钢管中流动, 温度从 $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ 升高到 $250\text{ }^{\circ}\text{C}$, 试求管壁对空气的对流传热系数。

8. 某流体在圆形直管内作强制湍流传热, 已知其对流传热系数为 $500\text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$, 现欲使 α 值提高到 $750\text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$, 试问其流速应增加多少倍?

9. 在套管换热器中, 一定流量的水在内管中流过而被加热, 并测得管内水侧对流传热系数为 $2000\text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$ 。若相同体积流量的某油品通过该换热器内管中而被加热, 试求此时管内油侧的对流传热系数。假设两种情况下流体均为强制湍流传热。已知两流体在定性温度下物性如下:

	$\rho, \text{kg}/\text{m}^3$	$\mu, \text{Pa}\cdot\text{s}$	$c_p, \text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$	$\lambda, \text{W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$
水	1000	0.54×10^{-3}	4.17	0.65
油品	810	5.1×10^{-3}	2.01	0.15

10. 试求绝压为 200 kPa 、流量为 3600 kg/h 的饱和蒸汽冷凝后并降温到 $49\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时所放出的热量。

11. 在套管换热器中, 用冷水将硝基苯从 $85\text{ }^{\circ}\text{C}$ 冷却到 $35\text{ }^{\circ}\text{C}$, 冷却水进、出口温度分别为 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 和 $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。若硝基苯流量为 1000 kg/h , 试求冷却水用量, 假设换热器热损失可忽略。

12. 在套管换热器中, 水以 1.0 m/s 的速度流过套管中的内管, 内管内径为 25 mm 、长为 4 m 。水的进口温度为 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, 管内壁的平均温度为 $50\text{ }^{\circ}\text{C}$, 若管壁对水的平均对流传热系数为 $3000\text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$, 试求水的出口温度。假设换热器的热损失可忽略。水的密度取为 $1000\text{ kg}/\text{m}^3$, 比热容为 $4.187\text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$ 。

13. 在套管换热器中, 冷流体温度由 $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ 加热到 $160\text{ }^{\circ}\text{C}$, 热流体温度由 $250\text{ }^{\circ}\text{C}$ 冷却到 $180\text{ }^{\circ}\text{C}$, 试计算两流体作并流和逆流时的平均温度差。

14. 在一单壳程、双管程的 1-2 型管壳式换热器中, 冷流体的进、出口温度分别为 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 和 $50\text{ }^{\circ}\text{C}$, 热流体的进、出口温度分别为 $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ 和 $60\text{ }^{\circ}\text{C}$, 试求传热平均温度差。

15. 一管壳式换热器管束由 $\phi 25\text{ mm}\times 2.5\text{ mm}$ 的钢管组成。管内空气侧的对流传热系数为 $40\text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$, 管外水侧对流传热系数为 $3000\text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$, 空气侧污垢热阻为 $0.53\times 10^{-3}\text{ m}^2\cdot^{\circ}\text{C}/\text{W}$, 水侧污垢热阻为 $0.21\times 10^{-3}\text{ m}^2\cdot^{\circ}\text{C}/\text{W}$, 钢的导热系数为 $45\text{ W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$, 试求基于管内表面的总传热系数 K_i 和基于管外表面的总传热系数 K_o 。

16. 在一单程管壳式换热器中, 管内为某溶液呈湍流流动, 流量为 15000 kg/h , 温度由 $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ 升到 $75\text{ }^{\circ}\text{C}$, 其平均比热容为 $4.18\text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$; 壳程为 $110\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的饱和蒸汽冷凝, 并在饱和温度下排出。已测得总传热系数 K 为 $400\text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$, 试求传热面积 S_o 。又若换热器列管管束由 136 根 $\phi 25\text{ mm}\times 2.5\text{ mm}$ 钢管组成, 试求管有效长度。假设换热器热损失可忽略。

17. 在一套管换热器中, 管内为冷却水, 管间为空气, 空气和水的流动均呈湍流状态。水侧对流传热系数为 $2000\text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$, 空气侧对流传热系数为 $50\text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$, 污垢热阻和管壁热阻均可忽略。若水的流量增加一倍, 试求总传热系数增加的百分数。假设空气侧 α 不变, 总传热系数可按平壁计算。

18. 在传热面积为 20 m^2 的换热器中, 用温度为 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、流量为 13200 kg/h 的冷却水冷却进口温度为 $110\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的醋酸, 两流体呈逆流流动。换热器刚开始运行时, 水出口温度为 $45\text{ }^{\circ}\text{C}$, 醋酸出口温度为 $40\text{ }^{\circ}\text{C}$, 试求总传热系数 K_o 。而在换热器运行一段时间后, 若两流体的流量不变, 进口温度也不变, 而冷水的出口温度降到 $38\text{ }^{\circ}\text{C}$, 试求总传热系数下降的百分数。水的比热容可取为 $4.2\text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$, 换热器的热损失可忽略。

19. 在 1-4 型管壳式换热器中, 用饱和蒸汽将流量为 $53\text{ m}^3/\text{h}$ 的某油品从 $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ 加热到 $80\text{ }^{\circ}\text{C}$, 已知油品的

密度为 800 kg/m^3 , 比热容为 $2.0 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。换热器的管束由 368 根 $\phi 19 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$ 的管子所组成, 每根管子长度为 6 m 。若基于管外表面的总传热系数为 $110 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$, 冷凝水在饱和温度下排出, 换热器的热损失可忽略, 试求饱和蒸汽的温度。设传热平均温度差可按算术平均值计算。

20. 有一单程管壳式换热器, 传热面积 S_o 为 4 m^2 , 列管直径为 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 。用温度为 25°C 水将油由 200°C 冷却至 100°C , 水走管内, 油走管间, 并呈逆流流动。已知水和油的流量分别为 1200 kg/h 和 1400 kg/h , 其比热容分别为 $4.18 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ 和 $2.0 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$; 水侧和油侧的对流传热系数为 $1800 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$ 和 $200 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$ 。污垢热阻和管壁热阻均可忽略, 换热器的热损失也可忽略。试校核该换热器是否合用? 若不合用试定性分析应采取什么措施使该换热器合用。

21. 有一管壳式换热器, 管束由 300 根 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 钢管组成, 管长为 2 m 。管内为常压空气流过, 其流量为 8000 kg/h , 进、出口温度为 20°C 和 85°C , 壳方为 108°C 的饱和蒸汽冷凝, 并在同温度下排出。若蒸汽冷凝传热系数为 $1 \times 10^4 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$, 管壁热阻和污垢热阻均可忽略, 换热器的热损失也可忽略。空气在定性温度下物性如下: c_p 为 $1 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$, μ 为 $1.98 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, λ 为 $2.85 \times 10^{-2} \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$, 试求:

- (1) 空气在管内的对流传热系数;
- (2) 总传热系数 K_o ;
- (3) 校核该换热器能否满足要求。

22. 有一套管换热器, 内管为 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$, 外管为 $\phi 108 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 的钢管。苯以流量 $3.5 \times 10^3 \text{ kg/h}$ 在内管内流过, 进、出口温度为 50°C 和 80°C , 苯的密度可取为 880 kg/m^3 。饱和蒸汽在外管内冷凝, 饱和蒸汽绝压为 200°C , 并以饱和水排出。若蒸汽冷凝传热系数可取为 $1 \times 10^4 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$, 内管内侧污垢热阻可取为 $3.5 \times 10^{-4} (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{W}$, 内管管壁热阻及内管外侧污垢热阻均可忽略, 换热器的热损失也可忽略, 试求:

- (1) 加热蒸汽用量;
- (2) 套管的有效长度;
- (3) 若加热蒸汽绝压降到 140 kPa , 此时苯出口温度 t_2 如何变化? (假设总传热系数不变, 传热平均温度差可按算术平均温度差计算)

23. 有一管壳式换热器, 110°C 的饱和蒸汽在壳方冷凝为同温度下的水, 管内为一定流量的气体呈湍流流动, 其温度从 30°C 加热到 50°C 。现因气体流量增加, 而加热蒸汽温度和气体进口温度均不变, 气体出口温度降到 48°C , 试求气体流量为原流量的倍数。假设管壁热阻、污垢热阻及换热器的热损失均可忽略。两种情况下气体物性可视为不变。

提示: $K \approx \alpha_1, \alpha_1 \propto W_c^{0.8}$ 。

24. 在一管壳式换热器中, 壳方用 110°C 饱和蒸汽冷凝, 以加热管方呈湍流流动的空气, 空气的温度由 30°C 升高到 45°C , 若空气的流量增加 0.5 倍, 试求空气出口温度。假设管壁热阻、污垢热阻及热损失均可忽略。(计算中可作合理的假设)

25. 在一单程管壳式换热器中, 用饱和蒸汽加热油品。壳方为 160°C 的饱和蒸汽冷凝为同温度的水。油品在管方呈湍流流动, 并由 20°C 加热到 110°C 。换热器的热负荷为 $125 \times 10^3 \text{ W}$, 蒸汽冷凝传热系数为 $7000 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$, 油侧污垢热阻为 $0.5 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$, 管壁热阻及蒸汽侧污垢热阻可忽略, 换热器的热损失也可忽略。换热器的管束由 25 根 $\phi 19 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$ 的管子组成, 管长为 4 m 。试求:

- (1) 管内油侧对流传热系数;
- (2) 若油的流速增加一倍, 保持油的进、出口温度不变, 求饱和蒸汽的温度。

1-5 蒸 发

1-5-1 概述

1. 何谓蒸发操作?

答:将含有不挥发溶质的溶液加热沸腾,使部分溶剂气化并不断地移走,从而使溶液的浓度提高的操作称为蒸发,所用的设备称为蒸发器。化工厂中以蒸发水溶液为主,故本章只讨论水溶液的蒸发。

2. 何谓二次蒸汽? 何谓生蒸汽?

答:从溶液中蒸出的蒸汽称为二次蒸汽,用来加热水溶液的新鲜蒸汽又称生蒸汽,以有别于二次蒸汽。

3. 蒸发操作有何特点?

答:蒸发操作有以下特点。

(1) 有相变化的恒温传热

蒸发器的加热管壁一侧为加热蒸汽冷凝,另一侧为溶液沸腾,操作时两者均有相转变,但温度不变,故蒸发操作属于有相变化的恒温传热。

(2) 溶液沸点升高

含有不挥发溶质水溶液的蒸气压较同条件下纯溶剂(本书中为纯水,以后不再说明)的低,故沸点较同条件下水的沸点高,溶液浓度越高这种现象越严重。

(3) 物料的工艺特性

待蒸发溶液本身具有许多特性,例如蒸发过程中容易产生泡沫;易在管壁上结垢;操作时浓度逐渐加大,致使溶液的性质不断地改变,例如粘度加大,且浓度达到一定高度时有些溶液还会有晶体析出;热敏性溶液有时要分解或聚合。

(4) 热能的利用

蒸发操作耗费大量的生蒸汽,同时又产生大量的冷凝水和二次蒸汽。蒸发操作中除要考虑节约生蒸汽的用量外,还应将冷凝水的显热和二次蒸汽的汽化热加以利用。节能与利用废热能是与蒸发操作密切相关的经济问题。

综上所述,蒸发操作和蒸发器有别于一般的传热操作和换热器。

4. 何谓多效蒸发? 何谓单效蒸发?

答:为了利用二次蒸汽的汽化热,常将它送至另一台蒸发器作为热源,这种将蒸发器串联起来的系统称为多效蒸发。二次蒸汽直接冷凝而排走的系统称为单效蒸发。

5. 蒸发器的基本结构如何？蒸发器如何分类？

答：蒸发器的主体由下部的竖式列管加热室和上部的分离室组成。加热室和竖式固定管板列管换热器类似；分离室是个大空间，其作用是使上升二次蒸汽中挟带的液沫沉降下来，有时还在分离器顶部或二次蒸汽进入冷凝器的管道上装置各种型式的除沫器，进一步除去挟带的液沫，否则不但损失物料而且会污染冷凝器。

蒸发器有利用直接热源加热的，也有用间接热源加热的。工业上广泛采用的是间接热源加热的蒸发器，故本书只介绍后者。

按溶液在加热室内的运动情况而分类的蒸发器列于表 5-1 中。

表 5-1 蒸发器类型

蒸发器类型			蒸发器名称
循环型 (非膜式)	循环型式	自然循环	中央循环管式蒸发器、悬筐式蒸发器 外加热式蒸发器
		强制循环	强制循环蒸发器
非循环型(膜式)			升膜式蒸发器 降膜式蒸发器 升—降膜式蒸发器 刮板搅拌薄膜式蒸发器

1-5-2 单效蒸发计算

1. 单效蒸发计算中由蒸发任务规定的内容有哪些？要计算的内容是什么？

答：单效蒸发计算中由蒸发任务规定的项目有：

- ①单位时间将 F kg 的原料液从浓度为 x_0^* 浓缩到 x_1 ；
- ②可提供一定温度(或压强)的加热蒸汽；
- ③真空装置能达到的压强，或冷凝器可达到的温度，有时该项指标由设计者选定。

单效蒸发计算中要求计算的内容有：

- ①单位时间内从溶液中蒸发出的水分量 W ；
- ②加热蒸汽消耗量 D ；
- ③蒸发器的传热面积 S 。

计算时采用物料衡算、能量衡算和传热速率三个方程式。

2. 何谓沸点升高？

答：在同条件下溶液沸点比纯水的要高，高出的度数称为沸点升高。若只考虑溶液中溶有

* 本章溶液浓度都是指质量浓度。

不挥发溶质的影响,一般稀溶液和有机溶液的沸点升高值较小,无机盐水溶液的沸点升高值较大,有时高达 $60 \sim 70^{\circ}\text{C}$ 。对同一种溶液沸点升高的度数随溶液的浓度及蒸发器内溶液液柱高度而变。浓度越大、液柱越高,沸点升高的数值就越大。

以 Δ 表示各种原因引起的沸点升高, $^{\circ}\text{C}$; t_1 表示溶液的沸点, $^{\circ}\text{C}$; T 表示同条件下水的沸点,即二次蒸汽的饱和温度, $^{\circ}\text{C}$ 。则溶液升高 Δ 值可以写成:

$$\Delta = t_1 - T \quad (5-1)$$

或溶液的沸点

$$t_1 = T + \Delta \quad (5-2)$$

3. 溶液沸点升高的后果是什么? 何谓温度差损失?

答:溶液沸点升高的后果使传热有效温度差下降。例如在同条件下用温度为 T 的饱和水蒸气分别加热纯水和溶液,两者的有效温度差分别为 $\Delta t'$ 及 Δt ,则

$$\text{加热纯水 } \Delta t' = T - T_1$$

$$\text{加热溶液 } \Delta t = T - t_1 = T_1 - (T + \Delta)$$

比较上二式看出在同条件下用同一热源加热溶液的有效温度差要比加热纯水低 $\Delta^{\circ}\text{C}$,即溶液沸点升高降低了传热的有效温度差,故溶液的沸点升高又称为温度差损失。

4. 温度差损失的原因是什么? 如何计算?

答:溶液的温度差损失的原因有以下几种。

(1) 因溶液蒸气压下降而引起的温度差损失

前已述及在同条件下溶液的沸点比纯水的要高,高出的度数称为因溶液蒸气压下降而引起的沸点升高,又称因溶液蒸气压下降而引起的温度差损失,以 Δ' 表示,单位为 $^{\circ}\text{C}$ 。常压下溶液沸点升高值 Δ_s 与溶液浓度的关系可从手册中或化工原理教材的附录中查得,但蒸发操作经常在其他压强下进行,因此查到的常压下数值应予以校正。即

$$\Delta' = f\Delta_s \quad (5-3)$$

$$\text{其中 } f = \frac{0.0162(T' + 273)}{T'} \quad (5-4)$$

(2) 因液柱静压强而引起的温度差损失

溶液的沸点随液层的深度而变,非膜式蒸发器的加热管内总是有一定高度的液层,溶液沸点由底部向表面逐渐减小。为了简化,一般将液层中部的沸点作为液层的平均沸点,故应先算出液层中部压强 p_m 。因很难找出溶液的压强与其饱和温度的对应关系,只能近似按纯水查出与 p_m 对应的饱和温度 t_{pm} 作为液层中部的温度, t_{pm} 与二次蒸汽的饱和温度 T 之差即为因液柱静压强而引起的温度差损失。以 Δ'' 表示,即

$$\Delta'' = t_{pm} - T \quad (5-5)$$

液柱中部压强可由静力学基本方程式求得

$$p_m = p' + \frac{\rho g l}{2} \quad (5-6)$$

膜式蒸发器内无液层存在,故这类蒸发器中因液柱静压强而引起的温度差损失为零。

(3) 因流动阻力而引起的温度差损失

二次蒸汽由蒸发器至冷凝器时因克服沿程流动阻力使压强下降,温度也随之下降,这样又使有效温度差有所损失,这种损失称为因流动阻力而引起的温度差损失,以 Δ'' 表示, Δ'' 的计算相当繁琐,一般根据实践经验数据取 Δ'' 为 $1 \sim 1.5^\circ\text{C}$ 。

5. 何谓总温度差损失? 何谓有效温度差?

答:蒸发操作中的总温度差损失为以上三种温度差损失之和,以 $\Sigma\Delta$ 表示蒸发操作中系统的总温度差损失, $^\circ\text{C}$ 。则

$$\Sigma\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' \quad (5-7)$$

前已述及蒸发系统中的有效温度差应为

$$\Delta t = T - t_1$$

而溶液的沸点 t_1 计算式为

$$t_1 = T' + \Delta' + \Delta'' \quad (5-8)$$

$$\text{或} \quad t_1 = T_k + \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = T_k + \Sigma\Delta \quad (5-9)$$

因此有效温度差可以写成

$$\Delta t = T - (T_k + \Sigma\Delta) = T - T_k - \Sigma\Delta \quad (5-10)$$

[例 5-1] 在中央循环管式蒸发器中,将 10%NaOH 水溶液浓缩至 25%。加热蒸汽饱和温度为 105°C , 冷凝器内绝对压强不允许超过 15 kPa。已知加热管内液层高度为 1.6 m, 25%NaOH 水溶液的密度为 1230 kg/m^3 。试求:

- (1) 因溶液蒸气压下降而引起的温度差损失;
- (2) 因液柱静压强而引起的温度差损失;
- (3) 总温度差损失;
- (4) 有效温度差;
- (5) 溶液的沸点。

解:操作时溶液在蒸发器内不断循环,当操作达到稳定后,管内溶液为完成液的组成,故计算温度差损失时应按 25% 的组成计。

(1) 因溶液蒸气压下降而引起的温度差损失

取冷凝器绝对压强 p_k 为 15 kPa, 查出 15 kPa 下水蒸气的饱和温度 T_k 为 53.5°C 。取因流动阻力而引起的温度差损失为 1°C , 故蒸发器内二次蒸汽温度 T' 为 54.5°C , 根据此温度查出与之对应的二次蒸汽其他参数为

温度 $T', ^\circ\text{C}$	54.5
压强 p', kPa	15.4
汽化热 $r', \text{kJ/kg}$	2367.6

查出常压下 25%NaOH 水溶液因溶液蒸气压下降而引起的沸点升高,即温度差损失 Δ'_s 为 13°C 。校正系数 f 的计算为

$$f = \frac{0.0162(T' + 273)^2}{r'} = \frac{0.0162(54.5 + 273)^2}{2367.6} = 0.734$$

$$\Delta' = f\Delta'_s = 0.734 \times 13 = 9.54^\circ\text{C}$$

(2) 因液柱静压强而引起的温度差损失

$$\text{液柱中部压强 } p_m = p' + \frac{\rho g l}{2} = 15.4 + \frac{1230 \times 9.81 \times 1.6}{2 \times 1000} = 25.5 \text{ kPa}$$

依 25.5 kPa 压强查出对应的水蒸气饱和温度 t_{pm} 为 63.33°C 。

因液柱静压强而引起的温度差损失 $\Delta'' = t_{pm} - T' = 63.33 - 54.5 = 8.83\text{ }^{\circ}\text{C}$

(3)总温度差损失

$$\Sigma\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = 9.54 + 8.83 + 1 = 19.37\text{ }^{\circ}\text{C}$$

(4)有效温度差

$$\Delta t = T - T_b - \Sigma\Delta = 105 - 53.5 - 19.37 = 32.13\text{ }^{\circ}\text{C}$$

(5)溶液沸点

$$t_1 = T' + \Delta' + \Delta'' = 54.5 + 9.54 + 8.83 = 72.87\text{ }^{\circ}\text{C}$$

6.何谓蒸发量?如何推导它的计算式?

答:蒸发量是指单位时间内由溶液中蒸出的水分量,以 W 表示, kg/h ;再以 F 表示原料液流量, kg/h ;以 x_0 及 x_1 分别表示原料液及浓缩液中溶质的质量分数。

围绕蒸发器作溶质的衡算,以 1 h 为基准:

$$Fx_0 = (F - W)x_1$$

$$\text{整理} \quad W = F\left(1 - \frac{x_0}{x_1}\right) \quad (5-11)$$

7.何谓有浓缩热效应的溶液?对这些溶液进行焓衡算时应考虑什么?

答:有些溶液在浓缩时要吸收一部分浓缩热,这些溶液称为有浓缩热效应的溶液,对这些溶液进行焓衡算时应考虑消耗的浓缩热,一般将浓缩热归纳在溶液焓的变化中,所以计算加热蒸汽消耗量时所列各股物料焓的衡算式中,物料的焓应与其焓浓关系求出,但相当缺乏各种溶液的焓浓关系,按各流股焓衡算列出的计算式虽然精确,但也难于得到计算结果,所以常按不考虑浓缩热的情况来计算,由此引起的误差予以校正。不考虑溶液的浓缩热,则溶液的焓可用溶液的比热容来计算。

8.如何推导单效蒸发器加热蒸汽消耗量的计算式?

答:围绕蒸发器作各股物料的焓衡算。

基准: 1 h

基温: $0\text{ }^{\circ}\text{C}$,并规定 $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时液体状态的焓为零。

假设冷凝水在加热蒸汽温度下排除。以 D 表示加热蒸汽消耗量, kg/h ; t_0 表示料液进蒸发器的温度, $^{\circ}\text{C}$; c_{pw} 表示冷凝水的比热容, $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$; c_{p0} 、 c_{p1} 分别为原料液及浓缩液的比热容, $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$; H 、 H' 分别表示加热蒸汽和二次蒸汽的焓, kJ/kg ; Q_L 表示损失于周围环境的热量, kJ/h 。物料的焓由比热容计算,则焓衡算式为

$$Fc_{p0}(t_0 - 0) + DH = WH' + Dc_{pw}(T - 0) + (F - W)c_{p1}(t_1 - 0) + Q_L \quad (5-12)$$

原料液比热容 c_{p0} 与浓缩液的比热容 c_{p1} 间的关系为

$$(F - W)c_{p1} = Fc_{p0} - Wc_{pw} \quad (5-13)$$

将式 5-13 代入式 5-12,整理得

$$Fc_{p0}(t_0 - t_1) + D(H - c_{pw}T) = W(H' - c_{pw}t_1) + Q_L$$

$$\text{或} \quad D = \frac{Fc_{p0}(t_1 - t_0) + W(H' - c_{pw}t_1) + Q_L}{H - c_{pw}T} \quad (5-14)$$

式中加热蒸汽的焓 H 及二次蒸汽的焓 H' 可分别用各自的汽化热 r 及 r' 来表达

$$H - c_{pw} T = r \quad (5-15)$$

及 $H' - c_{pw} t_1 = r' \quad (5-16)$

将式 5-15 及式 5-16 代入式 5-14, 得

$$D = \frac{Fc_{p0}(t_1 - t_0) + Wr' + Q_L}{r} \quad (5-17)$$

由上式看出: 加热蒸汽放出的热量消耗于: 将 $F \text{ kg/h}$ 的原料液从温度 t_0 加热到 t_1 ; 蒸出 $W \text{ kg/h}$ 的水分; 损失于周围环境中。

式 5-17 为求加热蒸汽消耗量的公式, 式中水的比热容 c_{pw} 可从手册中查得, 也可近似取 c_{pw} 为 $4.187 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。以 c_{pB} 表示溶质的比热容, $\text{kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$, 可从手册中查得。原料液的比热容可用经验公式求算:

$$c_{p0} = c_{pw}(1 - x_0) + c_{pB} x_0 \quad (5-18)$$

当 $x_0 < 0.2$ 时, 式 5-18 可以简化为

$$c_{p0} = c_{pw}(1 - x_0) \quad (5-18a)$$

在下列情况下式 5-17 可以简化。

①忽略热损失:

$$D = \frac{Fc_{p0}(t_1 - t_0) + Wr'}{r} \quad (5-17a)$$

②忽略热损失以及溶液在蒸发操作的沸点下进入蒸发器:

$$D = \frac{Wr'}{r} \quad (5-17b)$$

前面在推导计算加热蒸汽消耗量的计算式时忽略了热损失, 应予以校正。可将由式 5-17a、式 17b 算出的 D 除以校正系数 η 。以 Δx 表示溶液中溶质的质量分数变化。对一般溶液取 η 值为 $0.96 \sim 0.98$, 对有浓缩热效应的溶液校正系数, 如 NaOH 水溶液, 用下面公式计算:

$$\eta = 0.98 \sim 0.70x \quad (5-19)$$

9. 何谓加热蒸汽的单位耗量?

答: 以 e 表示蒸发 1 kg 水分的加热蒸汽消耗量, e 称为单位蒸汽消耗量, kg/kg 。式 5-17b 可以写成

$$e = \frac{D}{W} = \frac{r'}{r} \quad (5-20)$$

显然, 由式 5-20 算出的加热蒸汽耗量是在忽略热损失以及溶液在蒸发器沸点下进入的。

由于饱和水蒸气的汽化热随温度变化不大, 可认为式 5-20 中的 $r \approx r'$, 故单效蒸发操作中的 e 值约为 1, 即每蒸发 1 kg 的水分消耗约 1 kg 的加热蒸汽, 但实际蒸发操作时因有热损失, 溶液不一定在沸点下进入蒸发器以及汽化热变化等的影响, e 值约为 1.1 或更大。 e 值是衡量蒸发装置经济效益的指标, 也称经济程度。

10. 如何计算蒸发器的传热面积?

答: 若以 Q 表示蒸发器的热负荷, 即传热速率, W 或 kW ; S_o 表示蒸发器的传热外表面积,

m^2 ; K_o 表示基于传热外表面积的传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 或 $\text{kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 则蒸发器的传热面积用传热速率方程式计算:

$$Q = S_o K_o \Delta t \quad (5-21)$$

或
$$S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t} \quad (5-22)$$

(1) 温度差的计算

蒸发操作属于恒温操作, 其有效温度差用式 5-10 计算:

$$\Delta t = T - T_k - \Sigma \Delta$$

(2) 传热系数的计算

以 α 表示管壁两侧流体的传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 或 $\text{kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$; R 表示垢层热阻, $\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ 或 $\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{kW}$; λ 表示管子材料的导热系数, $\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 或 $\text{kW}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$; d 表示管子直径, m ; b 表示管壁厚度, m ; 下标 i 、 o 及 m 分别表示内侧、外侧及平均。

基于传热外表面积的传热系数 K_o 的计算式为

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} \frac{d_o}{d_i} + R_{si} \frac{d_o}{d_i} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_o}{d_m} + R_{so} + \frac{1}{\alpha_o}} \quad (5-23)$$

管外侧蒸汽冷凝传热系数 α_o 可按前章的膜状冷凝传热系数公式计算。管外侧垢层热阻 R_{so} 与管壁热阻均很小, 有时可以忽略。内侧垢层热阻可取实践经验值。管内侧沸腾传热系数 α_i 较前章介绍的管外大容器内的沸腾传热情况要复杂得多, 虽有许多计算管内沸腾传热系数 α_i 的经验公式, 但很不准确。设计时一般取总传热系数 K_o 的经验值, 可参考有关资料。

应尽量选用那些与设计任务情况相同或近似的数值。各种情况下的 K 值范围很宽, 选用时应视具体情况而定, 如要求节省设备费, 可选偏上限的值。

(3) 热负荷的计算

若加热蒸汽的冷凝水在饱和温度下排出, 且忽略热损失, 则蒸发器的热负荷为

$$Q = Dr \quad (5-24)$$

由式 5-22 算出的传热面积应乘以适当的安全系数。

11. 减小蒸发器传热面积的途径有哪些?

答: 由式 5-22 看出, 减小蒸发器的传热面积的方法有: 加大有效温度差、减小热负荷、提高总传热系数, 也可同时考虑其中任两项或三项。温度差受蒸发任务条件限制, 热负荷由蒸发任务规定, 二者均难以调整, 只有加大总传热系数 K_o 是减小蒸发器传热面积的主要途径。控制 K_o 的主要因素是沸腾侧的垢层热阻 R_{si} 和沸腾传热系数 α_i 。减小垢层热阻的方法是定期清洗蒸发器, 尤其是清洗对用于蒸发易结垢溶液的蒸发器; 或在溶液中加入微量阻垢剂; 选择适宜结构的蒸发器可以有利于提高沸腾传热系数 α_i 的值。冷凝传热系数 α_o 虽不是控制 K_o 的主要因素, 但应及时排除蒸汽中的不凝气, 否则 α_o 将大幅度地下降而波及总传热系数。

【例 5-2】 每小时有 10 000 kg 无浓缩热效应的某种水溶液在升膜式蒸发器中从 5% 浓缩至 25%, 进料温度为 40 $^\circ\text{C}$ 。采用表压强为 30 kPa 的饱和蒸汽为热源, 分离室中真空度为 60 kPa。已知常压下因溶液蒸气压下降而引起的沸点升高为 3.3 $^\circ\text{C}$, 蒸发器内液柱高度为 1.2 m, 溶液的平均密度为 1 100 kg/m^3 。基于传热外表面积的总传热系数为 2 000 $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。当地大气压强为 101.33 kPa。试求:

- (1)蒸发量;
- (2)加热蒸汽消耗量;
- (3)蒸发器的经济程度;
- (4)蒸发器的传热外表面积。

解:先根据加热蒸汽表压强及二次蒸汽室的真空度分别算出两者的绝对压强,并由此查出加热蒸汽及二次蒸汽的其他参数列于表中。

	加热蒸汽	二次蒸汽
绝对压强, kPa	$101.33 + 30 = 131.33$	$101.33 - 60 = 41.33$
饱和温度, °C	107.2	75.82
汽化热, kJ/kg	2 239.8	2 311

(1)蒸发量

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_1} \right) = 10\,000 \left(1 - \frac{5}{25} \right) = 8\,000 \text{ kg/h}$$

(2)加热蒸汽消耗量

暂忽略热损失,用式 5-17a 求算:

$$D = \frac{Wr' + Fc_{p0}(t_1 - t_0)}{r}$$

因 $x_0 < 0.2$,故按式 5-18a 计算原料液的比热容:

$$c_{p0} = c_{px}(1 - x_0)$$

取 $c_{px} = 4.187 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

故 $c_{p0} = 4.187(1 - 0.2) = 3.978 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

因溶液蒸汽压下降而引起的温度差损失为

$$\Delta' = f\Delta'_s$$

其中 $f = \frac{0.0162(T' + 273)^2}{r'} = \frac{0.0162(75.82 + 273)^2}{2\,311} = 0.853$

故 $\Delta' = 0.853 \times 3.3 = 2.81 \text{ }^\circ\text{C}$

按式 5-6 计算液柱中部压强:

$$p_m = p + \frac{\rho g l}{2} = 41.33 + \frac{9.81 \times 1\,100 \times 1.2}{2 \times 1\,000} = 47.8 \text{ kPa}$$

查出与 47.8 kPa 对应的饱和温度 $t_{pm} = 79.5 \text{ }^\circ\text{C}$ 。

因液柱静压强而引起的温度差损失为

$$\Delta'' = t_{pm} - T' = 79.5 - 75.82 = 3.68 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{溶液沸点 } t_1 = T' + \Delta' + \Delta'' = 75.82 + 2.81 + 3.68 = 82.31 \text{ }^\circ\text{C}$$

故 $D = \frac{8\,000 \times 2\,311 + 10\,000 \times 3.978(82.31 - 40)}{2\,239.8} = 9\,006 \text{ kg/h}$

取热损失系数 $\eta = 0.97$,实际消耗的加热蒸汽量

$$D = \frac{9\,006}{0.97} = 9\,285 \text{ kg/h}$$

(3)蒸发器的经济程度

按式 5-20 计算经济程度:

$$e = \frac{D}{W} = \frac{9\,285}{8\,000} = 1.16$$

(4) 蒸发器的传热外表面积

蒸发操作虽然消耗 9 285 kg/h 蒸汽,但其中有一部分损失于周围环境中,通过管壁传给溶液的热量为 9 006 kg/h,故计算传热面积时不应将损失的热量计入。

蒸发器的传热外表面积按式 5-22 计算:

$$S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t}$$

其中 $Q = Dr = 9\,006 \times 2\,239.8 = 2\,017 \times 10^4 \text{ kJ/h} = 5\,603 \text{ kW}$

$$\Delta t = T - t_1 = 107.2 - 82.31 = 24.89 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$S_o = \frac{5\,603}{\frac{2\,000}{1\,000} \times 24.89} = 112.6 \text{ m}^2$$

为了安全起见,算出的面积应加大 15% 的安全系数,故实际需要的面积为

$$1.15 \times 112.6 = 129.5 \text{ m}^2$$

[例 5-3] 在传热外表面积为 50 m² 的中央循环管式蒸发器内,将某种水溶液从 10% 浓缩到 25%,进料温度为 50 °C。已知常压下 25% 浓度的溶液因蒸汽压下降而引起的沸点升高为 3.2 °C,因液体静压强而引起的沸点升高为 4.1 °C,基于传热外表面积的总传热系数为 1 300 W/(m²·°C)。加热蒸汽的绝对压强为 120 kPa,冷凝器的温度为 59 °C。溶液无浓缩热效应。试求:

- (1) 该蒸发器每小时能处理至少多少公斤原料液?
- (2) 加热蒸汽消耗量;
- (3) 蒸发器的经济程度。

解:取因流动阻力而引起的温度差损失 Δ'' 为 1 °C,故二次蒸汽温度为 60 °C,根据该温度及加热蒸汽绝对压强查出二次蒸汽及加热蒸汽的各种参数列于下表中。

	加热蒸汽	二次蒸汽
压强, kPa	120	—
温度, °C	104.5	59 + 1 = 60
汽化热, kJ/kg	2 246.8	2 355.1

(1) 原料液的处理量

$$Q = Wr' + Fc_{p0}(t_1 - t_0) \quad (1)$$

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_1} \right) \quad (2)$$

联立上二式即可求得原料液流量 F , 其中

① 溶液沸点 t_1

$$t_1 = T' + \Delta' + \Delta''$$

题给的 Δ'_s 应校正到操作压强下:

$$f = \frac{0.016}{r'} \frac{2(T' + 273)^2}{r'} = \frac{0.016}{2\,355.1} \frac{2(60 + 273)^2}{r'} = 0.763$$

$$\Delta' = f\Delta'_s = 0.763 \times 3.2 = 2.44 \text{ }^\circ\text{C}$$

故 $t_1 = 60 + 2.44 + 4.1 = 66.54 \text{ }^\circ\text{C}$

② 传热速率 Q

$$Q = K_o S_o (T - t_1) = \frac{1\,300 \times 3\,600}{1\,000} \times 50(104.5 - 66.54) = 8\,883 \times 10^3 \text{ kJ/h}$$

③原料液比热容 c_{p0}

$$c_{p0} = c_{pw}(1 - x_0)$$

取 $c_{pw} = 4.187 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$, 故

$$c_{p0} = 4.187(1 - 0.1) = 3.768 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

将以上诸值及题给的有关值代入式(1)及式(2):

$$Q = 2355.1W + 3.768F(66.54 - 50) = 8883 \times 10^3$$

及 $W = F\left(1 - \frac{0.1}{0.25}\right) = 0.6F$

联立上二式解得:

$$F = 6.02 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

(2)加热蒸汽消耗量

$$D = \frac{Q}{r} = \frac{8883 \times 10^3}{2246.8} = 3.95 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

取热损失系数为 0.97, 故加热蒸汽实际消耗量为

$$D' = \frac{D}{0.97} = \frac{3.95 \times 10^3}{0.97} = 4.072 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

(3)蒸发器的经济程度

$$e = \frac{D'}{W} = \frac{4.072 \times 10^3}{0.6 \times 6.02 \times 10^3} = 1.13$$

【例 5-4】 需要将 850 kg/h 的某种水溶液从 15% 连续浓缩至 35%, 现库存一台传热外表面积为 10 m^2 的小型中央循环管式蒸发器可供使用。原料液于沸点下进入蒸发器内。参考类似的蒸发工艺条件, 知基于传热外表面积的总传热系数 K_o 为 $1000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。操作条件下因溶液蒸汽压下降及液柱静压强而引起的温度差损失之和为 18°C 。厂方有 110°C 的饱和水蒸气可供使用, 忽略热损失。求冷凝器应维持多大的真空度。

解: 要求计算冷凝器真空度, 可先求出冷凝器中温度 T_k 或二次蒸汽温度 T' , T' 可由热量衡算和传热速率式联立求解。

沸点进料且忽略热损失, 故

$$Q = Wr' \quad (1)$$

传热速率式为

$$Q = K_o S_o \Delta t = K_o S_o (T - t_1) = K_o S_o [T - (T' + \Delta' + \Delta'')] \quad (2)$$

联立式(1)及式(2), 得

$$Wr' = K_o S_o [T - T' - (\Delta' + \Delta'')] \quad (3)$$

其中 $W = F\left(1 - \frac{x_0}{x_1}\right) = 850\left(1 - \frac{0.15}{0.35}\right) = 485.7 \text{ kg/h}$

将 W 值及题给有关值代入式(3):

$$485.7r' = \frac{1000 \times 3600}{1000} \times 10(110 - T' - 18) \quad (4)$$

或 $485.7r' = 36 \times 10^3 (92 - T')$

式(4)中有 r' 及 T' 两个未知数, r' 与 T' 的另一关系为饱和水蒸气表, 而无表达式, 故用试差法求解。

设 $T' = 55^\circ\text{C}$, 查出 $r' = 2343.4 \text{ kJ/kg}$ 。将以上两值代入式(4), 解得 $T' = 60.4^\circ\text{C}$, 故假设不正确。重设 $T' = 60^\circ\text{C}$, 查出相应的汽化热 $r' = 2355.1 \text{ kJ/kg}$, 代入式(4):

$$485.7 \times 2355.1 = 36 \times 10^3 (92 - T')$$

解得 $T' = 60.23^\circ\text{C}$

计算值与假设值基本一致, 前面已取 Δ'' 为 1°C , 故冷凝器温度为

$$T_k = T' - \Delta'' = 60.23 - 1 = 59.23^\circ\text{C}$$

查出相应的 $p_k = 19.25 \text{ kPa}$,

真空度 $= 101.33 - 19.28 = 82.05 \text{ kPa}$

即冷凝器内的真空度不能高于 82.05 kPa 。

1-5-3 多效蒸发简介

1. 多效蒸发的流程有哪些?

答:为了减少加热蒸汽消耗量,可将单效蒸发器的二次蒸汽送入另一台蒸发器作为热源,即后效的加热室为前效的冷凝器,这种串联的蒸发操作称为多效蒸发。多效蒸发中只有第一效消耗加热蒸汽,以后各效都是用前效的二次蒸汽作为热源。多效蒸发按加料方式分为:并流加料多效蒸发、逆流加料多效蒸发、平流加料多效蒸发等。今就并流加料予以简介。

并流是指原料液与加热蒸汽的流动方向相同,即原料液与加热蒸汽都送入第一效,第一效二次蒸汽送入第二效作为加热蒸汽,末效二次蒸汽因压强较低,不加以利用,送入冷凝器冷凝后排走。第一效浓缩后的溶液送入第二效作为原料液,末效的浓溶液为完成液,即产品。并流加料多效蒸发的特点是:沿着溶液或蒸汽的流动方向,溶液的压强和沸点均逐渐减低,溶液组成和粘度逐效增高,故总传热系数逐渐减小。

为了制造、安装、维修、库存及操作等方面的方便,在多效蒸发中多采用各效传热面积相等的蒸发器。

2. 如何比较单效蒸发和多效蒸发?

答:单效蒸发和多效蒸发的比较均以蒸发同样任务作为比较基准。可从以下四方面进行比较。

(1) 温度差损失

单效蒸发中各种温度差只损失一次,而多效蒸发中各种温度差损失多次(每效损失一次)。以 $\Sigma\Delta t$ 表示各效的有效温度差之和,即多效蒸发中的总有效温度差($^{\circ}\text{C}$),以 $\Sigma\Delta_{1-n}$ 表示各效的各种温度差损失之和,即多效系统中的总温度差损失($^{\circ}\text{C}$)。多效蒸发系统中有效温度差计算式为

$$\Sigma\Delta t = T_1 - T_k - \Sigma\Delta_{1-n} \quad (5-25)$$

当效数多到某种程度时,会出现 $\Sigma\Delta_{1-n} \geq (T_1 - T_k)$, 这时 $\Sigma\Delta t$ 等于零或为负值,使蒸发操作无法进行,故多效蒸发的效数是有一定限制的。通常对于电解质水溶液,如 NaOH 、 NH_4NO_3 等水溶液的蒸发,由于温度差损失较大,故只用 2~3 效;对于非电解质水溶液,例如各种有机溶液的蒸发,因总温度差损失较小,常取 4~6 效;海水淡化因无温度差损失,常取 20~30 效。

(2) 经济程度

经济程度是指蒸发 1 kg 水分的加热蒸汽消耗量。分别用单效和多效蒸出同样多的水分来比较,假设:原料液在操作沸点下进入蒸发器,忽略热损失,忽略各种温度差损失,忽略不同压强下汽化热的差别,则单效的经济程度 $e = D/W \approx 1$, 双效的 $e \approx 1/2$, 三效的 $e \approx 1/3$, ……。实际上,由于以上假设往往不能成立,考虑实际存在的情况,则达不到上述的经济程度,即单位蒸汽耗量不随效数增加而成比例地减小。一般 e 的最小值为:单效的 $e \approx 1.1$, 双效的 $e \approx 0.7$,

三效的 $e \approx 0.4, \dots$ 。故从经济效益来看,并不是效数越多越好,实际上效数的确定,是在可允许的效数限制范围内,蒸汽节省量与设备投资间的经济权衡问题。

(3) 生产能力

生产能力是指单位时间内蒸出的水分量,即蒸发量 W 。单效和多效蒸发同样的任务,即蒸出同样的水分,故两者生产能力相等。

(4) 生产强度

生产强度是指单位时间内单位传热面积上蒸出的水分量,以 U 表示,单位为 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,表达式为

$$U = \frac{W}{S} \quad (5-26)$$

生产强度也是衡量蒸发器的指示之一。

一般生产中多效蒸发系统取各效的传热面积相等,若单效蒸发器的传热面积也与多效中单台的面积相等,仍以蒸发同样水分来讨论,可分析出单效和多效生产能力相等,而单效的传热面积只有多效系统的 $1/n$,所以单效的生产强度为多效的 n 倍。

由以上的分析可得出以下的结论:单效和多效的生产能力相等,而单效的经济效益不如多效,但生产强度比多效大 n 倍。选用单效或多效,除了要考虑效率限制这个因素外,实质是经济权衡问题,总费用最少时的效数为最佳效数。

此外,蒸发操作消耗大量的水蒸气,而同时又产生大量的冷凝水与二次蒸汽,如何节省加热生蒸汽及如何利用冷凝水的显热和二次蒸汽的汽化热是开发与研究蒸发操作中首要的经济问题。

本章复习要点

本章应围绕单效蒸发计算进行复习。蒸发计算分为设计型计算和操作型计算两类。设计型计算是给定蒸发生产任务,计算所需的传热表面积,如本章[例 5-2]。操作型计算是对已有蒸发器进行原料流量或加热蒸汽及冷凝器中条件的计算,即查定计算,如[例 5-3]及[例 5-4]。下面围绕单效蒸发器的设计型计算进行总结复习。

蒸发任务已知的条件:

- ① 将 $F \text{ kg/h}$ 的溶液从组成 x_0 浓缩到 x_1 ;
- ② 加热蒸汽的压强或温度为规定值;
- ③ 冷凝器的压强或温度为规定值,有时该项由设计者选定。

要求计算的内容有:

- ① 蒸发量;
- ② 加热蒸汽消耗量;
- ③ 蒸发器的传热表面积。

计算之前先根据已知的加热蒸汽和冷凝器内某一个条件,查出加热蒸汽和二次蒸汽的其他参数备用。

下面是本章应掌握的主要内容。

一、各种温度差损失

1. 因溶液蒸气压下降而引起的温度差损失

$$\Delta' = f\Delta'_s$$

其中
$$f = \frac{0.0162(T' + 273)^2}{r'}$$

2. 因液柱静压强而引起的温度差损失

$$\Delta'' = t_{pm} - T'$$

根据 p_m 由蒸气表中查出 t_{pm} , p_m 的计算式为

$$p_m = p' + \frac{\rho g l}{2}$$

3. 因流动阻力而引起的温度差损失

取 $\Delta''' = 1 \sim 1.5^\circ\text{C}$

总温度差损失 $\Sigma\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$

二、溶液沸点

溶液沸点 $t_1 = T' + \Delta' + \Delta''$

或 溶液沸点 $t_1 = T_k + \Sigma\Delta$

三、有效温度差

有效温度差 $\Delta t = T - t_1$

或 有效温度差 $\Delta t = T - T_k - \Sigma\Delta$

四、蒸发量

$$\text{蒸发量 } W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_1} \right)$$

五、加热蒸汽消耗量

若冷凝水在蒸汽饱和温度下排出, 对溶液浓缩热可以忽略时, 列蒸发器各股物料的焓衡算得出

$$D = \frac{Wr' + Fc_{p0}(t_1 - t_0) + Q_L}{r}$$

在下列条件下上式可简化为如下形式。

忽略热损失 ($Q_L = 0$):

$$D = \frac{Wr' + Fc_{p0}(t_1 - t_0)}{r}$$

忽略热损失及溶液在蒸发操作沸点下进入蒸发器 ($Q_L = 0, t_0 = t_1$):

$$D = \frac{Wr'}{r}$$

原料液比热容求算式为

$$c_{p0} = c_{pw}(1 - x_0) + c_{pB}x_0$$

若 $x_0 < 20\%$, $c_{p0} = c_{pw}(1 - x_0)$

忽略热损失引起的误差应予以校正, 即算出的 D 除以校正系数。

对无浓缩热效应的溶液:

$$\eta = 0.96 \sim 0.98$$

对有浓缩热效应的溶液,如 NaOH 水溶液:

$$\eta = 0.98 - 0.70x$$

算出 W 及实际消耗的蒸汽量后,应算加热蒸汽耗量 e , e 为衡量蒸发器的指标之一。

六、蒸发器的传热外表面积

$$S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t} = \frac{Q}{K_o (T - t_1)}$$

K_o 可从经验数据中选用,计算时注意单位的一致性。算出传热面积后应乘以安全系数。

自 测 题

一、填空题

1. 单位加热蒸汽消耗量是指 _____, 单位为 _____。
2. 蒸发操作中的温度差损失的原因有: _____。
3. 溶液因蒸汽压下降而引起的沸点升高与温度差损失的数值 _____。
4. 在单效蒸发操作中, 加热蒸汽放出的热量消耗于: _____。
5. 按溶液在加热室内循环方式而分类, 蒸发器分为 _____ 两大类。
6. 蒸发器生产能力是指 _____, 即 _____。
7. 蒸发器的生产强度是指 _____, 其表达式为 _____, 单位为 _____。
8. 就蒸发同样任务而言, 单效蒸发的经济效益 _____ 多效的, 单效蒸发的生产能力和多效的 _____, 而单效的生产强度为多效的 _____。
9. 控制蒸发操作的总传热系数 K_o 的主要因素是 _____。冷凝传热系数 α_c 。虽不是控制因素, 但操作是应 _____, 否则 α_c 会 _____。
10. 多效蒸发系统的效数是有一定限制的, 超过限制会出现 _____, 用式子表达应写成 _____, 这时蒸发操作 _____。
11. 蒸发操作中使用真空泵的目的是 _____, 以维持 _____。
12. 在同条件下蒸发同样任务的溶液时, 多效蒸发的总温度差损失 _____ 单效的, 这是因为 _____。

二、计算题

今欲在传热外表面积为 10 m^2 的升膜蒸发器内, 将温度为 20°C 、处理量为 4000 kg/h 的某种水溶液从 10% 浓缩到 20% 。原料液比热容 c_{p0} 为 $3.8 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ 。受真空泵能力所限, 二次蒸汽温度不能低于 50°C , 相应的汽化热为 2378.1 kJ/kg 。已查到操作条件下基于传热外表面积的总传热系数 K_o 为 $1800 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ 以及常压下因溶液蒸汽压下降而引起的温度差损失 Δ'_t 为 4.2°C , 忽略热损失。试求若采用此蒸发器应选用多高温度的加热蒸汽。提示: 膜式蒸发器内因液柱静压强而引起的温度差损失为零。

1-6 吸 收

1-6-1 概述

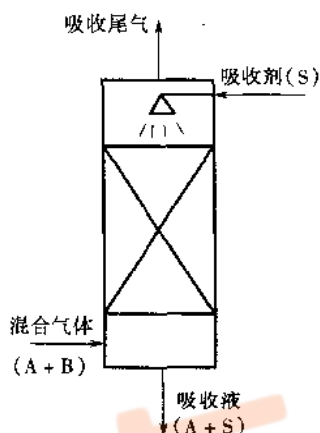


图 6-1 吸收操作示意图

1. 吸收分离的依据是什么？如何分类？

答：气体吸收是分离气体混合物系的气液传质操作。其分离的依据是组分在溶剂中的溶解度差异。通常将吸收视为只有溶质组分 A 由气相进入液相的单向传递，而气相中惰性组分 B 和液相中溶剂组分 S 则处于“停滞状态”，即惰性组分不进入液相，溶剂不进入气相。吸收操作示意图如图 6-1 所示。

气体吸收的分类如下：

- ①按过程有无化学反应分类，可分为物理吸收和化学吸收；
- ②按被吸收组分数分类，可分为单组分吸收和多组分吸收；

③按过程有无温度变化分类，可分为等温吸收与非等温吸收；

④按溶质组成高低分类，可分为低组成吸收和高组成吸收。

本章仅限于讨论低组成单组分等温物理吸收过程。

2. 吸收操作在化工生产中有哪些应用？

答：吸收是分离气体混合物的重要方法，它在化工生产中有以下应用。

①分离混合气体以回收所需组分，如用洗油处理焦炉气以回收其中的芳烃等。

②净化或精制气体，如用水或碱液脱除合成氨原料气中的二氧化碳等。

③制备液相产品，如用水吸收氯化氢以制备盐酸等。

④工业废气的治理，如工业生产中排放废气中含有 NO_2 、 SO_2 等有毒气体，则需用吸收方法除去，以保护大气环境。

3. 吸收和蒸馏有何差别？

答：吸收和蒸馏都是分离均相物系的气—液传质操作，但是，两者有以下主要差别。

①为使均相混合物分离成较纯组分，必须造成第二个物相。蒸馏是通过加热或冷却的办法，使混合物系产生第二个物相；吸收则是从外界引入另一相物质（吸收剂）形成两相系统。因此，通过蒸馏操作可以获得较纯的组分，而在吸收操作中因溶质进入溶剂，故不能得到纯净组分。在大多数吸收操作中，为了取得较纯的溶质组分及吸收剂的再生利用，通常采用吸收和脱吸联合操作流程。

②传质机理不同,蒸馏进行的是等分子反向扩散过程,液相部分气化和气相部分冷凝同时发生,即易挥发组分和难挥发组分同时向着彼此相反方向传递。吸收进行的是单向扩散过程,即一组分通过另一“停滞”组分扩散。也就是说只有溶质组分由气相进入液相的单相传递,而气相中的惰性组分及液相中的溶剂组分则处于“停滞”状态。

在有关传质的学习中,可对比传热进行,注意它们的异同。

1-6-2 气液相平衡

1. 相组成有哪些表示方法? 它们有何关系?

答:在气液传质过程计算中,相组成的常用表示方法及它们间的关系如下。

(1) 质量分数 a

表示混合物中某组分的质量占混合物总质量的分率,对 A-B 两组物系,则有

$$a_A + a_B = 1 \quad (6-1)$$

(2) 摩尔分数 x

表示混合物中某组分的物质的量占混合物总物质的量的分率,同样

$$x_A + x_B = 1 \quad (6-2)$$

质量分数和摩尔分数换算关系为

$$x_A = \frac{a_A / M_A}{a_A / M_A + a_B / M_B} \quad (6-3)$$

$$\text{或} \quad a_A = \frac{x_A M_A}{x_A M_A + x_B M_B} \quad (6-4)$$

上二式中 M 为组分的摩尔质量。

(3) 摩尔比 X

表示混合物中两组分 A、B 物质的量之比。摩尔比和摩尔分数间关系为

$$X = \frac{x}{1-x} \quad (6-5)$$

$$\text{或} \quad x = \frac{X}{1+X} \quad (6-6)$$

(4) 浓度

表示单位体积中的物质量。浓度可分为质量浓度和物质的量浓度两种。

对组分 A 的质量浓度定义为

$$\rho_A = \frac{m_A}{V} \quad (6-7)$$

式中 m_A 为组分 A 的质量, kg。

对组分 A 的物质的量浓度定义为

$$c_A = \frac{n_A}{V} \quad (6-8)$$

式中 n_A 为组分 A 的物质的量, kmol。

组分 A 的质量浓度与物质的量浓度的关系为

$$c_A = \frac{\rho_A}{M_A} \quad (6-9)$$

对理想气体混合物,其物质的量浓度可表示为

$$c_A = \frac{P_A}{RT} \quad (6-10)$$

对理想气体混合物,组分摩尔比与分压比相等,即

$$y_A = \frac{P_A}{P} \quad (6-11)$$

式中 P 为混合气体的总压, Pa。

混合物组成有以上多种表示方法,应用中可根据计算方便的原则加以选用。

[例 6-1] 某吸收塔的操作压强为 110 kPa, 温度为 25 °C, 处理焦炉气 1 800 m³/h。焦炉气中含苯 156 kg/h, 其他为惰性组分。试求焦炉气中苯的摩尔分数和摩尔比。

解: 苯的摩尔质量为 78 kg/kmol。

处理焦炉气中苯的物质的量为

$$n_A = \frac{m_A}{M} = \frac{156}{78} = 2 \text{ kmol/h}$$

苯的分压为

$$p_A = \frac{n_A RT}{V} = \frac{2 \times 8.314 \times (25 + 273)}{1800} = 2.75 \text{ kPa}$$

苯的摩尔分数为

$$y_A = \frac{p_A}{P} = \frac{2.75}{110} = 0.025$$

苯的摩尔比为

$$Y_A = \frac{y_A}{1 - y_A} = \frac{0.025}{1 - 0.025} = 0.0256$$

由计算可知,当混合物中某组分的摩尔分数很小时,摩尔分数和摩尔比近似相等。

2. 吸收中的气液平衡关系如何表达?

答: 对单组分物理吸收过程,在总压及温度一定的条件下,气液相平衡时气相组成是液相组成的单值函数。气液平衡关系一般通过实验测定,其结果可用列表、图线或关系式表示。由于气、液相组成可有多种表示方法,因此气液平衡相应有多种函数关系,可根据需要予以选用。

3. 何谓溶解度曲线? 该曲线有何规律性?

答: 在恒定的压强和温度下,一定量的溶剂和混合气体接触,溶质便由气相向液相转移,直到液相中溶质达到饱和,浓度不再增加为止,即溶质在气液两相中组成达到动态平衡,简称相平衡。平衡状态下气相中溶质分压称为平衡分压或饱和分压,液相中溶质组成称为平衡浓度或饱和浓度。气体在液体中的溶解度,就是指气体在液相中的饱和浓度,习惯上以单位质量(或体积)的液体中所含溶质的质量来表示。

任何平衡状态都是有条件的,对吸收过程而言,气体溶质在一定溶剂中的溶解度与物系的压强、温度及该溶质在气相中的组成密切相关。对单组分的物理吸收,在总压不太高(低于

0.5 MPa)时,可认为气体在液体中的溶解度仅取决于该气体的分压及温度,而与总压无关。

气体在液体中的溶解度通过实验测得。图 6-2、6-3 和 6-4 分别表示常压下氨、二氧化硫和氧在水中的溶解度与其在气相中的平衡分压之间的关系,并以温度为参数,每条关系线即为溶解度曲线。由图分析可知:

①在同一种溶剂(水)中,相同的条件下不同气体的溶解度差别很大,如氨易溶于水,氧难溶于水,而二氧化硫居中;

②对同一种溶质,在相同的气相分压下,溶解度随温度降低而增大;

③对同一种溶质,在相同的温度下,溶解度随气相分压增高而增大。

由溶解度曲线所显示的共同规律性可知,降温 and 加压可提高气体在液体中的溶解度,对吸收操作有利。反之,减压和升温对脱吸操作有利。

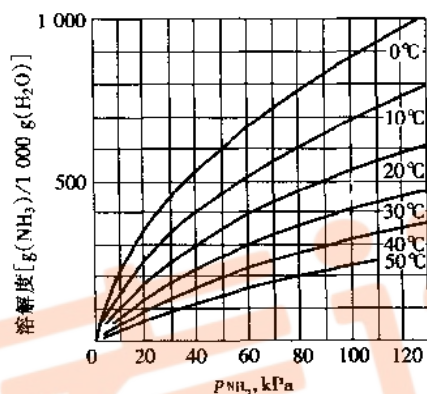


图 6-2 氨在水中的溶解度

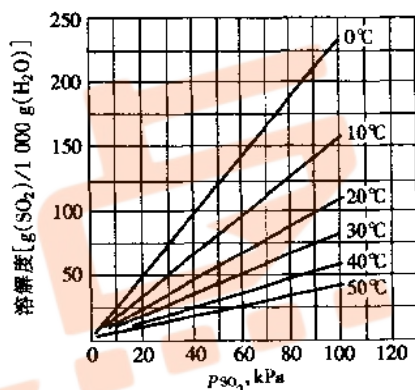


图 6-3 二氧化硫在水中的溶解度

4. 亨利定律有哪些表达式? 应用条件是什么? 使用时应注意什么?

答:亨利定律表达气液平衡时两相组成间的关系。由于相组成有多种表示方法,因此亨利定律有多种表达式,可根据使用情况予以选择。

①气相组成用分压,液相组成用摩尔分数表示时,亨利定律表达式为

$$p^* = Ex \quad (6-12)$$

式中 E 称为亨利系数,单位为 kPa。

亨利系数由实验测定,其值随物系特性和温度而变。表 6-1 列出若干常见气体水溶液的亨利系数。由表中的数据可知,在同一种溶剂中,难溶气体的 E 值很大,易溶的则很小。对一定的气体 and 溶剂,一般温度愈高 E 值愈大,表明气体的溶解度随温度升高而降低。

应予指出,亨利定律适用于总压不太高时的稀溶液。

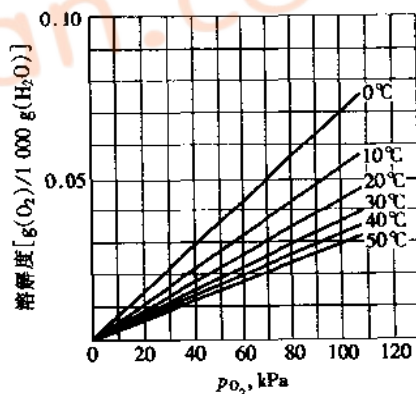


图 6-4 氧在水中的溶解度

表 6-1 若干气体水溶液的亨利系数

气体	温 度, °C															
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
	$E \times 10^{-6}, \text{kPa}$															
H ₂	5.87	6.16	6.44	6.70	6.92	7.16	7.39	7.52	7.61	7.70	7.75	7.75	7.71	7.65	7.61	7.55
N ₂	5.35	6.05	6.77	7.48	8.15	8.76	9.36	9.98	10.5	11.0	11.4	12.2	12.7	12.8	12.8	12.8
空气	4.38	4.94	5.56	6.15	6.73	7.30	7.81	8.34	8.82	9.23	9.59	10.2	10.6	10.8	10.9	10.8
CO	3.57	4.01	4.48	4.95	5.43	5.88	6.28	6.68	7.05	7.39	7.71	8.32	8.57	8.57	8.57	8.57
O ₂	2.58	2.95	3.31	3.69	4.06	4.44	4.81	5.14	5.42	5.70	5.96	6.37	6.72	6.96	7.08	7.10
CH ₄	2.27	2.26	3.01	3.41	3.81	4.18	4.55	4.92	5.27	5.58	5.85	6.34	6.75	6.91	7.01	7.10
NO	1.71	1.96	2.21	2.45	2.67	2.91	3.14	3.35	3.57	3.77	3.95	4.24	4.44	4.54	4.58	4.60
C ₂ H ₆	1.28	1.57	1.92	2.90	2.66	3.06	3.47	3.88	4.29	4.69	5.07	5.72	6.31	6.70	6.96	7.01
	$E \times 10^{-5}, \text{kPa}$															
C ₂ H ₄	5.59	6.62	7.78	9.07	10.3	11.6	12.9	—	—	—	—	—	—	—	—	—
N ₂ O	—	1.19	1.43	1.68	2.01	2.28	2.62	3.06	—	—	—	—	—	—	—	—
CO ₂	0.738	0.888	1.05	1.24	1.44	1.66	1.88	2.12	2.36	2.60	2.87	3.46	—	—	—	—
C ₂ H ₂	0.73	0.85	0.97	1.09	1.23	1.35	1.48	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Cl ₂	0.272	0.334	0.399	0.461	0.537	0.604	0.669	0.74	0.80	0.86	0.90	0.97	0.99	0.97	0.96	—
H ₂ S	0.272	0.319	0.372	0.418	0.489	0.552	0.617	0.686	0.755	0.825	0.689	1.04	1.21	1.37	1.46	1.50
	$E \times 10^{-4}, \text{kPa}$															
SO ₂	0.167	0.203	0.245	0.294	0.355	0.413	0.485	0.567	0.661	0.763	0.871	1.11	1.39	1.70	2.01	—

②以分压和物质的量浓度表示气、液相组成,亨利定律表达式为

$$p^* = \frac{c}{H} \quad (6-13)$$

式中 H 称为溶解度系数,单位为 $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ 。

溶解度系数 H 随物系而变,也是温度的函数。易溶气体 H 值很大,而难溶气体 H 值很小。对一定的物系, H 值随温度升高而减小。

③以摩尔分数或摩尔比表示气、液相组成时,亨利定律表达式为

$$y^* = mx \quad (6-14)$$

$$\text{和} \quad Y^* = \frac{mX}{1 - (1 - m)X} \approx mX \quad (6-15)$$

式中 m 称为相平衡常数,无因次。

与亨利系数 E 相似,相平衡常数 m 愈大,表示溶解度愈低,即易溶气体的 m 值很小。对一定的物系, m 是温度和压强的函数。温变升高、压强降低,则 m 变大。

④各种亨利常数换算关系:

$$m = \frac{E}{P} \quad (6-16)$$

式中 P 为总压,Pa 或 kPa。

$$H = \frac{\rho_s}{EM_s} \quad (6-17)$$

在本节中应注意以下几点:

①亨利定律有多种表达式,使用中以方便为原则,通常实验测定采用式 6-12,而吸收计算

多采用式6-14或式6-15。

②相平衡常数 m 的数值与总压有关,在具体计算中一定要与相应的压强相一致。

③从相平衡可知,低温、高压有利于吸收操作。但是温度和压强的选择还应考虑吸收速率等影响因素。

【例6-2】 二氧化碳的体积分数为30%的某种混合气体与水充分接触,系统温度为30℃,总压为101.33 kPa。试求液相中二氧化碳的平衡组成,分别以摩尔分数和物质的量浓度表示。在操作范围内亨利定律可适用。

解:混合气体按理想气体处理,则由分压定律可知,二氧化碳在气相中的分压为

$$p = p_y = 101.33 \times 0.3 = 30.4 \text{ kPa}$$

查表2-1得30℃时二氧化碳在水中的亨利系数 E 为 1.88×10^5 kPa。

液相中二氧化碳以摩尔分数表示的平衡组成为

$$x^* = \frac{p}{E} = \frac{30.4}{1.88 \times 10^5} = 1.617 \times 10^{-4}$$

以物质的量浓度表示的平衡组成为

$$c^* = Hp$$

其中 $H = \frac{\rho_s}{EM_s}$

则 $c^* = \frac{\rho_s}{EM_s} p = \frac{1000 \times 30.4}{1.88 \times 10^5 \times 18} = 8.98 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$

【例6-3】 在总压为101.33 kPa和温度为20℃下,测得氨在水中的溶解度数据为:溶液上方氨平衡分压为0.8 kPa时,气体在液体中的溶解度为1 g(NH₃)/100 g(H₂O)。试求亨利系数 E 、溶解度系数 H 和平衡常数 m 。假设该溶液遵守亨利定律。

解:亨利系数 E 可由下式计算:

$$E = p^*/x$$

其中 $x = \frac{1.0/17}{1.0/17 + 100/18} = 0.01048$

则 $E = \frac{0.8}{0.01048} = 76.3 \text{ kPa}$

溶解度系数 H 可由下式计算:

$$H = \frac{\rho_s}{EM_s} = \frac{1000}{76.3 \times 18} = 0.728 \text{ kmol/(m}^3 \cdot \text{kPa)}$$

相平衡常数 m 可由下式求得

$$m = \frac{y^*}{x}$$

其中 $y^* = \frac{p^*}{P} = \frac{0.8}{101.33} = 0.0079$

则 $m = \frac{0.0079}{0.01048} = 0.754$

m 也可由下式求得

$$m = \frac{E}{P} = \frac{76.3}{101.33} = 0.753$$

5. 相平衡在吸收过程中有何应用?

答:相平衡在吸收过程中主要有以下应用。

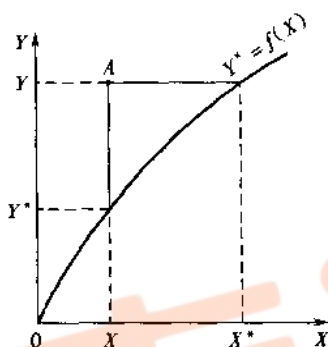
(1) 判断过程方向

当不平衡的气液两相接触时,溶质是被吸收,还是被脱吸,取决于相平衡关系。假设气液组成分别为 Y 和 X (摩尔比),与液相组成 X 成平衡的气相组成为 Y^* ,则过程方向为: $Y > Y^*$, 吸收过程; $Y = Y^*$, 平衡状态; $Y < Y^*$, 脱吸过程。

(2) 指明过程的极限

在一定的操作条件下,当气液两相达到平衡时,过程即行停止,可见平衡是过程的极限。因此在工业生产的逆流填料吸收塔中,即使填料层很高,吸收剂用量很少的情况下,离开吸收塔的吸收液组成 X_1 也不会无限增大,其极限是进塔气相组成 Y_1 成平衡的液相组成 X_1^* ,即

$$X_{1,\max} = X_1^* = \frac{Y_1}{m}$$



反之,当吸收剂用量大、气体流量小时,即使填料层很高,出口气体组成也不会低于与吸收剂入口组成 X_2 呈平衡的气相组成 Y_2^* ,即

$$Y_{2,\min} = Y_2^* = mX_2$$

由此可知,相平衡关系限制了吸收液的最高组成及吸收尾气的最低组成。

(3) 计算过程推动力

在吸收过程中,通常以实际的气、液相组成与其平衡组成的偏离程度来表示吸收推动力。实际组成偏离平衡组成愈远,过程推动力愈大,过程速率也愈快。

图 6-5 吸收过程推动力表示方法

如图 6-5 所示,若气液相实际组成为 Y, X (如图中点 A),则过程总推动力可用气相组成表示,即 $\Delta Y = Y - Y^*$;也可用液相组成表示,即 $\Delta X = X^* - X$ 。

【例 6-4】在常压 101.33 kPa、温度 25 °C 下,溶质组成为 0.05(摩尔分数)的 CO_2 -空气混合物与浓度为 $1.1 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$ 的 CO_2 水溶液接触,试判断传质过程方向。

已知常压、25 °C 下 CO_2 在水中的亨利系数 E 为 $1.660 \times 10^5 \text{ kPa}$ 。

解:将亨利系数 E 换算为相平衡常数 m ,即

$$m = \frac{E}{P} = \frac{1.66 \times 10^5 \times 10^3}{1.0133 \times 10^5} = 1638$$

将实际溶液的物质的量浓度换算为摩尔分数,即

$$x \approx \frac{c}{\frac{\rho_s}{M_s}} = \frac{1.1 \times 10^{-3}}{1000/18} = 1.98 \times 10^{-5}$$

判断过程方向时,由液相分析:

$$x^* = \frac{y}{m} = \frac{0.05}{1638} = 3.05 \times 10^{-5} > x = 1.98 \times 10^{-5}$$

故 CO_2 由气相传递到液相,进行吸收。

由气相分析:

$$y^* = mx = 1638 \times 1.98 \times 10^{-5} = 0.0324 < y = 0.05$$

结论同上,该过程为吸收。

1-6-3 传质机理与吸收速率

1. 什么叫分子扩散？何谓菲克定律？

答：当流体内部存在某组分的浓度差时，由于流体分子无规则运动，导致该组分从高浓度处向低浓度处传递，这种传质方式称为分子扩散。分子扩散是分子微观运动的结果。在静止流体或在垂直于流动方向作层流流动的流体中发生分子扩散。

分子扩散现象可用菲克定律描述。当物质 A 在介质 B 中发生分子扩散时，任一点处物质 A 的分子扩散速率(通量) J_A 与该位置上组分 A 的浓度梯度成正比，即

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \quad (6-18)$$

式中 D_{AB} 表示组分 A 在介质 B 中的分子扩散系数，其单位为 m^2/s ；负号表示扩散是沿着组分 A 浓度降低的方向进行的。

式 6-18 称为菲克定律。它与热传导的傅立叶定律及流体流动的粘性定律在表达形式上类似，具有相似的意义和应用。

2. 分子扩散系数的含义和影响因素是什么？

答：分子扩散系数简称扩散系数，它是物质的重要特性之一。它在数值上等于单位浓度梯度的分子扩散通量。

同一种物质的扩散系数随介质的种类、温度、压强及其组成不同而异。对于气相中的扩散，组成的影响可忽略；对于液相中的扩散，压强的影响不显著。

物质的扩散系数由实验测定，可从有关手册中查得。在缺乏数据时，可用经验公式估算。

对于气体扩散系数，当温度及压强改变时，可用下式估算：

$$D = D_0 \left(\frac{P_0}{P} \right) \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1.5} \quad (6-19)$$

3. 何谓等分子反向扩散？何谓单向扩散？

答：在两组分物系中，当气相总压或液相总浓度各处相等时，组分 A 的分子扩散必伴有组分 B 的分子扩散，两者的扩散通量大小相等，方向相反。上述现象称为等分子反向扩散。进行等分子反向扩散的前提是界面能等速率地提供组分 B。两组分理想溶液的精馏过程可视为等分子反向扩散过程。

在实际传质过程中，很少有严格的等分子反向扩散过程。对气体吸收而言，溶质 A 为被吸收组分，组分 B 为惰性组分。液相中不存在组分 B，液相也不能向界面提供组分 B，因此吸收过程是组分 A 的单向扩散，又称为一组分通过另一“停滞”组分的扩散。

在吸收过程中，当气液界面上组分 A 被溶剂 S 溶解后，在界面上将留下空位，因溶剂 S 不能逆向通过，只能由气相主体的混合气体来填补空位，因而产生趋向于相界面的“主体流动”。应注意，这一流动是由于分子扩散本身所引起的，而不是由于外力(例如压强差)作用的结果。主体流动与组分 A 的分子扩散方向相同，有助于传质。

4. 如何推导得到分子扩散速率方程?

答:对吸收过程的单向扩散,除分子扩散外,还伴有主体流动,因此组分 A 的传递通量为

$$N_A = J_A + N \frac{c_A}{c_M}$$

经推导可得到

$$N_A = \frac{Dc_M}{c_M - c_A} \cdot \frac{dc_A}{dz}$$

将 $c_M = P/RT$ 及 $c_A = p_A/RT$ 代入上式,可得

$$N_A = -\frac{D}{RT} \frac{P}{p_A} \frac{dp_A}{dz}$$

根据图 6-6 所示的边界条件,对上式积分,可得到单向扩散的分子扩散速率方程:

$$N_A = \frac{D}{RTz} \left(\frac{P}{p_{B,m}} \right) (p_{A,1} - p_{A,2}) \quad (6-20)$$

$$p_{B,m} = \frac{p_{B,2} - p_{B,1}}{\ln \frac{p_{B,2}}{p_{B,1}}} \quad (6-21)$$

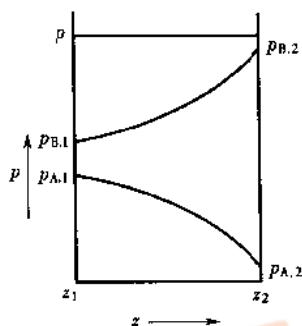


图 6-6 单向扩散

$p_{B,m}$ 为 1、2 两截面上组分 B 的对数平均分压差。当 $\frac{p_{B,2}}{p_{B,1}} \leq 2$ 时, $p_{B,m}$ 可用算术平均代替。

式 6-21 中 $\frac{P}{p_{B,m}}$ 项称为漂流因子,且其值恒大于 1,表明主体流动对传递速率的影响。

当混合气中组分 A 的浓度很低时, $\frac{P}{p_{B,m}}$ 将趋近于 1,此时式 6-21 变为

$$N_A = \frac{D}{RTz} (p_{A,1} - p_{A,2}) \quad (6-22)$$

式 6-22 即为等分子反向扩散时的分子扩散速率方程。

同样,仿照式 6-20 可写出组分 A 在液相中的分子扩散速率方程,即

$$N'_A = \frac{D'c_M}{x_{S,m}} (c_{A,1} - c_{A,2}) \quad (6-23)$$

式中 $c_{S,m}$ 为 1、2 截面上溶剂 S 的对数平均浓度差。

【例 6-5】在压强为 101.33 kPa、温度为 20 °C 下,二氧化硫—空气混合气缓慢地流过某液体表面。空气不溶于该液体中。二氧化硫透过 2 mm 厚静止的空气层扩散到液体表面,并立即溶于该液体中,相界面中二氧化硫的分压可视为零。若已知混合气二氧化硫组成为 0.15(摩尔分数),二氧化硫在空气中的分子扩散系数为 $0.115 \text{ cm}^2/\text{s}$,试求二氧化硫的分子扩散速率, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

解:此题属于单向扩散,分子扩散速率可由下式求得

$$N_A = \frac{D}{RTz} \frac{P}{p_{B,m}} (p_{A,1} - p_{A,2})$$

其中 $D = 1.15 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$, $z = 0.002 \text{ m}$, $T = 293 \text{ °C}$

气相主体中二氧化硫分压为

$$p_{A,1} = 101.33 \times 0.15 = 15.2 \text{ kPa}$$

气相主体中空气分压为

$$p_{B,1} = P - p_{A,1} = 101.33 - 15.2 = 86.1 \text{ kPa}$$

界面上二氧化硫分压为 $p_{A,2} = 0$

界面上空气分压为

$$p_{B,2} = P - p_{A,2} = 101.33 \text{ kPa}$$

空气的对数平均分压为

$$p_{B,m} = \frac{p_{B,2} - p_{B,1}}{\ln \frac{p_{B,2}}{p_{B,1}}} = \frac{101.33 - 86.1}{\ln \frac{101.33}{86.1}} = 93.5 \text{ kPa}$$

将以上数据代入上式中可得

$$N_A = \frac{1.15 \times 10^{-5}}{8.314 \times 293 \times 0.002} \times \frac{101.33}{93.5} \times (15.2 - 0) = 3.89 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) = 0.14 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

5. 何谓涡流扩散?

答:在湍流主体中,若存在着某组分的浓度差,则藉流体质点的湍动和旋涡进行物质传递的现象,称为涡流扩散。显然,在湍流主体中,分子扩散和涡流扩散将同时起作用,但是涡流扩散的效果应占主要的作用,此时扩散速率表达式为

$$J_A = -(D + D_E) \frac{dc_A}{dz} \quad (6-24)$$

涡流扩散系数 D_E 不是物性常数,它与流体的湍动程度及质点所处位置有关。

6. 何谓对流扩散? 工程上如何处理?

答:对流扩散又称对流传质,是指流体与界面间的物质传递,传递方式包括湍流主体的涡流扩散和滞流内层的分子扩散。对流传质机理与对流传热的类似,故可采用对流传热的方法来处理对流传质的问题。此时可设想在相界面附近存在一层厚度为 z_G (或 z_L) 的滞流膜层,称为有效滞流膜层,在该膜层内的传质方式为分子扩散,因此由气相主体至相界面的对流扩散速率可用通过有效滞流膜层的分子扩散速率方程来表示,即

$$N_A = \frac{DP}{RTz_G p_{B,m}} (p - p_i) \quad (6-25)$$

同理,液相中对流扩散速率方程可写为

$$N_A = \frac{D'c_M}{z_L c_{S,m}} (c_i - c) \quad (6-25a)$$

7. 双膜理论的要点是什么?

答:图 6-7 为双膜理论示意图。双膜理论要点可归纳为流动和传质模型两部分。

流动部分:

①相互接触的气液两相存在一固定的相界面。

②界面两侧分别存在气膜和液膜,膜内流体呈滞流流动,膜外流体呈湍流流动。膜层厚度取决于流动状态,湍流程度愈剧烈,膜层厚度愈薄。

传质部分:

①传质过程为定态过程,因此沿传质方向上的溶质传递速率为常量。

②气、液相界面上无传质阻力,即在界面上气、液两相组成呈平衡关系。

③在界面两侧的膜层内,物质传递以分子扩散方式进行;膜外湍流主体内传质阻力可忽略,气、液两相间的传质阻力取决于界面两侧的膜层传质阻力。

根据双膜理论,将整个气、液两相间的传质过程简化为通过气、液两个滞流膜层的分子扩散过程,从而简化了吸收过程的计算。

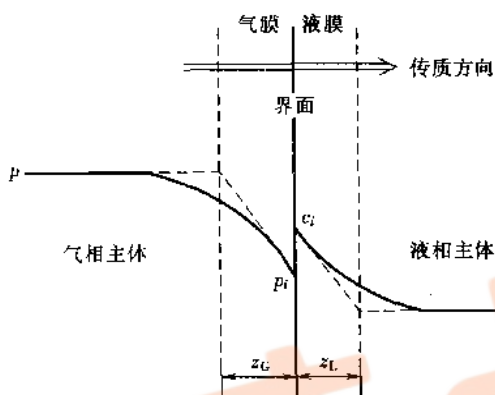


图 6-7 双膜理论示意图

8. 吸收速率方程式有哪些形式? 使用时应注意什么?

答:在吸收塔计算中,需用吸收速率方程以求得吸收速率。所谓吸收速率是指单位时间内、单位相际传质面积上吸收的溶质量。

吸收速率方程的一般表达式为

$$\text{吸收速率} = \frac{\text{吸收推动力}}{\text{吸收阻力}} = (\text{吸收系数}) \times (\text{吸收推动力})$$

(1) 吸收速率方程的形式

由于气、液相组成表示方法及推动力范围的不同,吸收速率方程有多种形式,它们可分为两类。

①膜吸收速率方程式(以分系数表示):

$$N_A = k_G(p - p_i)$$

$$N_A = k_y(y - y_i) \quad k_y = Pk_G$$

$$N_A = k_L(c_i - c)$$

$$N_A = k_x(x_i - x) \quad k_x = c_M k_L$$

②总吸收速率方程式(以总系数表示):

$$N_A = K_G(p - p^*) \quad \frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L}$$

$$N_A = K_Y(Y - Y^*) \quad \frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_Y} + \frac{m}{k_x} \quad K_Y = PK_G$$

$$N_A = K_L(c^* - c) \quad \frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{H}{k_G}$$

$$N_A = K_X(X^* - X) \quad \frac{1}{K_X} = \frac{1}{k_X} + \frac{1}{mk_Y} \quad K_X = c_m K_L$$

以上各式中重点掌握以总吸收系数表示的总吸收速率方程式,总阻力与分阻力的关系等。

(2)应用吸收速率方程式注意事项

①必须注意各吸收速率方程中吸收系数(阻力)与推动力的正确组合及其单位的一致性。吸收系数的倒数即为阻力。例如,以 $(Y - Y^*)$ 表示推动力时,总阻力为 $1/K_Y$,气膜阻力为 $1/k_Y$,液膜阻力为 m/k_X ;以 $(X^* - X)$ 表示总推动力时,总阻力为 $1/K_X$,气膜阻力为 $1/mk_Y$,液膜阻力为 $1/k_X$ 。

②吸收速率方程式只适用于表示定态操作的吸收塔内任一截面上的速率关系,而不能直接用来描述全塔的吸收速率。在塔内不同截面上,气、液相组成各不相同,吸收速率也不相同。

③在使用总吸收速率方程式时,在整个吸收过程所涉及的组成范围内,平衡关系需为直线,即应符合亨利定律。否则,即使 k_G 和 k_L 为常数,总系数仍随组成而变化,因此不宜用总吸收速率方程式进行吸收塔的计算。但是也有一些例外的情况,如对易溶气体 $K_G \approx k_G$,或对难溶气体 $K_L \approx k_L$,此时可使用 K_G 或 K_L 及与其对应的总吸收速率方程式。对于中等溶解度而平衡关系不为直线时,不宜采用总吸收速率方程式。

9.吸收速率方程与传热速率方程有何异同?

答:两者共同点如下。

①速率方程式都写成通式:

$$\text{速率} = \frac{\text{推动力}}{\text{阻力}} = \text{系数} \times \text{推动力}$$

推动力分别是浓度差和温度差;阻力分别是吸收系数的倒数和传热系数的倒数。

②对流传质和对流传热都发生在界面(或壁面)一侧的流体中,传递机理相似。传热方式是热传导和热对流,传质方式是分子扩散和涡流扩散。

③吸收分系数 k_G 和 k_L 与对流传热中的对流传热系数 α_i 和 α_o 相当,分别表示一相内的对流传质和一侧流体中的对流传热情况,都代表影响传递过程的因素,可用经验关联式计算得到。

④吸收总系数 K_G 和 K_L 与传热过程中总传热系数 K 相当,其值反映两相间传质总阻力和间壁两侧流体间总传热阻力。在使用总系数进行吸收计算时,可避开界面的平衡浓度;而在传热计算中可避开壁温,因此采用以总系数表示的速率方程,计算较为简便。

两者的不同点如下。

①在传热过程中,由于过程推动力是温度差,单位是 $^{\circ}\text{C}$ 或 K (两者表示的温度差值相等),故传热方程表达式数目少。在吸收过程中,推动力为浓度差,由于气、液相组成有多种表示方法,用不同浓度表示的推动力,就有对应的吸收速率方程,故吸收速率方程表达式数目多。在吸收计算中应注意推动力和阻力间的对应关系。

②在传热计算中,平均推动力是根据两流体的始、终温度(T_1 、 T_2 和 t_1 、 t_2)直接计算得到的。在吸收计算中,不仅相组成表示方法很多,而且推动力中的 p^* 、 c^* 、 Y^* 、 X^* 等不是气液相的实际组成,需通过平衡关系求出的平衡组成,可见吸收速率的计算要复杂得多。

[例 6-6] 在压强为 101.33 kPa 下,用清水吸收含溶质 A 的混合气体,平衡关系服从亨利定律。在吸收塔某截面上,气相主体溶质 A 的分压为 4.0 kPa,液相中溶质 A 的摩尔分数为 0.01,相平衡常数 m 为 0.84。气膜吸收系数 k_y 为 $2.776 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;液膜吸收系数 k_x 为 $3.86 \times 10^{-3} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,试求:

(1)气相总吸收系数 K_y ,并分析该吸收过程控制因素;

(2)吸收塔截面上的吸收速率 N_A 。

解:(1)气相总吸收系数 K_y

由下式求得:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} = \frac{1}{2.776 \times 10^{-5}} + \frac{0.84}{3.86 \times 10^{-3}} = 3.602 \times 10^4 + 2.716 \times 10^2 = 3.629 \times 10^4$$

故
$$K_y = \frac{1}{3.629 \times 10^4} = 2.756 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

由计算结果可知,气膜阻力 $1/k_y$ 为 $3.602 \times 10^4 (\text{m}^2 \cdot \text{s})/\text{kmol}$,液膜阻力 m/k_x 为 $2.716 \times 10^2 (\text{m}^2 \cdot \text{s})/\text{kmol}$,液膜阻力约占总阻力的0.7%,故该吸收过程可视为气膜阻力控制。

(2)吸收速率 N_A

先将气、液组成换算为摩尔比,即

$$Y = \frac{p}{P-p} = \frac{4.0}{101.33-4.0} = 0.0411$$

$$X = \frac{x}{1-x} = \frac{0.01}{1-0.01} = 0.0101$$

$$Y^* = mX = 0.84 \times 0.0101 = 0.00848$$

则
$$N_A = K_y(Y - Y^*) = 2.756 \times 10^{-5} \times (0.0411 - 0.00848) = 0.899 \times 10^{-6} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

1-6-4 吸收塔计算

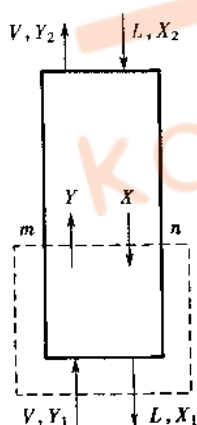


图 6-8 逆流吸收塔的物质衡算

1. 全塔物料衡算有何应用? 何谓回收率?

答:对图 6-8 所示的逆流操作的填料吸收塔,作全塔溶质组分的物料衡算,可得

$$V(Y_1 - Y_2) = L(X_1 - X_2) \quad (6-26)$$

式中 V 代表惰性气体摩尔流量, L 代表吸收剂摩尔流量。下标 1 表示塔底,下标 2 表示塔顶。

吸收塔分离效果通常用溶质的回收率来衡量。回收率(又称吸收率)定义为

$$\varphi_A = \frac{\text{被吸收的溶质量}}{\text{混合气中溶质总量}} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} \times 100\% \quad (6-27)$$

通常,进塔混合气流量和组成是吸收任务规定的,若吸收剂的流量和组成被选定,则 V 、 L 、 Y_1 和 X_1 均为已知;又根据吸收任务规定的溶质回收率 φ_A ,可由式 6-27 求得出塔气体的组成 Y_2 ;然后通过式 6-26 可求得出塔的吸收液组成 X_2 。

2. 简述吸收操作线方程的推导、物理意义、应用条件及操作线的图示方法。

答: 对图 6-8 所示的塔顶或塔底与塔中任意截面间列溶质的物料衡算, 可整理得

$$Y = \frac{L}{V}X + \left(Y_2 - \frac{L}{V}X_2 \right) \quad (6-28)$$

或
$$Y = \frac{L}{V}X + \left(Y_1 - \frac{L}{V}X_1 \right) \quad (6-28a)$$

上二式是等效的, 皆可称为逆流吸收塔的操作线方程。该式表示塔内任一截面上的气液相组成之间的关系。式中 L/V 为液气比, 其值反映单位气体处理量的吸收剂用量, 是吸收塔重要的操作参数。

由于在吸收过程中, 吸收剂用量 L 和惰气流量 V 是不变的, 故吸收塔的操作线方程是一直线方程式。该直线的斜率为 $\frac{L}{V}$, 且应通过 (X_1, Y_1) 和 (X_2, Y_2) 两点。

标绘在图 6-9 中的直线 BT , 即为逆流吸收塔的操作线。操作线上任一点 A , 代表塔内任一截面上液、气组成 X 、 Y , 点 B 代表塔底部端面, 点 T 代表塔顶端面。图中还绘出了物系的平衡关系线。

当进行吸收操作时, 在塔内任一截面上气相中的溶质组成总是高于与其接触液相的平衡组成, 所以吸收塔操作线总是位于平衡线的上方。两线偏离愈远, 表明吸收推动力越大, 越有利于吸收操作。反之, 若操作线位于平衡线下方, 则该过程为脱吸过程。

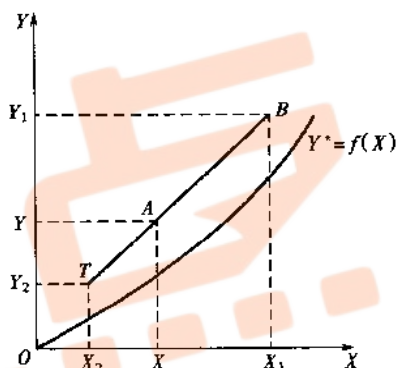


图 6-9 逆流吸收塔的操作线

上述讨论的操作线方程和操作线, 仅适用于气液逆流操作, 在并流操作时, 可用相似方法求得操作线方程和操作线。

应予指出, 无论是逆流还是并流操作, 其操作线方程和操作线都是通过物料衡算得到的, 它们与物系的平衡关系、操作温度与压强及塔的结构等因素均无关。

【例 6-7】在常压逆流操作的吸收塔中, 用清水吸收混合气中溶质组分 A。已知操作温度为 27°C , 混合气体处理量为 $1\,100\text{ m}^3/\text{h}$, 清水用量为 $2\,160\text{ kg/h}$ 。若进塔气体中组分 A 的体积分数为 0.05, 吸收率为 90%, 试求塔底吸收液的组成, 以摩尔比表示。

解: 吸收塔吸收液组成可由全塔物料衡算求得, 即

$$X_1 = \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) + X_2$$

其中 $X_2 = 0$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.0526$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.0526 \times (1 - 0.90) = 0.00526$$

$$L = \frac{L'}{M} = \frac{2\,160}{18} = 120\text{ kmol/h}$$

$$V = \frac{V'}{22.4} \times \frac{273}{273 + t} \times (1 - y_1) = \frac{1\,100}{22.4} \times \frac{273}{273 + 27} \times (1 - 0.05) = 42.45\text{ kmol/h}$$

故 $X_1 = \frac{42.45}{120} \times (0.0526 - 0.00526) = 0.0168$

分析: 本题计算方法简单, 但计算时一定要注意式中各项的单位, 尤其要掌握惰性气体和混合气体摩尔流量的求法。

3. 何谓最小液气比 $(L/V)_{\min}$? 怎样计算?

答: 如图 6-10 所示, 在极限的情况下, 操作线和平衡线相交 (有特殊平衡线时为相切), 此点传质推动力为零, 所需的填料层为无限高, 对应的吸收剂用量为最小用量, 该操作线的斜率为最小液气比 $(L/V)_{\min}$ 。因此 L_{\min} 可用下式求得

$$L_{\min} = \frac{V(Y_1 - Y_2)}{X_1^* - X_2} \quad (6-29)$$

式中 X_1^* 为与气相组成 Y_1 相平衡的液相组成。若气液平衡关系服从亨利定律, 则 X_1^* 由亨利定律算得, 否则可由平衡曲线读出。

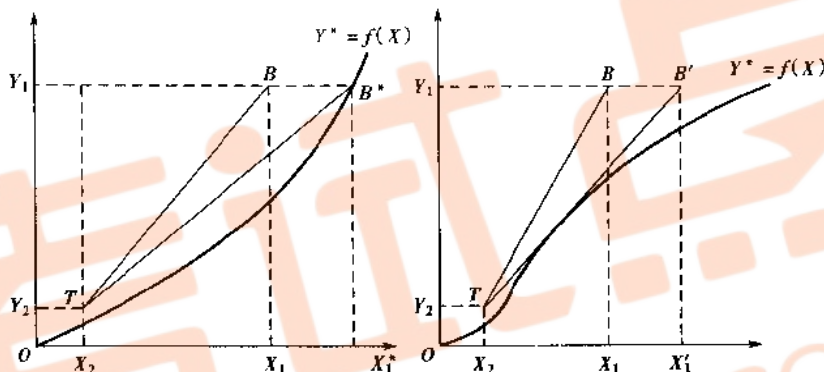


图 6-10 吸收塔的最小液气比

4. 如何确定适宜液气比?

答: 吸收剂用量的大小与吸收的操作费用及设备的投资费用密切相关。在 $L > L_{\min}$ 前提下, 若 L 愈大, 塔高可降低, 设备费用较低, 但操作费用较高; 反之, 若 L 愈小, 则操作费用减低, 而设备费用增高。故应选择适宜的吸收剂用量, 使两者费用之和最低。为此需通过经济衡算确定适宜吸收剂用量和适宜液气比。但是一般计算中可取经验值, 即

$$\frac{L}{V} = (1.1 \sim 2.0) \left(\frac{L}{V} \right)_{\min} \quad (6-30)$$

或 $L = (1.1 \sim 2.0) L_{\min} \quad (6-30a)$

[例 6-8] 在逆流吸收塔中, 用清水吸收混合气体溶质组分 A。吸收塔内操作压强为 106 kPa, 温度为 30℃。混合气流量为 1300 m³/h, 组成为 0.03 (摩尔分数), 吸收率为 95%。若吸收剂用量为最小用量的 1.5 倍, 试求进入塔顶的清水用量 L 及吸收液的组成。操作条件下平衡关系为 $Y = 0.65X$ 。

解: (1) 清水用量

进入吸收塔的惰性气体摩尔流量为

$$V = \frac{V'}{22.4} \times \frac{273}{273 + t} \times \frac{P}{101.33} \times (1 - y_1) = \frac{1300}{22.4} \times \frac{273}{273 + 30} \times \frac{106}{101.33} \times (1 - 0.03) = 53.06 \text{ kmol/h}$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.03}{1-0.03} = 0.03093$$

$$Y_2 = Y_1(1-\varphi_A) = 0.03093 \times (1-0.95) = 0.00155$$

$$X_2 = 0 \quad m = 0.65$$

最小吸收剂用量为

$$L_{\min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{Y_1}{m} - X_2} = \frac{53.06 \times (0.03093 - 0.00155)}{0.03093/0.65} = 32.8 \text{ kmol/h}$$

则清水用量为

$$L = 1.5L_{\min} = 1.5 \times 32.8 = 49.2 \text{ kmol/h}$$

(2) 吸收液组成

根据全塔物料衡算可得

$$X_1 = \frac{V(Y_1 - Y_2)}{L} + X_2 = \frac{53.06 \times (0.03093 - 0.00155)}{49.2} + 0 = 0.0317$$

分析: 注意掌握惰性气体摩尔流量的求法。

5. 怎样推导填料层高度的基本计算式?

答: 为解决填料层高度的计算问题, 应在填料塔中任意选取一段高度为 dZ 的微元填料层来分析, 如图 6-11 所示。

在定态吸收过程中, 对微元填料层作组分 A 的衡算, 可得

$$dG = -VdY = LdX \quad (6-31)$$

式中 G 为单位时间内吸收溶质 A 的物质量, kmol/s 。

在微元填料层中, 因气、液两相中溶质 A 的组成变化均很小, 故可认为吸收速率 N_A 为定值, 则

$$dG = N_A dA = N_A (a\Omega dZ) \quad (6-32)$$

式中 a 为单位体积填料层提供的有效接触面积。

微元填料层中的吸收速率方程式为

$$N_A = K_Y(Y - Y^*)$$

$$\text{或} \quad N_A = K_X(X^* - X)$$

将上二式代入式 6-32, 并与式 6-31 联立, 可得

$$VdY = K_Y(Y - Y^*)(a\Omega dZ)$$

$$\text{及} \quad LdX = K_X(X^* - X)(a\Omega dZ)$$

对于定态操作的吸收塔, 且为低浓度气体吸收过程时, 则 V 、 L 、 a 及 Ω 皆不随时间而变, 也不随塔截面位置而变, 同时 K_Y 和 K_X 也可视为常数, 于是对上二式分离变量并在全塔范围内积分, 可得到填料层高度的基本计算式, 即

$$Z = \frac{V}{K_Y a \Omega} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} \quad (6-33)$$

$$\text{及} \quad Z = \frac{L}{K_X a \Omega} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X} \quad (6-34)$$

上二式中 $K_Y a$ 和 $K_X a$ 分别称为气相总体积吸收系数和液相总体积吸收系数, 其单位为 kmol/

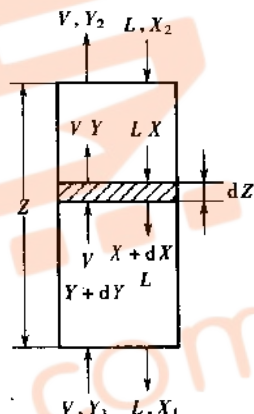


图 6-11 微元填料层的物料衡算

($\text{m}^3 \cdot \text{s}$)。 $K_Y a$ 和 $K_X a$ 值可由实验测定得到。

6. 何谓传质单元高度和传质单元数？它们的物理意义如何？

答：为便于分析和计算填料层高度，通常将式 6-33 和式 6-34 的右端分为两部分来处理，以式 6-33 为例，该式右端的数组 $V/K_Y a \Omega$ 是由过程条件所决定的，具有高度的单位，以 H_{OG} 表示，称为气相总传质单元高度。式中积分项内的分子与分母具有相同的单位，整个积分为一个无因次的数值，以 N_{OG} 表示，称为气相总传质单元数。于是式 6-33 可以表示为

$$Z = H_{OG} N_{OG} \quad (6-35)$$

同理，式 6-34 可以表示为

$$Z = H_{OL} N_{OL} \quad (6-36)$$

其中
$$H_{OL} = \frac{L}{K_X a \Omega} \quad (6-37)$$

$$N_{OL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X' - X} \quad (6-38)$$

由此可见，计算填料层高度的通式为：

填料层高度 = 传质单元高度 × 传质单元数

传质单元高度反映传质阻力及填料性能。若吸收阻力愈大，填料的有效表面积愈小，则每个传质单元所相当的填料层高度愈高。

传质单元数反映吸收过程的难易程度。若任务所要求的气体浓度变化愈大，过程的推动力愈小，则吸收过程愈难，所需的传质单元数愈多。

若 N_{OG} 等于 1，即气体经一段填料层高度的组成变化 ($Y_1 - Y_2$) 恰等于此段填料层内推动力的平均值 $(Y - Y^*)_m$ ，那么这段填料高度就是一个气相传质单元高度 ($Z = H_{OG}$)。

7. 如何用平均推动力法计算传质单元数？使用条件是什么？

答：在吸收过程中，若平衡线 and 操作线均为直线时，则可仿照传热中对数平均温度差推导方法。根据吸收塔塔顶及塔底两个端面上的吸收推动力来计算全塔的平均推动力，以 N_{OG} 为例，即

$$\Delta Y_m = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{\ln \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} \quad (6-39)$$

故
$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} \quad (6-40)$$

式中 ΔY_m 称为全塔气相对数平均推动力。

同理，液相传质单元数及液相对数平均推动力的计算式为

$$N_{OL} = \frac{X_1 - X_2}{\Delta X_m} \quad (6-41)$$

$$\Delta X_m = \frac{(X_1^* - X_1) - (X_2^* - X_2)}{\ln \frac{X_1^* - X_1}{X_2^* - X_2}} = \frac{\Delta X_1 - \Delta X_2}{\ln \frac{\Delta X_1}{\Delta X_2}} \quad (6-42)$$

若 $\frac{1}{2} \leq \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2} \leq 2$ 或 $\frac{1}{2} \leq \frac{\Delta X_1}{\Delta X_2} \leq 2$, 则相应的对数平均推动力可用算术平均推动力进行计算,

即

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 + \Delta Y_2}{2}$$

$$\Delta X_m = \frac{\Delta X_1 + \Delta X_2}{2}$$

[例 6-9] 在常压逆流吸收塔中,用纯吸收剂吸收混合气中的溶质组分。进塔气体组成为 4.5%(体积),吸收率为 90%;出塔液相组成为 0.02(摩尔分数),操作条件下相平衡关系为 $Y = 1.5X$ (Y, X 为摩尔比)。试求塔顶、塔底及全塔平均推动力,以摩尔比表示。

解:理想气体的体积分数等于摩尔分数,故进塔气相组成为

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.045}{1 - 0.045} = 0.047$$

出塔气相组成为

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.047(1 - 0.9) = 0.0047$$

进塔液相组成为

$$X_2 = 0$$

出塔液相组成为

$$X_1 = \frac{x_1}{1 - x_1} = \frac{0.02}{1 - 0.02} = 0.0204$$

塔顶气相推动力为

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = Y_2 - mX_2 = 0.0047 - 0 = 0.0047$$

塔底气相推动力为

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = Y_1 - mX_1 = 0.047 - 1.5 \times 0.0204 = 0.0164$$

全塔气相平均推动力为

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.0164 - 0.0047}{\ln \frac{0.0164}{0.0047}} = 0.0094$$

注意推动力也可用液相表示。

[例 6-10] 在一内径为 0.8 m, 填料层高度为 4 m 的吸收塔中,用清水吸收混合气中的溶质组分。吸收塔操作压强为 101.33 kPa、温度为 20 °C,混合气体积流量为 1 000 m³/h,进塔气相组成为 0.05,出塔气相组成为 0.01(均为摩尔分数)。吸收剂用量为 96 kmol/h。操作条件下相平衡关系为 $Y^* = 2X$ (Y, X 为摩尔比),试求:

- (1) 吸收剂用量为最小吸收剂用量的倍数;
- (2) 气相体积吸收总系数 $K_G a$, kmol/(m³·h·kPa)。

解:(1) 最小吸收剂用量可用下式计算:

$$L_{\min} = V \frac{\frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}}{\frac{Y_1}{m} - X_2}$$

其中 $Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.0526$

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

$$X_2 = 0 \quad m = 2$$

惰性气体摩尔流量为

$$V = \frac{V'}{22.4} \times \frac{273}{273+t} \times (1-y_1) = \frac{1000}{22.4} \times \frac{273}{293} \times (1-0.05) = 39.5 \text{ kmol/h}$$

故
$$L_{\min} = 39.5 \times \frac{0.0526 - 0.0101}{\frac{0.0526}{2} - 0} = 64 \text{ kmol/h}$$

则吸收剂用量为最小吸收剂用量的倍数为

$$\frac{L}{L_{\min}} = \frac{96}{64} = 1.5$$

(2) 先求气相体积吸收总系数 $K_y a$, 即

$$K_y a = \frac{V(Y_1 - Y_2)}{Z \Omega \Delta Y_m}$$

其中
$$\Omega = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \times 0.8^2 = 0.502 \text{ m}^2$$

$$Z = 4 \text{ m}$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}}$$

因出塔液相组成为

$$X_1 = \frac{V}{L} (Y_1 - Y_2) + X_2 = \frac{39.5}{96} \times (0.0526 - 0.0101) + 0 = 0.0175$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - mX_1 = 0.0526 - 2 \times 0.0175 = 0.0176$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - mX_2 = 0.0101$$

则
$$\Delta Y_m = \frac{0.0176 - 0.0101}{\ln \frac{0.0176}{0.0101}} = 0.0135$$

因 $\frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2} = \frac{0.0176}{0.0101} = 1.74 < 2$, ΔY_m 也可用算术平均计算, 即

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 + \Delta Y_2}{2} = \frac{0.0176 + 0.0101}{2} = 0.0139$$

则
$$K_y a = \frac{39.5 \times (0.0526 - 0.0101)}{4 \times 0.502 \times 0.0135} = 61.9 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$$

$$K_G a = \frac{K_y a}{P} = \frac{61.9}{101.33} = 0.611 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$$

分析: 本题为对现有吸收塔测定吸收系数的题目。应注意需已知和测定哪些项目, 才能求得吸收系数。在计算中要注意式中各项的意义和单位, 并逐项求出, 以免出错。

【例 6-11】在逆流操作的填料吸收塔中, 用清水吸收混合气中溶质组分 A。进塔气体组成为 0.03 (摩尔比), 吸收率为 99%, 出塔液相组成为 0.013 (摩尔比)。操作压强为 101.33 kPa, 温度为 27 °C, 操作条件下相平衡关系为 $Y = 2X$ (Y, X 为摩尔比)。已知单位塔截面上惰性气体流量为 54 kmol/(m²·h), 气相体积吸收总系数为 0.95 kmol/(m³·h·kPa), 试求所需的填料层高度。

解: 填料层高度用下式计算:

$$Z = H_{OG} N_{OG} = \frac{V}{K_y a \Omega} \times \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m}$$

其中
$$Y_1 = 0.03 \quad Y_2 = Y_1 (1 - \varphi_A) = 0.03 \times (1 - 0.99) = 0.0003$$

$$X_1 = 0.013 \quad X_2 = 0$$

$$\Delta Y_m = \frac{(Y_1 - mX_1) - (Y_2 - mX_2)}{\ln \frac{Y_1 - mX_1}{Y_2 - mX_2}} = \frac{(0.03 - 2 \times 0.013) - (0.0003 - 0)}{\ln \frac{0.03 - 2 \times 0.013}{0.0003}} = 0.00143$$

$$K_y a = K_G a \times P = 0.95 \times 101.33 = 96.26 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$$

$$\frac{V}{\Omega} = 54 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$$

$$\text{则 } Z = \frac{54}{96.26} \times \frac{(0.03 - 0.0003)}{0.00143} = 11.7 \text{ m}$$

分析:本题为求填料层高度的设计题。注意应已知和算出哪些条件才能求得 Z 。同样计算中应注意各项单位,本例中特别要注意题中惰气流量和气相体积吸收总系数的含义和单位。

8. 何谓脱吸因数法? 有何特点?

答:若在吸收过程中平衡关系可用直线方程式 $Y = mX + b$ 表示,便可根据传质单元数的定义推导出相应的解析式,以用来计算传质单元数。以气相总传质单元数为例,即

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - (mX + b)}$$

为统一变量,用操作线方程 $X = \frac{V}{L}(Y - Y_2) + X_2$ 代入上式得

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - m \left[\frac{V}{L}(Y - Y_2) + X_2 \right] - b} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{\left(1 - \frac{mV}{L} \right) Y + \left[\frac{mV}{L} Y_2 - (mX_2 + b) \right]}$$

令 $mV/L = S$, 则

$$N_{OG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{(1 - S)Y + (SY_2 - Y_2^*)}$$

积分上式并化简得到

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - S} \ln \left[(1 - S) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} + S \right] \quad (6-43)$$

式中 S 称为脱吸因数,它是平衡线斜率和操作线斜率的比值。

为方便计算,可在半对数坐标上以 S 为参数,按式 6-43 标绘出 N_{OG} 与 $Y_1 - Y_2^*/Y_2 - Y_2^*$ 的关系曲线,如图 6-12 所示。若已知 V 、 L 、 Y_1 、 Y_2 、 X_2 及相平衡关系,则从该图可直接查得 N_{OG} 值。

通常,图 6-12 用于 N_{OG} 的求取及其他有关吸收过程的分析估算十分方便。但需指出,只有在 $\frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} \geq 20$ 及 $S \leq 0.75$ 的范围内,使用该图时结果较为准确,否则误差较大。此时可利用式 6-43 直接计算。

当 $S = 1$, 即操作线和平衡线互相平行时,不能利用式 6-43 计算 N_{OG} , 此时因全塔内不同截面上推动力处处相等,故平均推动力可取为

$$\Delta Y_m = \Delta Y_1 = \Delta Y_2$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_1} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_2} \quad (6-44)$$

液相总传质单元数 N_{OL} 可依上述相似的方法导出,可得

$$N_{OL} = \frac{1}{1 - A} \ln \left[(1 - A) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_1 - Y_1^*} + A \right] \quad (6-45)$$

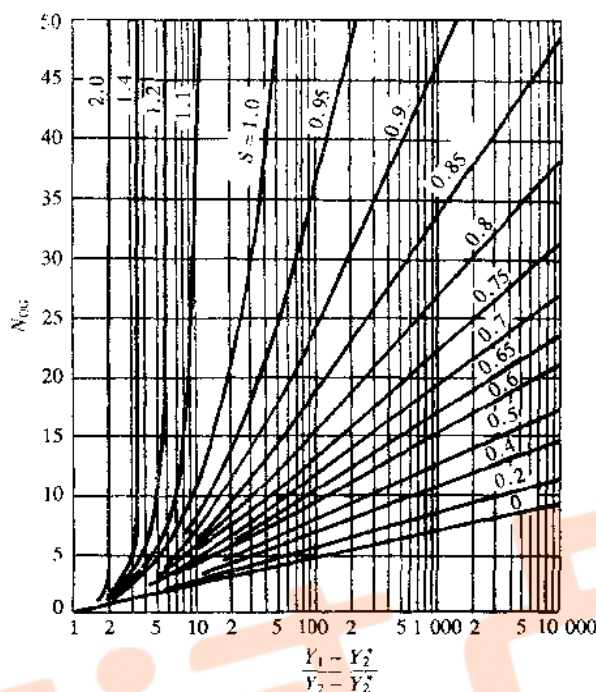


图 6-12 $N_{OG} - \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*}$ 关系图

式中 $A = \frac{L}{mV}$, 即为“吸收因数”, 它是操作线斜率与平衡线斜率的比值, 无因次。

将式 6-43 和式 6-45 比较可以看出, 两者具有相同的函数形式, 因此若将图 6-12 用于表示 $N_{OG} - \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_1 - Y_1^*}$ 的关系 (以 A 为参数), 将完全适用。

应予指出, 上述求算 N_{OG} 的平均推动力法和脱吸因数法, 实质上是同一种方法, 仅是不同的形式而已。对相同的条件, 利用上述二法, 将会得到完全相同的结果。

【例 6-12】在常压逆流操作的填料吸收塔中, 用清水吸收空气—氨混合气中的氨。混合气的质量流速为 $580 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 组成为 6% (体积), 吸收率为 99%; 水的质量流速为 $770 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。操作条件下相平衡关系为 $Y^* = 0.9X$ (Y, X 为摩尔比)。若填料层高度为 4 m, 试求气相总传质单元高度。

解: 气相总传质单元高度为

$$H_{OG} = \frac{Z}{N_{OG}}$$

气相总传质单元数 N_{OG} 用脱吸因数法计算, 先求有关参数:

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.0638 \text{ (体积分数与摩尔分数相等)}$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.0638 \times (1 - 0.99) = 0.000638$$

混合气体的平均摩尔质量为

$$M = M_A y_A + M_B y_B = 29 \times 0.94 + 17 \times 0.06 = 28.28 \text{ kg/kmol}$$

惰气的摩尔流速为

$$\frac{V}{\Omega} = \frac{580}{28.28} \times (1 - 0.06) = 19.28 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

清水的摩尔流速为

$$\frac{L}{\Omega} = \frac{770}{18} = 42.78 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{0.9 \times 19.28}{42.78} = 0.4056$$

$$\begin{aligned} \text{则 } N_{\text{OC}} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \left(\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} \right) + S \right] \\ &= \frac{1}{1-0.4056} \ln \left[(1-0.4056) \left(\frac{0.0638-0}{0.000638-0} \right) + 0.4056 \right] \\ &= 6.88 \end{aligned}$$

$$\text{故 } H_{\text{OC}} = \frac{4}{6.88} = 0.58 \text{ m}$$

分析:若用平均推动力法计算可得到相同结果。

[例 6-13] 在逆流常压下操作的填料塔中,用纯吸收剂吸收混合气中溶质组分。进塔混合气中溶质组成为 6%(体积),已知操作线和平衡线为互相平行的直线,在其他条件不变下,试求下列两种情况下气相总传质单元数 N_{OC} 如何变化?

(1)吸收率从 90% 提高到 95%;

(2)进塔气体中溶质 A 的含量由 6% 降至 3%,而吸收率保持 90% 不变。

解:因平衡线和操作线互相平行,在吸收塔内任何截面上吸收推动力均相等,故可取塔顶推动力代表全塔平均推动力,即

$$\Delta Y_m = Y_2 - Y_2^* = Y_2 - mX_2$$

因 $X_2 = 0$, 故 $\Delta Y_m = Y_2$ 。

气相传质单元数为

$$N_{\text{OC}} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_2} = \frac{Y_1 - Y_1(1-\varphi_A)}{Y_1(1-\varphi_A)} = \frac{\varphi_A}{1-\varphi_A}$$

由上式可知,在题给条件下, N_{OC} 仅是吸收率 φ_A 的函数,而与进塔气相组成无关。

(1) φ_A 由 90% 提高到 95% 时 N_{OC} 的变化

$$\text{当 } \varphi_A = 90\% \text{ 时 } N_{\text{OC}} = \frac{0.9}{1-0.9} = 9$$

$$\text{当 } \varphi_A = 95\% \text{ 时 } N_{\text{OC}} = \frac{0.95}{1-0.95} = 19$$

计算结果表明,当吸收率从 90% 提高到 95% 时,气相总传质单元数为原来的 2.1 倍。

(2) 当气体进口组成由原来的 6% 降至 3% 时,若 φ_A 不变,则 N_{OC} 不变。当 $\varphi_A = 90\%$ 时, $N_{\text{OC}} = 9$ 。

应指出,对一定的物系和操作条件,即 m 、 L 、 V 一定,当用纯溶剂吸收溶质时,即使平衡线和操作线互相不平行,也可证明 N_{OC} 仅是吸收率的函数,而与进塔的气相组成 Y_1 无关。

1-6-5 填料塔

1. 试述填料塔的结构,并说明如何操作?

答:填料塔为连续接触式的气液传质设备,可应用于吸收、蒸馏等分离过程。填料塔结构如图 6-13 所示。塔体为圆筒形,两端装有封头,并有气、液体进、出口接管。塔下部装有支承板,板上充填一定高度的填料。操作时液体自塔顶经分布器均匀喷洒至塔截面上,沿填料表面下流经塔底出口管排出;气体从支承板下方入口管进入塔内,在压强差的作用下自下而上地通

过填料层的空隙而由塔的顶部气体出口管排出。填料层内气液两相呈逆流流动,在填料表面的气液界面上进行传质(或传热),因此两相组成沿塔高连续变化。由于液体在填料中有倾向于塔壁的流动,故当填料层较高时,常将其分成若干段,在两段之间设置液体再分布装置,以有利于流体的重新均匀分布。

填料塔结构简单,且有阻力小及便于用耐腐蚀材料制造等优点,对于直径较小的塔、处理有腐蚀性的物料或要求压强降较小的真空蒸馏系统,更宜采用填料。

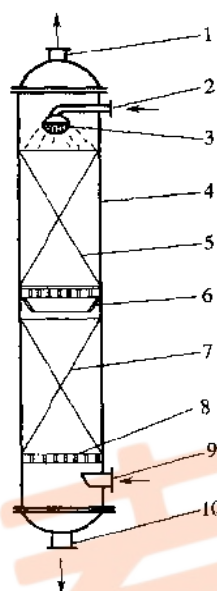


图 6-13 填料塔结构简图

1—气体出口 2—液体入口
3—液体分布装置 4—塔壳体 5—填料 6—液体再分布器 7—填料 8—支撑栅板 9—气体入口 10—液体出口

2. 填料有哪些特性? 如何选择?

答:填料是填料塔的核心,填料性能的优劣是填料塔能否正常操作的关键。

表示填料特性的参数主要有以下几项。

(1) 比表面积 σ

单位体积填料层所具有的填料表面积称为填料比表面积,以 σ 表示,单位为 m^2/m^3 。填料的比表面积愈大,所提供的气液传质面积愈大。对同一种类型的填料,尺寸愈小,则比表面积愈大。

(2) 空隙率 ϵ

单位体积填料层所具有的空隙体积,称为填料的空隙率,以 ϵ 表示,单位为 m^3/m^3 。填料的空隙率愈大,气体通过能力愈大且气体流动阻力愈小。

(3) 填料因子

将空隙率 ϵ 与比表面积 σ 组成 σ/ϵ^3 ,称之为干填料因子。填料因子可表示填料的流体力学性能。当填料被液体润湿后, ϵ 和 σ 均发生相应的变化,此时的 σ/ϵ^3 称为湿填料因子,以 ψ 表示。 ψ 代表实际操作时填料的流体力学性能。 ψ 值小,流体阻力小,液泛速度可以提高。 ψ 值需由实验测定。

上述的填料特性与填料尺寸有关。对同一种类型的填料,其尺寸愈小,堆积的填料数日愈多,比表面积愈大,空隙率将减小,气体流动阻力也增大,反之则相反。通常,填料尺寸不应大于塔径的 $\frac{1}{10} \sim \frac{1}{8}$ 倍。

在选择填料时,一般要求填料的比表面积大,空隙率大,填料润湿性好,单位体积填料的质量轻,造价低及具有足够的力学强度和化学稳定性。

3. 填料塔的 $\frac{\Delta p}{Z}-u$ 关系曲线有何特征?

答:将不同液体喷淋量下,气体通过单位填料层的压强降 $\Delta p/Z$ 对空塔车速 u 之间关系的实测数据标绘在对数坐标上,可得到如图 6-14 所示的线组。此曲线组表明了压强降、持液量与空塔车速之间的关系。

当无液体喷淋时($L=0$),干填料的 $\frac{\Delta p}{Z}-u$ 是直线,其斜率为 1.8~2.0。

当有一定喷淋量时(图为 $L_3 > L_2 > L_1$), $\frac{\Delta p}{Z}-u$ 的关系变成折线,两个转折点将折线分为

恒持液量区、载液区与液泛区三个区。

下转折点 A 称为载点, A 点以下的区域为恒持液量区, 该直线段与 0 线平行。达到 A 点的气速称为载点气速。

上转折点 B 称为泛点, B 点以上的区域为液泛区, 该线段的斜率可达 10 以上。达到泛点的气速称为液泛气速。

AB 之间的区段称为载液区, 随气速增加持液量加大。填料塔应维持在该区段操作。

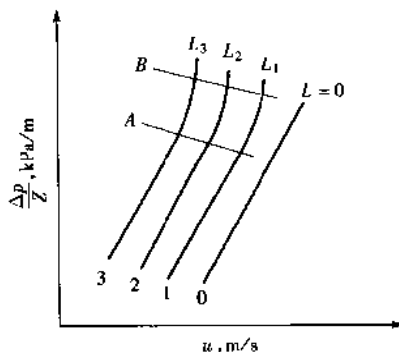


图 6-14 填料层的 $\frac{\Delta p}{Z}-u$ 关系

4. 影响液泛气速的因素有哪些?

答: 影响液泛气速有以下因素。

(1) 填料的特性

填料因子 ψ 一般可代表填料的特性。 ψ 的大小与填料比表面积 σ 、空隙率 ϵ 及几何形状等因素有关。实验表明, ψ 值愈小, 液泛气速 u_F 愈高。

(2) 流体的物理性质

流体的物性主要是气体密度 ρ_V 和液体的粘度 μ_L 与密度 ρ_L 等。因液体靠重力下流, ρ_L 愈大, u_F 也愈大; ρ_V 愈大, 则在同一 u 下对液体阻力愈大, μ_L 愈大, 则填料表面对液体的摩擦阻力也愈大, 均使流动阻力增大, 使液泛速度 u_F 降低。

(3) 液气比

液气比愈大, 则液泛速度愈小。这是由于在其他因素一定时, 随着喷淋量增大, 填料层持液量增加而空隙减小, 从而使开始发生液泛的空塔气速变小。

液泛速度 u_F 是填料塔操作气速的上限。适宜的操作气速 u 通常根据液泛速度来选定, 根据生产经验一般取为液泛速度的 60% ~ 80%, 即

$$u = (0.6 \sim 0.8) u_F$$

5. 填料塔有哪些附件? 各自有何作用?

答: 填料塔的附件主要有填料支承装置、液体分布装置、液体再分布装置和除沫装置等。合理选择和设计填料塔的附件, 可保证填料塔的正常操作和良好的性能。

(1) 填料支承装置

填料支承装置的作用是支承填料及其所持有液体的质量, 故支承装置应有足够的力学强度。同时, 支承装置的自由截面积应大于填料层的自由截面积, 以使气体和液体可顺利通过, 避免在支承装置处发生液泛现象, 保证填料塔的正常操作。常用的填料支承装置有栅板式和升气管式等。

(2) 液体分布装置

液体在填料塔内分布均匀十分重要。若液体分布不均, 填料表面不能被液体润湿, 塔的传质效率就会降低。因此要求塔顶填料层上应有良好的液体初始分布, 保证有足够数目且分布均匀的喷淋点, 以防止塔内的壁流和沟流现象发生。常用的液体分布装置有莲蓬式、盘式、齿

槽式及多孔环管式等。

(3) 流体再分布装置

当液体在乱堆填料层内向下流动时,有偏向塔壁流动的倾向。为将流到塔壁处的液体重新汇集并引入塔中央区域,应在填料层中每隔一段高度设置液体再分布装置。每段填料层的高度视填料种类而异,通常不应超过 6 m。液体再分布装置的型式很多,常用的为截锥形再分布器。

(4) 除沫装置

除沫装置安装在塔顶液体分布器上方,用于除去出口气体中夹带的液滴。常用的除沫装置有丝网除沫器、折流板除沫器及旋流板除尘器等。

此外,在填料层顶部应设置填料压板或挡网,以免因气流波动而将填料吹出或损坏。

本章复习要点

对特定的吸收任务,确定填料层高度(传质单元数法)是本章的核心。应使用的基本关系是气液平衡、物料衡算和吸收速率方程以及它们的联合应用。本章公式较多,物理量又有多种单位表示,学习时尤应注意,以免出错。有关传质(吸收)机理的学习,可对比传热机理,注意掌握它们间的异同。

主要复习要点如下。

一、气液平衡关系

1. 气液平衡的表达式

① 溶解度曲线的含义和分析。

② 亨利定律表达式及各式中物理量的意义和单位,亨利定律的应用条件。吸收计算中多用 $Y^* = mX$ 。

③ 亨利系数 E 、 H 和 m 间换算关系。

④ 物系、温度和压强如何影响 E 、 H 和 m 。尤其注意相平衡常数 m 值与总压有关。低温高压有利于吸收(从平衡角度分析)。

2. 气液平衡关系的应用

气液平衡关系是计算和分析吸收过程的基础,它可用来判断过程方向、确定过程的极限和计算过程推动力。

二、吸收过程机理和吸收速率方程

① 分子扩散和非克定律定义及表达式,分子扩散系数定义和单位。

② 等分子反向扩散和单向扩散的特点。

③ 涡流扩散和对流扩散各自定义和关系。

④ 双膜理论要点。

⑤ 类比传热速率方程式和吸收速率方程式,注意它们的异同,注意推动力和阻力的对应关系。

⑥ 吸收总系数(总阻力)和分系数(分阻力)间的关系。气膜控制和液膜控制的意义。

⑦ 不同单位的吸收系数间的换算。

⑧ 提高吸收速率的途径。

三、吸收塔的物料衡算

- ①吸收率(回收率)的定义。
- ②逆流操作的优点。
- ③全塔物料衡算式和操作线方程式,它们各有何应用。
- ④吸收塔操作线的作法和意义。
- ⑤液气比的影响,如何确定适宜液气比。
- ⑥最小液气比的含义和求法。

四、填料层高度的计算

- ①低浓度气体吸收过程的特点。
- ②填料层高度的计算通式,该式应用条件。
- ③传质单元高度的表达式,它的物理意义。体积吸收总系数的定义。
- ④传质单元数的表达式,它的物理意义。
- ⑤平均推动力法求传质单元数。
- ⑥脱吸因数法求传质单元数。脱吸因数和吸收因数的意义。
- ⑦对特定的填料塔,分析影响吸收操作的主要因素。

五、填料塔

- ①如何计算填料塔塔径。
- ②填料的作用和特性。
- ③填料的主要种类。

④填料塔的流体力学性能, $\frac{\Delta p}{Z} - u$ 关系线的特点。操作区分成哪三个区域,载点和泛点的意义。

⑤填料塔的主要附件及其作用。

【例 6-14】 填料吸收塔某截面上气、液相组成分别为 $Y=0.05$ 、 $X=0.01$ (皆为摩尔比),气液平衡关系为 $Y=2.0X$,若气膜吸收系数 k_y 为 $0.03 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,液膜吸收系数 k_x 为 $0.02 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,试求两相间吸收总推动力、总阻力、吸收速率及各相阻力的分布。

解:吸收推动力为

以气相组成表示 $\Delta Y = Y - mX = 0.05 - 2 \times 0.01 = 0.03$

以液相组成表示 $\Delta X = \frac{Y}{m} - X = \frac{0.05}{2} - 0.01 = 0.015$

吸收总阻力为

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} = \frac{1}{0.03} + \frac{2}{0.02} = 133.3 \text{ (m}^2 \cdot \text{s)/kmol}$$

吸收速率为

$$N_A = K_Y(Y - Y^*) = \frac{0.03}{133.3} = 2.25 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

气膜阻力占总阻力的分数为

$$\frac{1/k_y}{1/K_Y} = \frac{1/0.03}{133.3} \times 100\% = 25\%$$

计算结果表明,当相平衡常数 m 为 2.0 时,气膜阻力占总阻力的 1/4,即相应的总推动力的 1/4 用于气相传质,克服气膜阻力。

【例 6-15】 对上例的吸收过程,若降低吸收温度,气液平衡关系变为 $Y=0.1X$,假设两相组成及吸收分

系数均保持不变,试求两相间吸收总推动力、总阻力、吸收速率及各相阻力的分布。

解:吸收推动力为

$$\Delta Y = Y - mX = 0.05 - 0.1 \times 0.01 = 0.049$$

或
$$\Delta X = \frac{Y}{m} - X = \frac{0.05}{0.1} - 0.01 = 0.49$$

吸收总阻力为

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_Y} + \frac{m}{k_X} = \frac{1}{0.03} + \frac{0.1}{0.02} = 38.33 (\text{m}^2 \cdot \text{s}) / \text{kmol}$$

吸收速率为

$$N_A = K_Y (Y - Y^*) = \frac{0.049}{38.33} = 1.28 \times 10^{-3} \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

气膜阻力占总阻力的百分数为

$$\frac{1}{k_Y} / \frac{1}{K_Y} = \frac{1/0.03}{38.33} \times 100\% = 87\%$$

计算结果表明,当吸收温度降低时,即 m 减小后,对吸收速率、总推动力、总阻力及各相阻力的分布均有重要的影响。

[例 6-16] 在逆流操作的填料吸收塔中,用循环溶剂吸收混合气中的溶质。进塔气相组成为 0.091(摩尔分数),入塔液相组成为 21.74 g 溶质/kg 溶液。操作条件下气液平衡关系为 $y^* = 0.86x$ (y, x 为摩尔分数)。若液气比 L/V 为 0.9,试求最大吸收率和吸收液的组成。已知溶质摩尔质量为 40 kg/kmol,溶剂摩尔质量为 18 kg/kmol。

解:先将已知的气液相组成换算为摩尔比,即

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.091}{1 - 0.091} = 0.1001$$

$$x_2 = \frac{21.74/40}{21.74/40 + 1000/18} = 0.0099$$

$$X_2 = \frac{x_2}{1 - x_2} = \frac{0.0099}{1 - 0.0099} = 0.01$$

当逆流操作时,因 $L/V > m$,平衡线和操作线交点的位置在塔顶,即

$$y_2' = 0.86x_2 = 0.86 \times 0.0099 = 0.008514$$

$$Y_2^* = \frac{0.008514}{1 - 0.008514} = 0.008587$$

最大吸收率为

$$\varphi_{\max} = \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_1} = \frac{0.1001 - 0.008587}{0.1001} = 0.914 = 91.4\%$$

吸收液组成为

$$X_1 = \frac{V}{L} (Y_1 - Y_2^*) + X_2 = \frac{1}{0.9} (0.1001 - 0.008587) + 0.01 = 0.112$$

[例 6-17] 在逆流操作的填料塔中,用清水吸收焦炉气中氨,氨的浓度为 8 g/标准 m^3 ,混合气处理量为 4 500 标准 m^3/h 。氨的回收率为 95%,吸收剂用量为最小用量的 1.5 倍。操作压强为 101.33 kPa,温度为 30 $^{\circ}\text{C}$,气液平衡关系可表示为 $Y = 1.2X$ (Y, X 为摩尔比)。气相总体积吸收系数 $K_Y a$ 为 0.06 $\text{kmol} / (\text{m}^3 \cdot \text{h})$,空塔气速为 1.2 m/s ,试求:

(1)用水量 L' , kg/h;

(2)塔径和塔高, m。

解:(1)用水量 L'

先求最小用水量,即

$$L_{\min} = V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2}$$

其中 $Y_1 = \frac{8/(17 \times 1\,000)}{1/22.4} = 0.010\,5$

$$Y_2 = \frac{Y_1}{1 - Y_1} = \frac{0.010\,5}{1 - 0.010\,5} = 0.010\,6$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.010\,6 \times (1 - 0.95) = 0.000\,53$$

$$X_1^* = \frac{Y_1}{m} = \frac{0.010\,6}{1.2} = 0.008\,83$$

$$X_2 = 0$$

$$V = \frac{4\,500}{3\,600} \times \frac{1}{22.4} \times (1 - 0.010\,5) = 0.055\,2 \text{ kmol/s}$$

故 $L_{\min} = 0.055\,2 \times \frac{0.010\,6 - 0.000\,53}{0.008\,83} = 0.063 \text{ kmol/s}$

$$L = 1.5 L_{\min} = 1.5 \times 0.063 = 0.094\,5 \text{ kmol/s} = 6\,120 \text{ kg/h}$$

(2)塔径和塔高

塔径 D 可用下式计算:

$$D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}}$$

其中 $V_s = \frac{4\,500}{3\,600} \times \frac{273 + 30}{273} = 1.387 \text{ m}^3/\text{s}$

故 $D = \sqrt{\frac{4 \times 1.387}{\pi \times 1.2}} = 1.21 \text{ m}$

填料层高度 Z 用下式计算:

$$Z = \frac{V}{K_y a \Omega} \cdot \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m}$$

其中 $\Omega = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \times 1.21^2 = 1.149 \text{ m}^2$

$$H_{OC} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{0.055\,2}{0.06 \times 1.149} = 0.8 \text{ m}$$

$$\Delta Y_m = \frac{(Y_1 - mX_1) - (Y_2 - mX_2)}{\ln \frac{Y_1 - mX_1}{Y_2 - mX_2}}$$

而 $X_1 = \frac{V}{L} (Y_1 - Y_2) + X_2 = \frac{0.055\,2}{0.094\,5} \times (0.010\,6 - 0.000\,53) + 0 = 0.005\,88$

$$Y_1 - mX_1 = 0.010\,6 - 1.2 \times 0.005\,88 = 0.003\,54$$

$$Y_2 - mX_2 = Y_2 = 0.000\,53$$

所以 $\Delta Y_m = \frac{0.003\,54 - 0.000\,53}{\ln \frac{0.003\,54}{0.000\,53}} = 0.001\,59$

则 $Z = 0.8 \times \frac{(0.010\,6 - 0.000\,53)}{0.001\,59} = 5.07 \text{ m}$

分析:本题是典型的填料塔设计计算题。应掌握题中每一步的计算方法。本题中尤其要注意以下几点:

- ①进塔气相组成的换算;
- ②惰气气体摩尔流量求法;
- ③混合气体体积流量求法(应与温度和压强对应);

④对数平均推动力和塔高的计算。

【例 6-18】 在一逆流操作的填料层高度为 5 m 的填料塔内,用纯溶剂吸收混合气中的溶质组分。当液气比 L/V 为 1.0 时,溶质回收率可达 90%。在操作条件下气液平衡关系为 $Y=0.5X$ (Y, X 为摩尔比)。现改用另一种性能较优的填料,在相同的条件下,溶质回收率可提高到 95%,试求此填料的体积吸收总系数为原填料的多少倍?

解:本题为操作型计算,宜用脱吸因数法求算。原工况下:

$$N_{oc} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$$

其中 $S = \frac{mV}{L} = 0.5$

因 $X_2 = 0$, 则 $\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} = \frac{Y_1}{Y_2} = \frac{1}{1-\varphi_A} = \frac{1}{1-0.9} = 10$

故 $N_{oc} = \frac{1}{1-0.5} \ln [(1-0.5) \times 10 + 0.5] = 3.41$

气相总传质单元高度为

$$H_{oc} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{Z}{N_{oc}} = \frac{5}{3.41} = 1.466 \text{ m}$$

新工况(即新型填料)下:

$$N'_{oc} = \frac{1}{1-0.5} \ln \left[(1-0.5) \times \frac{1}{1-0.95} + 0.5 \right] = 4.703$$

$$H'_{oc} = \frac{V}{K_y a' \Omega} = \frac{Z}{N'_{oc}} = \frac{5}{4.703} = 1.063 \text{ m}$$

则 $\frac{K_y a'}{K_y a} = \frac{H_{oc}}{H'_{oc}} = \frac{1.466}{1.063} = 1.38$

新型填料的体积吸收总系数为原来填料的 1.38 倍。

【例 6-19】 在逆流操作的填料吸收塔中,用纯溶剂吸收混合气中的溶质组分。若在操作条件下平衡线 and 操作线均为直线,且平衡线和操作线斜率之比为 0.8。若已知气相总传质单元数为 10,试求吸收塔的吸收率 φ_A 。

解:本题为操作型计算,宜采用脱吸因数法,即

$$N_{oc} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$$

其中 $N_{oc} = 10$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{m}{L/V} = 0.8$$

$$X_2 = 0$$

则 $10 = \frac{1}{1-0.8} \ln \left[(1-0.8) \frac{Y_1}{Y_2} + 0.8 \right]$

解得 $\frac{Y_1}{Y_2} = 32.95$

故吸收塔吸收率为

$$\varphi_A = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} = 1 - \frac{Y_2}{Y_1} = 1 - \frac{1}{32.95} = 0.97 = 97\%$$

自 测 题

一、填空题

1. 吸收操作的依据是_____,以达到分离气体混合物的目的。
2. 亨利定律的表达式 $p^* = Ex$, 若某气体在水中的亨利系数 E 值很大, 说明该气体为_____气体。
3. 对接近常压的溶质浓度低的气液平衡系统, 当总压增大时, 亨利系数 E _____, 相平衡常数 m _____, 溶解度系数_____。
4. 由于吸收过程中气相中溶质分压总是_____溶质的平衡分压, 因此吸收操作线总是在平衡线的_____。
5. 吸收过程中, K_x 是以_____为推动力的总吸收系数, 它的单位是_____。
6. 水吸收氨—空气混合气中的氨, 它是属于_____控制的吸收过程。
7. 在 1 atm、20 °C 下某低浓度气体混合物被清水吸收, 若气膜吸收系数 $k_G = 0.1 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{atm})$, 液膜吸收系数 $k_L = 0.25 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{atm})$, 溶质的溶解度系数 $H = 150 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{atm})$, 则该溶质为_____气体, 气相吸收总系数 $K_y = \text{_____ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \Delta Y)$ 。
8. 若总吸收系数和分吸收系数间的关系可表示为 $\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{H}{k_G}$, 其中 $\frac{1}{k_L}$ 表示_____, 当_____项可忽略时, 表示该吸收过程为液膜控制。
9. 在吸收过程中, 若提高吸收剂用量, 对气膜控制的物系, 体积吸收总系数 $K_y a$ _____, 对液膜控制的物系, 体积吸收总系数 $K_y a$ 将_____。
10. 双膜理论是将整个相际传质过程简化为_____。
11. 吸收操作中增加吸收剂用量, 操作线的斜率_____, 吸收推动力_____。
12. 当吸收剂用量为最小用量时, 则所需填料层高度将为_____。
13. 在常压逆流操作的填料塔中, 用纯溶剂吸收混合气中的溶质。已知进塔气相组成 Y_1 为 0.02 (摩尔比), 操作液气比为 $\frac{L}{V} = 0.9$, 气液平衡关系为 $Y = 1.0X$, 则溶质组分的回收率最大可达_____。
14. 脱吸因数可表示为_____, 它在 $Y-X$ 图上的意义是_____。
15. 在填料塔操作时, 影响液泛气速的因素有_____和_____。
16. 在填料塔设置中, 空塔气速一般取_____气速的 50% ~ 80%。若填料层较高, 为了有效地润湿填料, 塔内应设置_____装置。

二、选择题

1. 吸收操作的作用是分离()。
 - A. 气体混合物
 - B. 液体均相混合物
 - C. 气液混合物
 - D. 部分互溶的液体混合物
2. 在一符合亨利定律的气液平衡系统中, 溶质在气相中的摩尔浓度与其在液相中的摩尔浓度的差值为()。
 - A. 正值
 - B. 负值
 - C. 零
 - D. 不确定
3. 在吸收操作中, 吸收塔某一截面上的总推动力 (以液相组成差表示) 为()。
 - A. $X^* - X$
 - B. $X - X^*$
 - C. $X_i - X$
 - D. $X - X_i$

注: X 为液相中溶质浓度, X^* 为与气相平衡的液相浓度, X_i 为气液界面上的液相平衡浓度。
4. 某吸收过程, 已知气膜吸收系数 k_y 为 $4 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, 液膜吸收系数 k_x 为 $8 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, 由此可判断该过程()。

A. 气膜控制 B. 液膜控制 C. 判断依据不足 D. 双膜控制

5. 在逆流吸收塔中,用清水吸收混合气中溶质组分。其液气比 L/V 为 2.7,平衡关系可表示为 $Y = 1.5X$ (Y, X 为摩尔比),溶质的回收率为 90%,则液气比与最小液气比之比为()。

A. 1.5 B. 1.8 C. 2 D. 3

6. 根据双膜理论,当溶质在液体中溶解度很小时,以液相表示的总传质系数将()。

A. 大于液相传质分系数 B. 近似等于液相传质分系数
C. 小于气相传质分系数 D. 近似等于气相传质分系数

7. 在填料塔中用清水吸收混合气中氨,当用水量减小时,气相总传质单元数 N_{OG} 将()。

A. 增加 B. 减小 C. 不变 D. 不确定

8. 逆流操作的填料塔,当脱吸因数 $S > 1$ 时,且填料层为无限高时,气液两相平衡出现在()。

A. 塔顶 B. 塔底 C. 塔上部 D. 塔下部

9. 在逆流吸收塔中,吸收过程为气膜控制,若进塔液体组成 X_2 增大,其他条件不变,则气相总传质单元高度将()。

A. 增加 B. 减小 C. 不变 D. 不确定

10. 在逆流吸收塔中,用纯溶剂吸收混合气中溶质。平衡关系符合亨利定律。当进塔气相组成 Y_1 增大,其他条件不变,则出塔气体组成 Y_2 和吸收率 φ 的变化为()。

A. Y_2 增大、 φ 减小 B. Y_2 减小、 φ 增大 C. Y_2 增大、 φ 不变 D. Y_2 增大、 φ 不确定

三、计算题

1. 在常压下若空气和二氧化碳混合气中二氧化碳的体积分数为 0.05,试求其摩尔分数和摩尔比。

2. 每 1000 g 水中含有 15 g 氨,试计算液相中氨的水溶液的物质的量浓度 c 、摩尔分数 x 及摩尔比 X 。

3. 温度为 20 °C、压强为 101.33 kPa 的空气与水充分接触,试求水中氧的溶解度,分别以摩尔分数和 g/m^3 表示。空气中氧的体积分数为 0.21,氧在水中的亨利系数可查表 7-1。

4. 在常压及 20 °C 下测得氨在水中的平衡数据为:浓度为 0.5 g NH_3 /100 g H_2O 的稀氨水上方的平衡分压为 400 Pa。在该范围平衡关系可用亨利定律表示,试求亨利系数 E 、溶解度系数 H 及相平衡常数 m 。

5. 在常压及 25 °C 下,溶质组成为 0.05(摩尔分数)的二氧化碳—空气混合气分别与下列溶液接触,试判断传质过程方向。

(1) 浓度为 $1.3 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$ 的 CO_2 水溶液;

(2) 浓度为 $1.67 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$ 的 CO_2 水溶液;

(3) 浓度为 $2.8 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$ 的 CO_2 水溶液。

6. 在 100 kPa、30 °C 下,用水吸收氨气。已知液相组成为 0.05(摩尔分数)时,与之平衡的气相分压为 6.7 kPa,且气膜系数 k_G 为 $3.84 \times 10^{-6} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa)}$,液膜系数 k_L 为 $1.83 \times 10^{-4} \text{ m/s}$,试求吸收分系数 k_y 、 k_x 和 K_y ,并指出该吸收过程的控制因素。

7. 在逆流操作的吸收塔中,用清水吸收混合于空气中的甲醇蒸气。操作温度为 27 °C、压强为 101.33 kPa,气液平衡关系符合亨利定律,溶解度系数 H 为 $1.99 \text{ kmol/(m}^3 \cdot \text{kPa)}$ 。塔某截面上气相中甲醇分压为 5 kPa,液相中甲醇浓度为 2.11 kmol/m^3 ,且已知气相总吸收系数 K_G 为 $1.55 \times 10^{-5} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa)}$,试求该截面上的吸收速率 $N_A, \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$ 。

8. 在常压逆流吸收塔中,用纯溶剂吸收混合气中溶质组分。已知进塔气相组成为 5%,出塔气相组成为 0.5%(以上均为体积百分数),出塔液相组成为 0.01(摩尔分数)。气液平衡关系为 $Y = 2.0X$ (Y, X 为摩尔比),试求塔底和塔顶处以 ΔY 表示的气相推动力。

9. 在填料吸收塔中,逆流操作,用纯溶剂吸收混合气体中溶质组分。已知进塔气相组成为 Y_1 ,气液平衡关系为 $Y = mX$,试推导最小液气比 $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$ 与吸收率 φ 间的关系。

10. 在逆流填料吸收塔中,用清水吸收混合气中溶质组分。操作温度为 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、压强为 101.33 kPa ,相应的混合气流量为 $480\text{ m}^3/\text{h}$ 。进塔气相组成为 0.015 (摩尔分数),吸收率为 98% ,出塔液相组成可达到与出塔气相浓度平衡浓度的 80% 。平衡关系为 $Y=0.75X$ (Y, X 为摩尔比)。试求:

(1) 出塔液相组成,以摩尔比表示;

(2) 用水量, kg/h 。

11. 在逆流吸收塔中,于 101.33 kPa 、 $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ 下用清水吸收混合气中溶质组分 A,使其组成由 2% 降到 0.1% (均为体积百分数)。该物系符合亨利定律,亨利系数 E 为 $5.52 \times 10^4\text{ kPa}$,若液气比取为 1.5 倍的最小液气比,试求液气比 $\frac{L}{V}$ 及出塔液相组成 X_1 。又若将操作压强改变为 1013.3 kPa ,其他条件不变,再求 $\frac{L}{V}$ 及 X_1 。

12. 在逆流吸收塔中,用纯溶剂吸收混合气中溶质组分,已知进塔气相组成为 0.01 (摩尔比),吸收率为 98% ,操作条件下气液平衡关系可表示为 $Y=1.0X$ (Y, X 为摩尔比),若操作液气比 $\frac{L}{V}$ 为 1.0 ,试求气相总传质单元数 N_{OG} 。

13. 在逆流填料吸收塔中,用清水吸收混合气中溶质组分。测得进塔气相组成为 0.06 (摩尔比,下同),出塔气相组成为 0.008 ,出塔液相组成为 0.02 。操作条件下气液平衡关系为 $Y=2.5X$ (Y, X 为摩尔比)。若填料层高度为 8 m ,试求该塔的气相总传质单元高度 H_{OG} 。

14. 在逆流填料吸收塔中,用纯溶剂吸收混合气中溶质。进塔气相组成为 0.05 (摩尔比),回收率为 90% 。液气比为最小液气比的 1.5 倍,操作条件下平衡关系为 $Y=2X$ (X, Y 为摩尔比),气相总传质单元高度为 0.85 m ,试求填料层高度。

15. 在逆流填料吸收塔中,用清水吸收混合气中的溶质。进塔气相组成为 0.026 (摩尔比,下同),出塔气相组成为 0.0026 ,混合气中惰气流量为 $100\text{ 标准 m}^3/\text{h}$,清水的流量为 $0.1\text{ m}^3/\text{h}$ 。操作条件下气液平衡关系为 $Y=0.526X$ (Y, X 为摩尔比)。若填料层高度为 1.5 m ,塔内径为 0.2 m ,试求该塔气相体积总吸收系数 $K_y a$, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。

16. 在逆流填料吸收塔中,用清水吸收混合空气中的氨。已知填料层高度为 3 m ,操作压强为 101.33 kPa 、温度为 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$,气液平衡关系可表示为 $Y=0.9X$ (Y, X 为摩尔比)。测得惰气摩尔质量流速为 $19.28\text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,进塔气相组成为 0.06 (摩尔分数),吸收率为 90% ,水的质量流速为 $770\text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。若操作压强增大一倍,试问填料层高度如何变化可保持吸收率不变。

提示:操作压强改变后, N_{OG} 及 H_{OG} 均要发生变化。

17. 在逆流常压填料吸收塔中,用清水吸收混合气中溶质组分。进塔气相组成为 5% (体积),吸收率为 98% 。吸收剂用量为最小用量的 1.4 倍。操作条件下气液平衡关系为 $Y=1.2X$ (Y, X 为摩尔比),气相体积总吸收系数 $K_y a$ 为 $180\text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。若混合气流量为 $2826\text{ 标准 m}^3/\text{h}$,按标准状况下计的气体空塔速度为 1 m/s 。试求:

(1) 出塔液相组成 X_1 , 摩尔比;

(2) 气相总传质单元高度, m 。

提示:按标准空塔气速和混合气流量计算塔截面积。

18. 在逆流填料吸收塔中,用纯溶剂吸收混合气中溶质。要求吸收率为 90% 。已知溶剂用量为最小用量的 1.5 倍,气相总传质单元高度为 $H_{OG}=1.16\text{ m}$,操作条件下气液平衡关系可表示为 $Y^*=mX$ (Y, X 为摩尔比),试求所需的填料层高度。

提示:先推导 $\frac{L}{V}=f(m)$ 及 $X_1=f(m, Y_1)$, 再求 ΔY_m 。

1-7 蒸 馏

1-7-1 概述

1. 什么叫蒸馏？蒸馏操作的依据是什么？有何特点？

答：蒸馏是分离液体混合物的单元操作。利用混合物中各组分间挥发性不同的性质，通过加入或取出热量的方法，使混合物形成气液两相，并让它们相互接触进行质量传递，致使易挥发组分在气相中增浓，难挥发组分在液相中增浓，实现混合物的分离，这种操作统称蒸馏。

由此可见，蒸馏分离的依据是混合物中各组分的挥发性不同。分离的条件是必须造成气液两相系统。

蒸馏分离具有以下特点：

①通过蒸馏操作，可以直接获得所需要的产品，因此蒸馏操作流程较简单。

②蒸馏分离的适用范围广，它不仅可分离液体混合物，而且也可分离气体混合物或固体混合物。例如，可将空气加压液化或将脂肪酸混合物加热熔化并减压，以建立气液两相系统，用蒸馏方法进行分离。

③在蒸馏中由于要产生大量的气相和液相，因此需消耗大量的能量。或者为建立气液两相系统，常要有高压、真空、高温或低温等条件，也会带来技术问题等，这是不宜采用蒸馏分离某些物系的原因。

2. 蒸馏和精馏有何区别？

答：蒸馏是这种单元操作的统称，精馏是其中一类，具体地说蒸馏按其操作方式可分为简单蒸馏、平衡蒸馏、精馏和特殊精馏等。简单蒸馏和平衡蒸馏适用于易分离物系或分离要求不高的场合；精馏适用于难分离物系或对分离要求较高的场合；特殊精馏适用于普通精馏难以分离或无法分离的物系。工业生产中以精馏的应用最为广泛。

蒸馏和精馏的根本区别是精馏具有回流，因此将精馏称为具有回流的蒸馏。可见蒸馏和精馏既有共性又有区别。

3. 如何选定蒸馏操作压强？

答：操作压强对物系的相平衡及蒸馏操作经济性等都有影响，压强是由经济衡算或比较来加以确定的。但是简而言之，蒸馏按其操作压强可分为常压蒸馏、减压蒸馏和加压蒸馏。工业生产中多采用常压蒸馏。对在常压下物系的沸点较高，或在高温下易发生分解、聚合等现象的物系（即热敏性物系），常采用减压蒸馏。对常压下物系的沸点在室温以下的混合物或为气态混合物，则采用加压蒸馏。

1-7-2 两组分溶液的气液平衡

1. 两组分溶液的气液平衡如何表达? 在解决蒸馏问题中有何作用?

答:对两组分的气液平衡系统,涉及的独立参数有压强 p 、温度 t 、气相组成 y 和液相组成 x 。由相律可知,若在上述的四个参数中任意规定其中的两个,则该物系状态即被惟一地确定。蒸馏操作通常在恒压下进行,因此两组分气液平衡关系,即是指当溶液与其上方的气相达到平衡状态时,平衡温度(t)与气、液两相组成(y 和 x)间的关系。它可用函数关系或相图来表示。

蒸馏是气液两相间的传质过程,气液两相达到平衡状态是传质过程的极限。因此,气液平衡关系是分析蒸馏原理和解决蒸馏计算问题的基础之一。

2. 何谓理想物系?

答:所谓理想物系是指气相和液相应符合以下条件:

①气相为理想气体,遵循道尔顿分压定律。当总压不高于 10^4 kPa 时,气相可视为理想气体。

②液相为理想溶液,遵循拉乌尔定律。通常,由性质相近组分所组成的混合液,例如苯—甲苯混合液,它们中同分子间作用力与异分子间作用力基本上相等,可视为理想溶液。

3. 什么是拉乌尔定律? 什么是分压定律? 它们的应用条件是什么?

答:拉乌尔定律表示,当气液呈平衡时,溶液上方组分的蒸气压与溶液中该组分的摩尔分数成正比,即

$$p_A = p_A^\circ x_A \quad (7-1)$$

或
$$p_B = p_B^\circ (1 - x_A) \quad (7-1a)$$

上式中 p_A° 为同温度下纯组分 A 的饱和蒸气压,式中下标 A 表示易挥发组分, B 表示难挥发组分。纯组分的饱和蒸气压是温度的函数,可用安托尼方程计算,也可从理化手册中查得。

拉乌尔定律适用于理想溶液。对非理想溶液应采用修正的拉乌尔定律。

分压定律可用下式表示,即

$$y_A = \frac{p_A}{P} \quad (7-2)$$

分压定律适用于理想气体混合物。

4. 拉乌尔定律有哪些应用?

答:因在指定压强 P 下,溶液的沸腾条件是

$$P = p_A + p_B \quad (7-3)$$

联立式 7-1 和式 7-3,可得泡点方程:

$$x_A = \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} \quad (7-4)$$

联立式 7-1 和式 7-2,可得露点方程:

$$y_A = \frac{p_A^\circ}{P} \cdot \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} \quad (7-5)$$

拉乌尔定律可用于以下几个方面。

(1) 计算泡点温度

在一定的压强下,将液体混合物加热产生第一个气泡时的温度称为泡点温度。若已知系统总压 P 和液相组成 x_A , 计算泡点温度的过程如下: 设泡点温度 t , 依此求得(或查得) p_A° 和 p_B° , 再利用式 7-4 求得 x'_A 。若求得的 x'_A 与已知的 x_A 相近, 则所设温度即为所求; 若 x'_A 和 x_A 两者相差较大, 则需重设泡点温度 t , 重复上述的计算过程, 直至满足要求为止。

(2) 计算露点温度

在一定压强下,将混合蒸气冷凝产生第一个液滴的温度称为露点温度。若已知系统总压 P 和气相组成 y_A , 计算露点温度的过程如下: 设露点温度 t , 依此求得(或查得) p_A° 和 p_B° , 再利用式 7-5 求得 y'_A 。若求得 y'_A 与已知的 y_A 相近, 则所设温度 t 即为所求; 若 y'_A 与 y_A 两者相差较大, 则需重设露点温度, 重复上述过程, 直至满足要求为止。

(3) 计算平衡时的气液相组成

若已知系统总压 P 和平衡温度 t , 可分别由式 7-4 和式 7-5 计算平衡时的液、气相组成。

[例 7-1] 计算含苯 0.5(摩尔分数)的苯—甲苯混合液在外压 101.33 kPa 下的泡点温度。苯(A)和甲苯(B)的饱和蒸气压数据如本例附表所示。

例 7-1 附表

温度, °C	80.1	85	90	95	100	105	110.6
p_A° , kPa	101.3	116.9	135.5	155.7	179.2	204.2	240.0
p_B° , kPa	40.0	46.0	54.0	63.3	74.3	86.0	101.3

解: 设平衡温度 $t = 95^\circ\text{C}$, 查附表得

$$p_A^\circ = 155.7 \text{ kPa} \quad p_B^\circ = 63.3 \text{ kPa}$$

$$x_A = \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} = \frac{101.33 - 63.3}{155.7 - 63.3} = 0.411 < 0.5$$

计算结果表明, 所设平衡温度偏高。再设平衡温度 $t = 92.2^\circ\text{C}$, 由附表数据插值求得

$$p_A^\circ = 144.4 \text{ kPa} \quad p_B^\circ = 58.1 \text{ kPa}$$

$$x_A = \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} = \frac{101.33 - 58.1}{144.4 - 58.1} = 0.501 \approx 0.5$$

则该混合液的泡点温度为 92.2°C 。

5. 如何绘得平衡温度—组成 ($t-x-y$) 图? 该图有何特性和意义?

答: 溶液的平衡温度—组成图是分析蒸馏原理的基础。通常, $t-x-y$ 数据由实验测得。对于理想物系, 可由纯组分的饱和蒸气压数据, 利用拉乌尔定律和分压定律计算得到。

图 7-1 为总压 101.33 kPa 下, 苯—甲苯混合液的平衡温度—组成图。图中有两条曲线, 上方曲线为 $t-y$ 线, 称为气相线或露点线, 代表露点温度与气相组成间的关系; 下方曲线为 $t-x$ 线, 称为液相线或泡点线, 代表泡点温度与液相组成间的关系。上述两条曲线将 $t-x-y$ 图分成三个区域。液相线以下区域代表未沸腾的液体, 称为液相区; 气相线以上区域代表过热蒸

气,称为气相区;两曲线之间的区域,代表气液两相同时存在,称为气液共存区。

如图 7-1 所示,若将温度为 t_1 、组成为 x_1 (图中点 A) 的混合液加热,当温度升高到 t_2 (点 B) 时,混合液开始沸腾,产生第一个气泡,该温度即为泡点温度。若继续升温到 t_3 (点 C) 时,气液两相共存,气相组成为 y ,液相组成为 x ,两相互呈平衡。同样,若将温度为 t_5 、组成为 y_1 (点 E) 的过热蒸气冷却,当温度降至 t_4 (点 D) 时,混合气开始冷凝,产生第一个液滴,该温度即为露点温度。

由图可见,当气、液两相组成相同时,露点温度总是大于泡点温度。当气液两相呈平衡时,气、液两相的温度相同,但气相组成大于液相组成。

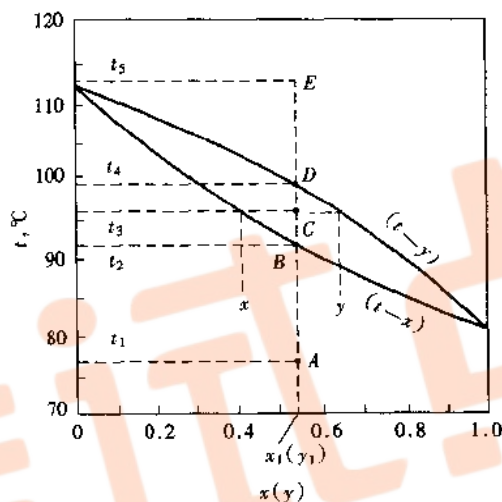


图 7-1 苯—甲苯混合液的 $t-x-y$ 图

6. 何谓平衡曲线?

答: $x-y$ 图直观地表达了在一定压强下,处于平衡状态的气液两相组成的关系,在蒸馏计算中应用最为普遍。

图 7-2 为总压 101.33 kPa 下,苯—甲苯混合液的 $x-y$ 图。图中的曲线代表液相组成和与之平衡的气相组成间的关系,称为平衡曲线。若已知液相组成 x_1 ,可由平衡曲线得出与之平衡的气相组成 y_1 ,反之亦然。图中的直线为对角线 ($x=y$),该线作为参考线供计算时使用。对于理想溶液,气液两相呈平衡时, y 总是大于 x ,故平衡曲线总是位于对角线的上方。平衡曲线偏离对角线愈远,表示该溶液愈易分离。

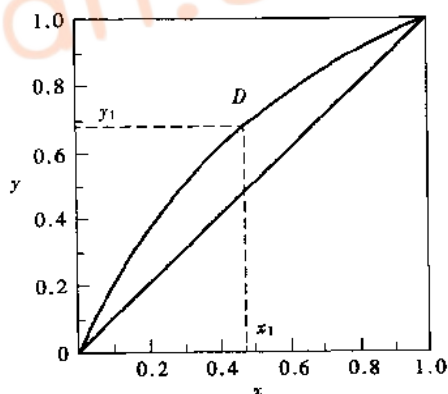


图 7-2 苯—甲苯混合液的 $x-y$ 图

7. 什么是挥发度? 什么是相对挥发度?

答: 挥发度 v 表示物质(组分)挥发的难易程度。纯组分的挥发度可用一定温度下该组分

的饱和蒸气压来表示。对混合液,因组分间的相互影响,各组分的蒸气压要比纯组分的为低,故混合液中组分的挥发度可用该组分的分压与平衡的液相组成(摩尔分数)之比来表示,即

$$v_A = \frac{p_A}{x_A} \quad (7-6)$$

和
$$v_B = \frac{p_B}{x_B} \quad (7-6a)$$

对于理想溶液,因其服从拉乌尔定律,则有

$$v_A = p_A^\circ \quad (7-7)$$

和
$$v_B = p_B^\circ \quad (7-7a)$$

由上可知,在理想溶液中各组分的挥发度与其饱和蒸气压数值上相同,其值大小随温度而变化,故在使用上不太方便,引出相对挥发度。

相对挥发度是混合液中两组分挥发度之比,即

$$\alpha_{AB} = \frac{v_A}{v_B} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} \quad (7-8)$$

对理想溶液,则有

$$\alpha_{AB} = \frac{p_A^\circ}{p_B^\circ} \quad (7-9)$$

通常 α 值由实验测定。由式 7-9 可见,因 p_A° 和 p_B° 随温度沿同一方向变化,其比值随温度变化不大,故一般 α 可视为常数,或计算时可取平均值。

8. 何谓气液平衡方程?

答:对于理想物系,可用相对挥发度表示气液平衡关系,称之为气液平衡方程,即

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (7-10)$$

由式 7-10 可知,若 $\alpha = 1$,即气液相组成相等,此时不能用普通精馏方法分离该液体混合物;若 $\alpha > 1$, $y > x$, α 愈大, y 与 x 相差愈大,则分离愈容易。故根据混合液相对挥发度的大小,可判断用精馏方法分离该混合液的难易程度。

1-7-3 精馏原理和流程

1. 何谓精馏原理? 工业上如何实现?

答:精馏是利用组分挥发度的差异,同时进行多次部分气化和部分冷凝的过程。工业上实现精馏操作的主要设备是精馏塔。

(1) 多次部分气化和部分冷凝

精馏过程原理可用 $t-x-y$ 图说明。如图 7-3 所示,将一定组成 x_F 的混合物部分气化(或部分冷凝),得到的气相组成总是高于液相组成。若将气相多次部分冷凝,则在气相中可得到几乎纯的易挥发组分;若同时将液相多次部分气化,则在液相中可得到几乎纯的难挥发组分。

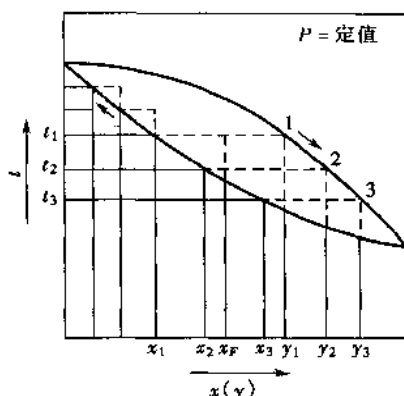


图 7-3 多次部分气化和冷凝的 $t-x-y$ 图

上述分别进行的多次部分气化和部分冷凝过程,原理上可获得两组分高纯度的分离,但在工业上实现存在中间馏分多、产品量极小,且设备庞大等问题。工业上的精馏过程是在精馏塔中将部分气化和冷凝有机联合而实现的。

(2) 工业上实现精馏操作的方法

生产中上述多次部分气化和部分冷凝的过程是在精馏塔中各层塔板上实现的。图 7-4 所示为筛板塔中任意第 n 层板上的操作情况。在第 n 层板上,来自上一层($n-1$)板的液相与下一层($n+1$)板的气相密切接触,气液两相间进行传热和传质,致使 $x_n < x_{n-1}$, $y_n > y_{n+1}$ 。若气液两相在塔板上接触时间足够长,则离开该板的气液两相互呈平衡,即 x_n 与 y_n 符合平衡关系,将这种理想塔板称为理论板。精馏塔内每层塔板上都进行着上述相似的过程,因此只要有足够多的板数,就可达到所要求的分离程度。当然精馏过程的基础是组分挥发度的差异。

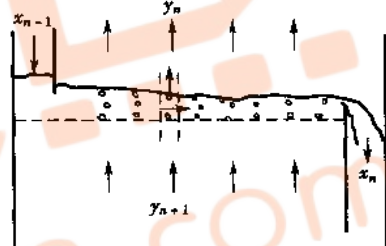


图 7-4 筛板的操作情况

为实现精馏分离操作,除了包括若干层塔板的精馏塔外,还必须从塔底产生上升的气流和从塔顶引入下降的液流(回流)。上升气流和液体回流是造成气液两相接触必不可少的,即是实现精馏连续定态操作的必要条件。因此,在精馏塔底部装有再沸器(精馏釜),使到达塔底的液流,仅一部分作为塔底产品,其余部分被气化,产生的气流在沿塔板上升中,与下降的液流在塔板上接触传质,使易挥发组分含量逐板增高,直至塔顶达到分离要求。在塔顶装有冷凝器,上升气流冷凝后,部分冷凝液作为塔顶产品,余下部分返回塔内,称为回流。液流在下降过程中逐板与上升气流接触传质,液相中易挥发组分进入气相,而气相中难挥发组分进入液相,直到塔底从再沸器排出的液流中已达到分离要求。通常,原料液从塔中适当位置加入塔内,与塔内气、液流混合。

应予指出,回流是精馏和普通蒸馏的本质区别。

2. 精馏流程中主要由哪些设备组成? 如何区分精馏段和提馏段?

答:精馏分离过程可连续操作,也可间歇操作。精馏流程一般由精馏塔、塔顶冷凝器、塔底

再沸器等设备组成,有时还有原料预热器、产品冷却器、回流液用泵等辅助设备。

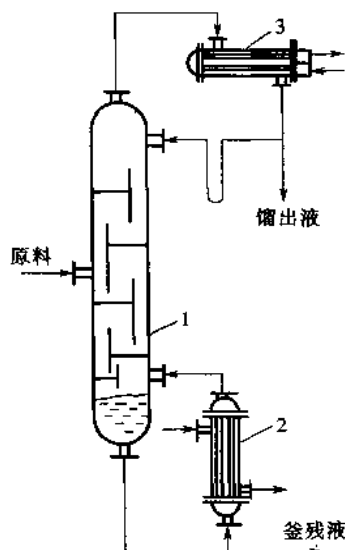


图 7-5 连续精馏操作流程
1—精馏塔 2—再沸器 3—冷凝器

图 7-5 所示的为连续精馏操作流程。通常,将原料液加入的那层板称为加料板。加料板以上塔段称为精馏段,其作用是把上升蒸气中易挥发组分逐步增浓;加料板以下的塔段(包括加料板)称为提馏段,其作用是从下降液体中提取易挥发组分。

间歇精馏与连续精馏不同之处在于原料液一次加入塔釜中,因此间歇精馏塔只有精馏段而无提馏段,釜液组成不断地变化,故产品组成逐渐降低,一般待釜中液体组成降到规定值后,精馏操作即被停止。

1-7-4 两组分连续精馏的计算

1. 什么是理论板? 在精馏计算中有何作用?

答:蒸馏过程本质上是气液两相传质过程,在塔板上发生的传递现象是很复杂的,即两相的传热及传质速率不仅决定于物系的性质与操作条件,而且还与塔板类型及结构有关,因此很难用简单的数学方法描述。为避免上述难题,工程计算中引入理论板的概念。所谓理论板是气液两相皆充分混合且无传递过程阻力的理想塔板。气液两相在理论板上进行接触的结果,将使离开该板的两相在热、质传递两方面都达到平衡状态,即两相温度相等,组成互成平衡,符合平衡关系。

由于引入理论板的概念,可将复杂的精馏计算简化,通常分两步解决。首先根据分离任务,确定理论板数;然后根据分离任务的难易,选择适宜的塔板类型和操作条件,并确定塔板效率和实际板数。此外理论板是一种假定,它可用做衡量实际塔板分离效率的依据和标准,以分析精馏操作问题。

2. 什么是恒摩尔流假设,此假设成立的条件是什么? 在精馏计算中有何意义?

答:所谓恒摩尔流假设,是指在精馏塔的精馏段和提馏段内,各板上上升蒸气摩尔流量相等,下降液体摩尔流量相等,但两段的上升蒸气摩尔流量不一定相等,下降液体摩尔流量不一定相等,它们的关系与进料状况有关。

恒摩尔流假设成立的条件如下:

- ①精馏塔热损失可忽略;
- ②待分离混合液中各组分的摩尔汽化热相近;
- ③混合液中各组分的沸点相差较小,即可忽略各板间显热差别。

据上述条件,对精馏塔内没有加料或出料的任意塔板进行热量衡算,即可得到恒摩尔流的结果。以后精馏的计算都是以恒摩尔流为前提的,这样可简化精馏计算。若精馏过程偏离上述条件,即恒摩尔流不成立,则在精馏计算中,应对各板进行焓衡算。

3. 什么是全塔物料衡算关系？什么是采出率？什么是回收率？

答：通过全塔物料衡算，可以求得精馏产品流量及其组成与进料流量及其组成之间的关系。

图 7-6 为一连续精馏塔，在图中虚线范围内作全塔物料衡算，并以单位时间为基准，可得

$$\text{总物料} \quad F = D + W \quad (7-11)$$

$$\text{易挥发组分} \quad Fx_F = Dx_D + Wx_W \quad (7-12)$$

应指出，物料衡算的原则是进、出物料平衡，但应注意衡算范围、基准和单位。

采出率定义为产品流量与原料液流量之比，故 D/F 为馏出液采出率； W/F 为釜残液采出率。

精馏分离程度除了用两产品组成表示外，还可利用回收率表示，回收率定义为

$$\text{易挥发组分回收率} \quad \eta_D = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\%$$

$$\text{难挥发组分回收率} \quad \eta_W = \frac{W(1-x_W)}{F(1-x_F)} \times 100\%$$

【例 7-2】在连续精馏塔中分离含苯 50%（质量百分数，下同）的苯—甲苯混合液。要求馏出液组成为 98%，釜残液组成为 1%。试求甲苯的回收率。

$$\text{解：} M_{\text{苯}} = 78 \quad M_{\text{甲苯}} = 92$$

$$\text{进料组成} \quad x_F = \frac{50/78}{50/78 + 50/92} = 0.541$$

$$\text{馏出液组成} \quad x_D = \frac{98/78}{98/78 + 2/92} = 0.983$$

$$\text{釜残液组成} \quad x_W = \frac{1/78}{1/78 + 99/92} = 0.012$$

本例题未给原料液流量，计算时以一定的原料液流量为基准，一般可取

$$F = 100 \text{ kmol/h}$$

$$\text{由} \quad F = D + W$$

$$\text{及} \quad Fx_F = Dx_D + Wx_W$$

联立以上两式，可得

$$D = \frac{F(x_F - x_W)}{x_D - x_W} = \frac{100(0.541 - 0.012)}{0.983 - 0.012} = 54.48 \text{ kmol/h}$$

$$W = F - D = 100 - 54.48 = 45.52 \text{ kmol/h}$$

本例题求甲苯的回收率，即求釜残液中难挥发组分的回收率，即

$$\eta_W = \frac{W(1-x_W)}{F(1-x_F)} \times 100\% = \frac{45.52(1-0.012)}{100(1-0.541)} \times 100\% = 97.98\%$$

分析：本例计算中应假设原料液流量，作为计算基准。

4. 如何推导精馏段操作线方程？该式有何物理意义？

答：在图 7-7 虚线范围作物料衡算，以单位时间为基准，可得

$$\text{总物料} \quad V = L + D \quad (7-13)$$

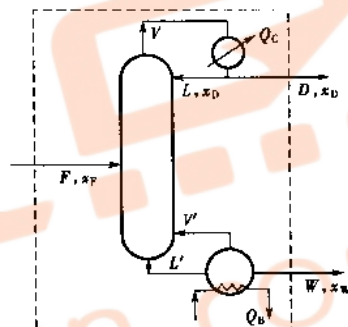


图 7-6 精馏塔物料衡算

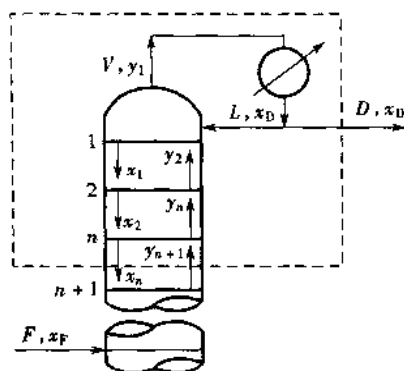


图 7-7 精馏段物料衡算

$$\text{易挥发组分 } Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \quad (7-14)$$

将式 7-13 代入式 7-14, 并整理可得

$$y_{n+1} = \frac{L}{L+D}x_n + \frac{D}{L+D}x_D \quad (7-15)$$

上式等号右边两项的分子及分母同时除以 D , 并令 $R = L/D$, 则可得

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D \quad (7-16)$$

式中 R 称为回流比, 它是精馏段下降液体摩尔流量与馏出液摩尔流量之比。 R 是精馏操作的重要参数之一, 设计中其值一般由设计者确定。

式 7-15 和式 7-16 均称为精馏段操作线方程。该方程式的物理意义是表示在一定的操作条件下, 精馏段内自任意第 n 层板下降液相的组成与相邻的下一层(即 $n+1$)板上升蒸气的组成之间的函数关系。该式在 $x-y$ 直角坐标图上为一直线, 其斜率为 $R/(R+1)$, 截距为 $x_D/(R+1)$ 。

5. 如何推导提馏段操作线方程?

在图 7-8 虚线范围(包括提馏段的第 m 层塔板以下塔段及再沸器)作物料衡算, 以单位时间为基础, 可得

$$\text{总物料 } L' = V' + W \quad (7-17)$$

$$\text{易挥发组分 } L'x'_m = V'y'_{m+1} + Wx_w \quad (7-18)$$

式 7-18 可写为

$$y'_{m+1} = \frac{L'}{V'}x'_m - \frac{W}{V'}x_w \quad (7-19)$$

将式 7-17 代入上式可得

$$y'_{m+1} = \frac{L'}{L' - W}x'_m - \frac{W}{L' - W}x_w \quad (7-20)$$

式 7-19 和式 7-20 称为提馏段操作线方程。该

式的物理意义与精馏段操作线方程式的相似。该式在 $x-y$ 直角坐标上为一直线, 其斜率为 $L'/(L' - W)$, 截距为 $-Wx_w/(L' - W)$ 。

【例 7-3】在一两组分连续精馏塔中, 进入精馏段中某层理论板 n 的气相组成 y_{n+1} 为 0.75, 从该板流出的液相组成 x_n 为 0.65 (均为摩尔分数), 塔内气液比 $V/L = 2$, 物系的相对挥发度 α 为 2.5, 试求:

- (1) 从该板上升的蒸气组成 y_n ;
- (2) 流入该板的液相组成 x_{n-1} ;
- (3) 回流比 R 。

解: 方法一

(1) y_n 与 x_n 符合相平衡关系, 即

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} = \frac{2.5 \times 0.65}{1 + 1.5 \times 0.65} = 0.823$$

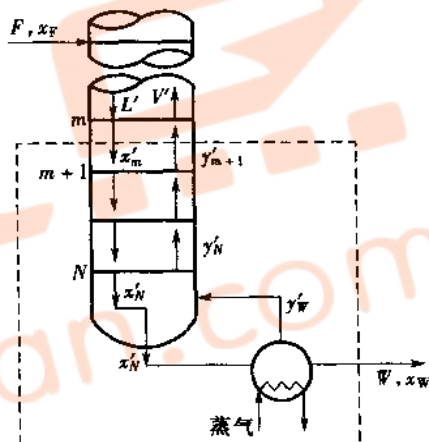


图 7-8 提馏段的物料衡算

(2) x_{n-1} 由第 n 板物料衡算确定, 即

$$V(y_n - y_{n+1}) = L(x_{n-1} - x_n)$$

或
$$x_{n-1} = \frac{V}{L}(y_n - y_{n+1}) + x_n = 2(0.823 - 0.75) + 0.65 = 0.796$$

(3) 由回流比定义知:

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1} = \frac{1}{2}$$

解得 $R = 1$

方法二

$$\left. \begin{array}{l} (1) y_n = 0.823 \\ (3) R = 1 \end{array} \right\} \text{解法同上}$$

(2) 由精馏段操作线方程 $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$ 得

$$0.75 = \frac{1}{2} \times 0.65 + \frac{x_D}{2}$$

解得 $x_D = 0.85$

因 $y_n = \frac{R}{R+1}x_{n-1} + \frac{x_D}{R+1}$

$$0.823 = \frac{1}{2}x_{n-1} + \frac{0.85}{2}$$

解得 $x_{n-1} = 0.796$

两种计算方法结果相一致。本例计算中应注意精馏塔板为理论板。

6. 如何表达精馏段和提馏段各流股的流量关系? 何谓进料热状况参数?

答: 精馏段和提馏段各流股的流量关系与进料量及进料热状况有关。在生产中加入精馏塔的原料液可能有以下五种热状况: (a) 冷液进料; (b) 饱和液体进料, 又称泡点进料; (c) 气-液混合物进料; (d) 饱和蒸气进料, 又称露点进料; (e) 过热蒸气进料。

由于不同的进料热状况, 使从加料板上升的蒸气量及下降的液体量发生变化, 它们的流量可通过加料的物料衡算和热量衡算求得。对图 7-9 所示的加料板, 在虚线范围内分别作总物料衡算和热量衡算, 以单位时间为基准, 可得

$$F + V' + L = V + L' \quad (7-21)$$

$$FI_F + V'I_V + LI_L = VI_V + L'I_L \quad (7-22)$$

由于加料板相邻的上、下板的温度、气液相组成各自相差很小, 故有

$$I_V \approx I_V' \quad I_L \approx I_L'$$

将上式关系代入式 7-22, 并与式 7-21 联解, 可得

$$\frac{L' - L}{F} = \frac{I_V - I_F}{I_V - I_L} \quad (7-23)$$

$$\text{令 } q = \frac{I_V - I_F}{I_V - I_L} = \frac{1 \text{ kmol 原料变为饱和蒸气所需热量}}{\text{原料液的千摩尔气化热}} \quad (7-24)$$

q 称为进料热状况参数, 式 7-24 为进料热状况参数的定义式。由该式可计算各种进料热状况的 q 值。不同进料热状况下 q 值范围见表 7-1。

表 7-1 不同进料热状况下的 q 值

进料状况	冷液	饱和液体	饱和蒸气	气液混合物	过热蒸气
q 值	>1	1	0	$0 \sim 1$	<1

提馏段和精馏段各流股的流量关系为

$$L' = L + qF \quad (7-25)$$

$$V' = V + (q - 1)F \quad (7-26)$$

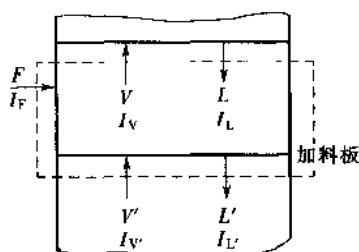


图 7-9 加料板上的物料衡算和热量衡算

【例 7-4】在连续精馏塔中分离某两组分混合物。已知原料液流量为 100 kmol/h ，组成为 0.5 （易挥发组分摩尔分数，下同），饱和蒸气进料；馏出液组成为 0.98 ，回流比 R 为 2.6 。若要求易挥发组分回收率为 96% ，试求：

(1) 馏出液的摩尔流量；

(2) 提馏段操作线方程。

解：(1) 馏出液的摩尔流量

根据易挥发组分回收率知：

$$\frac{Dx_D}{Fx_F} = 0.96$$

即 $0.98D = 0.96 \times 100 \times 0.5$

解得 $D = 48.98 \text{ kmol/h}$

(2) 提馏段操作线方程

$$y'_{m+1} = \frac{L + qF}{L + qF - W} x'_m - \frac{W}{L + qF - W} x_w$$

因饱和蒸气进料，故 $q = 0$ ，

$$L = RD = 2.6 \times 48.98 = 127.35 \text{ kmol/h}$$

$$W = F - D = 100 - 48.98 = 51.02 \text{ kmol/h}$$

$$Fx_F = Dx_D + Wx_w$$

$$x_w = \frac{Fx_F - Dx_D}{W} = \frac{100 \times 0.5 - 48.98 \times 0.98}{51.02} = 0.039$$

故 $y'_{m+1} = \frac{127.35}{127.35 - 51.02} x'_m - \frac{51.02}{127.35 - 51.02} \times 0.039$

即 $y'_{m+1} = 1.668 x'_m - 0.026$

计算结果表明，提馏段操作线的截距值较小，且为负值。

【例 7-5】在常压操作的连续精馏塔中分离含苯 0.46 （摩尔分率）的苯—甲苯混合液。已知原料液的泡点为 92.5°C ，苯的气化热为 390 kJ/kg ，甲苯的气化热为 361 kJ/kg 。试求以下各种进料状况下的 q 值：

- (1) 进料温度为 20 °C 的冷液;
(2) 饱和液体进料;
(3) 饱和蒸气进料。

解:(1) 冷液进料

进料热状况参数由下式求得

$$q = \frac{I_V - I_F}{I_V - I_L} = \frac{r + c_p \Delta t}{r}$$

原料液平均气化热为

$$r_m = r_A x_A + r_B x_B$$

因 $M_A = 78 \text{ kg/kmol}$ $M_B = 92 \text{ kg/kmol}$

故 $r_m = 0.46 \times 390 \times 78 + 0.54 \times 361 \times 92 = 31\,930 \text{ kJ/kmol}$

原料液的平均比热容应由其平均温度求得。进料温度为 20 °C, 泡点为 92.5 °C, 故平均温度为

$$t_m = \frac{1}{2} (20 + 92.5) = 56.25 \text{ °C}$$

从手册中查得在 56.25 °C 时, 苯的比热容为 1.81 kJ/(kg·°C), 甲苯的比热容为 1.82 kJ/(kg·°C), 故混合液的平均比热容为

$$c_{pm} = 0.46 \times 1.81 \times 78 + 0.54 \times 1.82 \times 92 = 155.4 \text{ kJ/(kmol·°C)}$$

则 $q = \frac{31\,930 + 155.4 \times (92.5 - 20)}{31\,930} = 1.353$

(2) 饱和液体进料

依定义知:

$$q = 1$$

(3) 饱和蒸气进料

依定义知:

$$q = 0$$

在本例计算中, 应注意原料液的平均气化热、平均比热容的单位和求法。

7. 如何推导 q 线方程? 该方程的物理意义是什么?

答: 精馏段操作线和提馏段操作线交点坐标可由联解两操作线方程得到。因交点处两方程式中的变量相同, 故略去式中变量的上下标, 此时精馏段操作线方程和提馏段操作线方程可分别表示为

$$V y = L x + D x_D$$

$$V' y = L' x - W x_W$$

两式相减, 可得

$$(V' - V) y = (L' - L) x - (D x_D + W x_W)$$

将式 7-12、式 7-25 及式 7-26 代入上式, 可得

$$y = \frac{q}{q-1} \frac{x_F}{q-1} \quad (7-27)$$

式 7-27 即称为 q 线方程或进料方程。

q 线方程的物理意义是代表精馏段操作线和提馏段操作线交点的轨迹方程, 即两线的交点随进料热状况而变。在连续定态的精馏操作中, 进料热状况一定, 故 q 线方程也是直线方程, 其斜率为 $q/(q-1)$, 截距为 $-x_F/(q-1)$ 。

8. 如何用逐板法计算精馏塔理论板数?

答:逐板法的原理是利用相平衡方程和操作线方程计算所需的理论板数。假若塔采用全凝器,即 $y_1 = x_D = \text{已知值}$,泡点回流。通常先从塔顶开始计算,先依次利用相平衡方程和精馏段操作线方程逐板进行计算,直到 $x_n \leq x_q$ (q 线方程和操作线方程在 x 轴上的坐标),则精馏段理想板数为 $(n-1)$ 层,第 n 层为提馏段第一层理论板,然后依次交替使用提馏段操作线方程和相平衡方程,直到 $x'_m \leq x_w$ 为止,提馏段理论板数为 $(m-1)$ 层。全塔总理论板数为 $(n+m-2)$ 层(不包括再沸器)。

应注意, x_q 是由精馏段操作线方程和 q 线方程联立解得的,这样求得的加料板为适宜的进料位置。

9. 如何用图解法求理论板数?

答:图解法求理论板数的基本原理与逐板计算法的完全相同,仅是用 $x-y$ 图上的平衡曲线和操作线代替相平衡方程和操作线方程,以简便的图解过程代替繁杂的计算。图解法求理论板数简明清晰,便于分析影响因素,但该法准确性稍差。

理论板层数的图解方法如图 7-10 所示,具体步骤如下:

- ①在 $x-y$ 图上作平衡曲线和对角线;
- ②过点 $a(x = x_D, y = x_D)$ 作截距为 $x_D/(R+1)$ 的直线 ab ,即为精馏段操作线;
- ③过点 $e(x = x_F, y = x_F)$ 作斜率为 $q/(q-1)$ 的直线 ef 即为 q 线, q 线与精馏段操作线交于点 d ;
- ④联结点 $c(x = x_w, y = x_w)$ 和点 d 所得直线即为提馏段操作线;
- ⑤从点 a 开始在平衡线和精馏段操作线之间绘梯级,当梯级跨过两操作线交点 d 时,则改在平衡线和提馏段操作线之间绘梯级,直至梯级的铅垂线达到或越过点 c 为止。每一个梯级代表一层理论板,其中过点 d 的梯级为加料板,最后一个梯级为再沸器。

在图 7-10 中,该分离过程所需理论板数为 6 层(不包括再沸器),第 4 层为加料板。

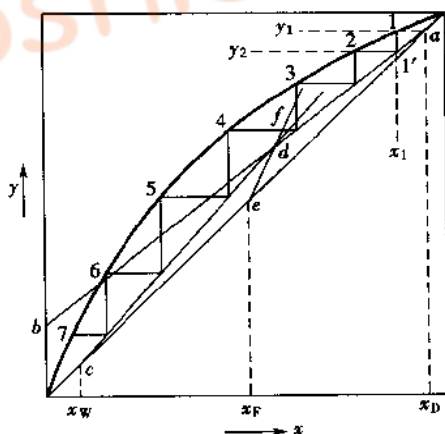


图 7-10 求理论板层数的图解法

10. 如何确定适宜加料位置？为什么？

答：如前所述，在图解理论板过程中，当某梯级跨过两操作线交点时，该梯级应更换操作线。跨过两操作线交点的梯级代表适宜的加料板。这是因为对一定的分离任务而言，如此作图所需的理论板数为最少。而在精馏操作时，进料组成与塔内加料板上的组成两者较为接近，因此可达到较好的分离效果。

【例 7-6】 在常压连续精馏塔中分离例 7-5 中的苯—甲苯混合液。要求塔顶产品中含苯不低于 0.98(摩尔分数,下同),塔底产品中含苯不高于 0.025。操作回流比为 3.2。试用图解法求以下两种进料情况下的理论板数。

(1)原料为 20℃ 的冷液体；

(2)原料为饱和蒸气。

解：(1)原料为 20℃ 冷液体

有关数据见例 7-5,图解方法如下。

①在直角坐标图上根据平衡关系绘平衡曲线,并绘出对角线,如本例附图 1 所示。

②在对角线上确定点 $a(0.98, 0.98)$, 精馏段操作线的截距为

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.98}{3.2+1} = 0.233$$

据此在 y 轴上确定点 b , 联结 ab 即为精馏段操作线。

③在对角线上确定点 $e(0.46, 0.46)$, q 线的斜率为

$$\frac{q}{q-1} = \frac{1.353}{1.353-1} = 3.83$$

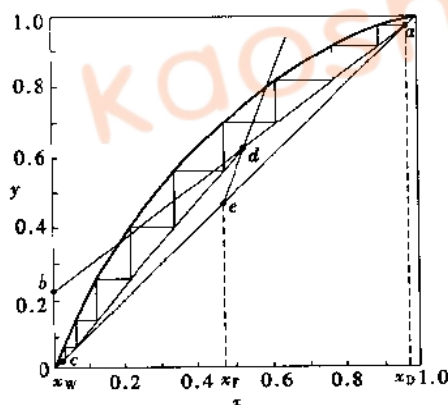
过 e 点作斜率为 3.83 的直线 ef , 即为 q 线, 并与精馏段操作线交于点 d 。

④在对角线上确定点 $c(0.025, 0.025)$, 联结 cd 即为提馏段操作线。

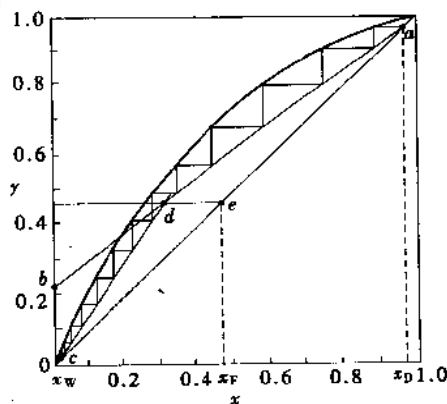
⑤自点 a 开始在平衡线和精馏段操作线间绘梯级, 当梯级跨过点 d 后, 改为在平衡线和提馏段操作线间绘梯级, 直到梯级达到或跨过点 c 为止。

图解结果：

理论板数 $N_T = 9$ (不包括再沸器), 进料板位置从上往下第 4 层。



例 7-6 附图 1



例 7-6 附图 2

(2)原料为饱和蒸气

图解方法同前。在饱和蒸气进料时,其 $q = 0$, 则 q 线的斜率为

$$\frac{q}{q-1} = \frac{0}{0-1} = 0$$

图解结果见本例附图 2。

理论板数为

$N_T = 12$ (不包括再沸器), 进料位置为从上往下第 6 层。

从上述结果比较可知, 为完成同样的分离任务, 冷液体进料所需的理论板数小于饱和蒸气进料所需的理论板数。一般而言, 进料温度越低, q 值越大, 提馏段操作线的斜率越小, 则提馏段操作线离对角线越远, 所需的理论板数越少。

11. 何谓全回流? 全回流操作有何特点和实际意义?

答: 精馏塔塔顶上升蒸气经全凝器冷凝后, 冷凝液全部回流至塔内, 称为全回流。全回流时回流比为无限大。

在全回流下, 精馏段操作线的截距 $\left(\frac{x_D}{R+1}\right)$ 为零, 斜率 $(R/(R+1))$ 为 1。此时, 在 $x-y$ 图上, 精馏段操作线及提馏段操作线与对角线重合, 全塔无精馏段和提馏段之区分。

回流比越大, 完成一定分离任务所需的理论板数越少。当回流比为无限大时, 两操作线与对角线重合, 此时操作线距平衡线最远, 气液两相间传质推动力最大, 因此所需的理论板数为最少, 以 N_{\min} 表示。

N_{\min} 可在 $x-y$ 图上于平衡线和对角线间绘梯级求得; 同样也可用平衡方程和对角线方程逐板计算得到。用上两方程经推导可得到求算 N_{\min} 的解析式, 称为芬斯克方程, 即

$$N_{\min} = \frac{\lg \left[\left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) \left(\frac{1-x_W}{x_W} \right) \right]}{\lg \alpha_m} - 1 \quad (7-28)$$

通常, 在全回流下精馏塔无生产能力, 对正常生产无实际意义。全回流操作主要应用于以下两种情况:

① 精馏塔的开工阶段, 开工时采用全回流操作, 既可减小精馏塔的稳定时间, 又可降低不合格产品的采出量。

② 精馏塔的实验研究, 如塔板效率的测定、塔填料性能的测定等。其特点是设备简单、操作方便。

12. 什么是最小回流比? 如何计算?

答: 如图 7-11 所示, 对一定的分离任务, 若回流比减小, 精馏段操作线截距增大, 两操作线的位置向平衡线靠近, 气液两相间传质推动力减小, 故所需理论板数增多。当回流比减小到某一数值, 两操作线的交点 d 落在平衡曲线上, 在点 d 前后各板之间的气液相组成基本上不发生变化, 即没有增浓作用, 此时所需理论板数为无限多, 点 d 称为夹紧点, d 点附近的区域为夹紧区。因此对特定的分离任务和要求, 需要无限多理论板数时的回流比, 定义为最小回流比, 以 R_{\min} 表示。当回流比较 R_{\min} 还要低时, 操作线和 q 线的交点 d' 落在平衡曲线之外, 精馏操作无法完成指定的分离任务。

应予指出, 最小回流比是对一定的原料液为达到一定分离程度所需回流比的最低限度, 实际回流比应大于最小回流比。讨论最小回流比的意义在于可由其确定适宜的操作回流比。

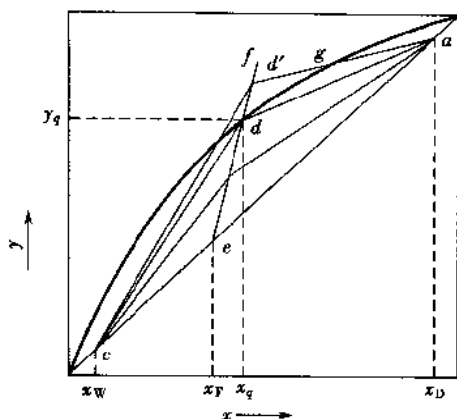


图 7-11 最小回流的确定

R_{\min} 通常采用作图法求得。依据平衡曲线的形状,可分为以下两种情况。

(1) 正常平衡曲线

若平衡曲线无下凹部分,夹紧点出现在两操作线与平衡线的交点,如图 7-11 所示。此时由精馏段操作线斜率可得

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{x_D - y_q}{x_D - x_q} \quad (7-29)$$

整理上式,可得

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} \quad (7-30)$$

式中 x_q, y_q 为平衡线和 q 线交点坐标。

(2) 不正常平衡曲线

若平衡线为不正常曲线(有下凹部分),夹紧点可能在两操作线与平衡线交点前出现,如图 7-12 所示。在该图(a)中,夹紧点 g 出现在精馏段操作线与平衡线相切的位置,此时 R_{\min} 的求法是,由点 a 向平衡线作切线,再由切线的斜率求得 R_{\min} 。在该图(b)中,夹紧点 g 出现在提馏段操作线与平衡线相切的位置,此时 R_{\min} 的求法是,由点 c 向平衡线作切线,该切线与 q 线交于点 d ,连接 ad 作出精馏段操作线,再由精馏段操作线的斜率求得 R_{\min} 。

13. 怎样确定适宜回流比?

答:适宜回流比是指精馏操作费和设备投资费之和为最低时的回流比,一般应通过经济衡算决定。

精馏操作费主要包括加热介质消耗量、冷却介质消耗量及动力消耗等费用,当回流比增大时,这些费用将增加,即回流比与操作费成正比关系。

精馏设备费主要包括精馏塔、再沸器和冷凝器等设备的制造费和折旧费。当回流比为最小回流比时,设备费(主要是精馏塔)为无限大;当回流比 R 稍大于 R_{\min} 时,设备费随之减少;但当回流增大至某一值后,设备费反而增加。

在精馏设计中,一般不进行经济衡算,常采用经验值。适宜回流比范围可取为

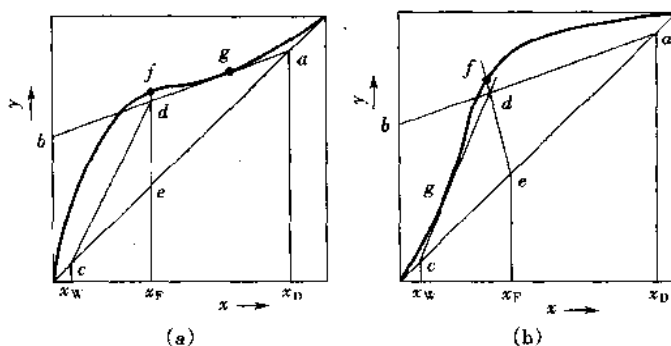


图 7-12 不正常平衡曲线的 R_{\min} 的确定

$$R \approx (1.1 \sim 2) R_{\min} \quad (7-31)$$

上式中最小回流比的倍数由设计者选定,对难分离物系宜取高限,从耗能角度考虑宜取低限。

应予指出,在精馏操作中,回流比是重要的调控参数,其值与产品质量及生产能力密切相关。

【例 7-7】 在常压连续精馏塔中分离含苯 0.45(摩尔分数,下同)的苯—甲苯混合液。要求馏出液组成为 0.97,釜残液组成为 0.03。操作条件下物系的平均相对挥发度为 2.48。试分别计算以下两种进料热状况下的最小回流比:

(1) 饱和液体进料;

(2) 饱和蒸气进料。

解:(1) 饱和液体进料

最小回流比计算公式:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q}$$

因饱和液体进料, $x_q = x_F = 0.45$

由气液平衡方程:

$$y_q = \frac{\alpha x_q}{1 + (\alpha - 1)x_q} = \frac{2.48 \times 0.45}{1 + (2.48 - 1) \times 0.45} = 0.67$$

$$\text{故 } R_{\min} = \frac{0.97 - 0.67}{0.67 - 0.45} = 1.36$$

(2) 饱和蒸气进料

因饱和蒸气进料, $y_q = x_F = 0.45$

由气液平衡方程:

$$x_q = \frac{y_q}{\alpha - (\alpha - 1)y_q} = \frac{0.45}{2.48 - (2.48 - 1) \times 0.45} = 0.248$$

$$\text{故 } R_{\min} = \frac{0.97 - 0.45}{0.45 - 0.248} = 2.57$$

计算结果表明,不同进料热状态下, R_{\min} 值是不相同的,一般热进料时的 R_{\min} 较冷进料时的 R_{\min} 为高。

在本例计算中,应注意不同进料热状况下 x_q 及 y_q 的求法。

【例 7-8】 用一连续精馏塔分离由组分 A、B 所组成的理想混合液。原料中含组分 A 为 0.45,馏出液中含组分 A 为 0.96(以上均为摩尔分数)。已知在操作条件下,溶液的平均相对挥发度为 2.3,最小回流比为 1.65。试说明原料液的进料热状态,并求出 q 值。

解:依最小回流比的定义知,平衡线和精馏段操作线的交点也必是 q 线和平衡线的交点。由平衡方程得

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2.3x}{1 + 1.3x} \quad (1)$$

由精馏段操作线方程得

$$y = \frac{R}{R+1} + \frac{x_D}{R+1} = \frac{R_{\min}}{R_{\min}+1}x + \frac{x_D}{R_{\min}+1} = \frac{1.65}{1.65+1}x + \frac{0.96}{1.65+1} = 0.623x + 0.362 \quad (2)$$

联立式(1)和式(2),解得

$$x_q = 0.391 \quad y_q = 0.605$$

因 $x_q < x_F$, $y_q > x_F$, 故原料液的进料热状况为气液混合物。

由 q 线方程得

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1}$$

$$\text{即} \quad 0.605 = \frac{q}{q-1} \times 0.391 - \frac{0.45}{q-1}$$

解得 $q = 0.724$

本例计算中应注意最小回流比与精馏段操作线、 q 线和平衡线间的关系。

[例 7-9] 在一连续精馏塔内分离某两组分理想混合液。已知进料组成为 0.5 (摩尔分数,下同),釜残液组成为 0.05;塔顶采用全凝器,操作回流比为最小回流比的 1.777 倍;操作条件下物系的平均相对挥发度为 2.303;精馏段操作线方程为 $y = 0.72x + 0.275$ 。试求:

(1)塔顶易挥发组分的回收率 η_D ;

(2)进料热状况参数 q ;

(3)理论板数。

解:(1)塔顶易挥发组回收率 η_D

$$\eta_D = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\%$$

先求馏出液组成 x_D :由精馏段方程可知

$$\frac{R}{R+1} = 0.72$$

$$\frac{x_D}{R+1} = 0.275$$

联立上二式,可得

$$R = 2.571 \quad x_D = 0.982$$

再求馏出率 $\frac{D}{F}$:由总物料衡算知

$$F = D + W$$

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W$$

联立上二式,可得

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = \frac{0.5 - 0.05}{0.982 - 0.05} = 0.4828$$

$$\text{则} \quad \eta_D = \frac{0.4828 \times 0.982}{0.5} \times 100\% = 94.82\%$$

(2)进料热状况参数 q

由题给条件 $R = 1.777R_{\min}$, 可得

$$R_{\min} = \frac{R}{1.777} = \frac{2.571}{1.777} = 1.447$$

由 R_{\min} 计算式知

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.982 - y_q}{y_q - x_q} = 1.447 \quad (1)$$

由气液平衡方程知

$$y_q = \frac{\alpha x_q}{1 + (\alpha - 1)x_q} = \frac{2.303 x_q}{1 + 1.303 x_q} \quad (2)$$

联立上二式,可得

$$x_q = 0.5 = x_F$$

因 $x_q = x_F$, 故可知进料为饱和液体, 即进料热状况参数 $q = 1$ 。

(3) 理论板数

气液平衡方程为

$$y = \frac{2.303 x}{1 + 1.303 x}$$

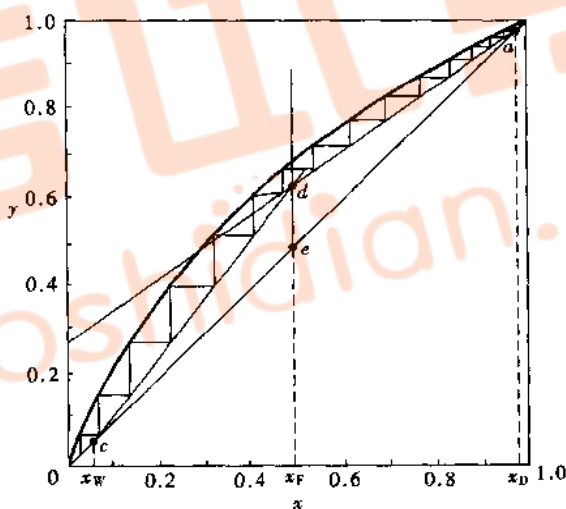
给定一系列 x 值, 依上式可计算出与之平衡的 y 值, 计算结果如下:

x	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
y	0	0.204	0.365	0.497	0.606	0.697	0.776	0.843	0.902	0.954	1.0

将以上数据绘成 $x-y$ 图, 用图解法求理论板数, 图解过程见本例附图。图解结果为

理论板数 $N_T = 15$ (包括再沸器)

进料板位置 $N_F = 9$



例 7-9 附图

1-7-5 间歇精馏

1. 间歇精馏有何特点?

答: 间歇精馏有以下特点:

① 间歇精馏为非定态过程。在精馏过程中, 釜残液及塔中各处的组成、温度均随时间而

变,计算时应用微分衡算,因此计算较为复杂。

②间歇精馏塔只有精馏段。一般需要消耗较多的能量,而塔的生产强度较低。

③塔内存液量对精馏过程、产品的质量和产量都有较大的影响。间歇精馏往往采用填料塔,以减少塔中存液量。

2. 间歇精馏有哪些操作方式和应用场合?

答:间歇精馏的操作方式如下:

①恒回流比操作,在精馏过程中, R 恒定, x_D 和 x_W 不断下降。

②恒馏出液组成操作,在精馏过程中,因 x_W 不断下降,为保持 x_D 不变,必须不断地加大 R 。

③组合式操作,例如操作初期采用恒馏出液组成操作,后期采用恒回流比操作等。

间歇精馏适用于以下场合:

①精馏的原料液是分批生产得到的,这时分离过程也要分批进行。

②多组分混合液的初步分离,要求获得不同馏分(组成范围)的产品,也可采用间歇精馏。

③处理量较少,且原料的品种、组成及分离程度经常变化,采用间歇精馏,更为灵活方便。

1-7-6 板式塔

1. 塔式板分几种类型? 各有何特点? 评价塔板性能的指标是什么?

答:塔板可分为有降液管式塔板(或称溢流式塔板)及无降液管式塔板(或称穿流式塔板)两类,如图 7-13 所示。

在有降液管式塔板上,气液两相呈错流方式接触,这种塔板的效率较高,且具有较大的操作弹性,使用较为广泛。在无降液管式塔板上,气液两相呈逆流方式接触,这种塔板的板面利用率高,处理能力大,结构简单,但它的效率较低,操作弹性较小,工业上应用较少。

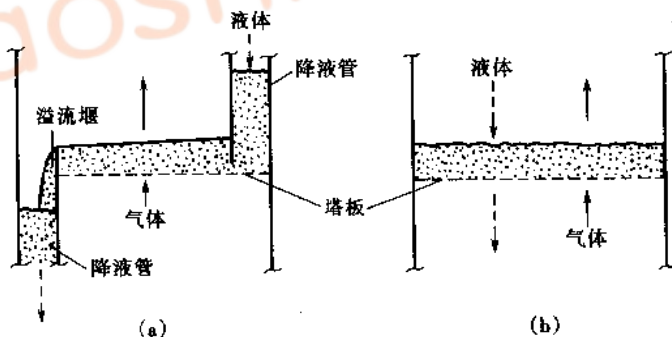


图 7-13 塔板的类型

(a)有降液管式塔板 (b)无降液管式塔板

评价塔设备性能的主要指标为:生产能力、塔板效率、塔板压力降、操作弹性。这些指标与塔板结构及塔内气液两相流体的流动状况密切相关,而且塔的操作能否正常进行也与塔内流

体力学状况有关。

2. 板式塔的流体力学性能有哪些？对精馏过程有何影响？

答：板式塔的流体力学性能主要包括：塔板压强降、液泛、雾沫夹带及漏液等。

(1) 塔板压强降

气体通过塔板的压强降是影响板式塔操作性能的重要因素。各层塔板压强降的大小直接影响塔釜的操作压强。若塔板的压强降过大，精馏塔釜压增高。特别对真空精馏操作，塔板压强降成为主要控制指标。同时，塔板压强降愈大，精馏过程能量消耗也愈多。

然而，从另一角度分析，对精馏过程，若塔板压降增大，一般塔板效率也增高；又若板上液层增加，即气液接触时间增长，也将使板效率增高。可见塔板压强降与塔板效率相互制约和影响，因此在进行塔板设计时，应综合考虑板效率和压强降的要求。

(2) 液泛（淹塔）

通常，在精馏塔内液相靠重力作用自上而下通过降液管而逐板流动，可见液体是从低压部位流向高压部位，因此要求降液管中液面必须有足够的高度，以克服两板间的压力降而流动。若气、液两相之一的流量增大时，致使降液管内液体不能顺利下流，管内液位升高到塔板上溢流堰的顶部，于是两板间的液体相连通，导致塔内积液，这种现象称为液泛（又称淹塔）。此时塔的压力降急剧增高，塔的正常操作被破坏。

液泛时的空塔气速称为液泛速度，为塔操作的极限速度。

当液体流量过大时，降液管的截面不足以使液体通过，降液管内液面升高，也会发生液泛现象。

影响液泛速度的因素除了气、液两相流量及其物理性质外，塔板结构尤其是板间距也是重要参数。在塔设计中采用较大的板间距，可提高液泛速度。

(3) 雾沫夹带

当气流穿过塔板上液层时，将板上的液体带入上一层塔板的现象称为雾沫夹带。雾沫的生成可增大气液接触面积，但过量的雾沫夹带不仅造成液相在塔板间的返混，致使塔板效率下降，而且严重时将导致夹带液泛。因此为了保持塔的正常操作状态，应将雾沫夹带控制在一定限度内，通常规定 1 kg 上升气体中夹带到上一层塔板的液体量不超过 0.1 kg ，即雾沫夹带量 $e_v < 0.1 \text{ kg(液)}/1 \text{ kg(气)}$ 。

影响雾沫夹带的因素很多，其中主要的是空塔气速和板间距。若空塔气速增大，则 e_v 将增大；若板间距增大，则 e_v 将减少。

(4) 漏液

对于板面上具有通气孔的塔板，如浮阀板和筛板，当气流速度降低时，气体通过小孔的动压头可能不足以阻止板上液体经孔道下流，这样便会出现漏液现象。发生漏液时，将影响塔板上气液相间的充分接触，使塔板效率降低。严重的漏液使塔板上不存在液层，因而无法操作。为保持塔的正常操作，一般规定漏液量应低于液体流量的10%。当漏液量为10%的液体流量时，相应的气体速度称为漏液速度，是塔正常操作的下限气速。

发生漏液的主要原因是气速过小及因板面上液面落差所引起的气流分布不均，即往往在塔板液体入口处的厚液层区域发生漏液，所以常在塔板液体入口处附近狭小区域内不开小孔，该区域称为安定区。

3. 什么是塔板负荷性能图？对精馏塔设计和操作有何指导意义？

答：塔板的负荷性能示意图如图 7-14 所示，常由五条线组成。它是对一定的物系和塔板各种极限条件下的气、液负荷关系线。下面介绍五条线的意义。

(1) 漏液线

图中线 1 为漏液线，又称为气相负荷下限线。若操作的气相负荷低于此线，将发生严重的漏液，使气液两相不能充分接触，导致板效率下降。

(2) 雾沫夹带线

图中线 2 为雾沫夹带线。当气、液负荷超过此线时，会引起过量的雾沫夹带，使板效率急剧下降。

(3) 液相负荷下限线

图中线 3 为液相负荷下限线。若液相负荷低于此线，将使板上液流不能均匀分布，使气液接触不良，导致板效率下降。

(4) 液相负荷上限线

图中线 4 为液相负荷上限线。当液相负荷超过此线时，表明液体在降液管内停留时间过短，进入降液管中的气泡来不及与液相分离即被带入下层塔板，造成气相返混，使板效率下降。

(5) 液泛线

图中线 5 为液泛线。若气、液负荷超过此线，塔内将发生液泛现象，使塔不能正常操作。

上述诸线所包围的区域，便是塔的适宜操作范围。操作时的气相流量 V 与液相流量 L 在负荷性能图上的坐标点称为操作点。操作点位于操作区内的适中位置，可望获得稳定良好的操作效果，如果操作点紧靠某一条边界线，则当负荷稍有波动时，便会破坏塔的正常操作。

应予指出，当物系一定时，负荷性能图的各项曲线的位置随塔板结构及尺寸而变。因此，在设计塔板时，依据操作点的位置，适当调整塔板结构参数，可以改进负荷性能图，满足生产中操作弹性的要求。例如增大塔径或增大板间距可使液泛线上移；增加降液管面积可使液相上限线右移；减少塔板开孔率可使漏液线下移等。

由此可见，负荷性能图可用来检验塔的结构设计是否合理，并对了解塔的操作状况及如何改进塔板操作性能等都具有一定的指导意义。

4. 什么是总板效率？影响板效率的因素有哪些？

答：总板效率 E_T 又称全塔效率，是指在一定分离程度下所需的理论板数 N_T 和实际板数 N_p 之比值，即

$$E_T = \frac{N_T}{N_p} \times 100\% \quad (7-32)$$

全塔效率反映塔中各层板的平均效率，其值恒小于 100%。 E_T 可用经验或半经验公式计算。

影响塔板效率的因素很多，可归纳为以下三个方面：

① 物系性质，主要因素有流体密度、粘度、扩散系数、表面张力等；

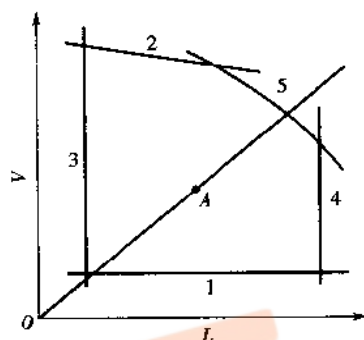


图 7-14 塔板负荷性能图

②操作参数,主要参数有气液流量、温度及压强等;

③塔板类型及结构尺寸,主要包括塔径、板间距、开孔率及堰高等。

5. 什么是单板效率? 如何表达?

答:单板效率又称默弗里板效率,它是气相或液相通过一层实际板后组成变化与其通过一层理论板后组成变化之比值。单板效率可以气相表示,也可以液相表示,对第 n 层塔板则有

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (7-33)$$

$$E_{ML} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*} \quad (7-34)$$

单板效率可通过实验测定。

[例 7-10] 在连续操作的板式精馏塔中分离两组分理想溶液。在全回流下测得塔中相邻两层塔板下降液相组成分别为 0.36 和 0.25 (均为摩尔分数),试求其中下一层塔板的单板效率(以气相表示)。在本例题条件下,气液平衡方程为

$$y = 1.26x + 0.08$$

解:以气相表示的单板效率为

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

依据已知条件,可得

$$x_n = 0.25 \quad x_{n-1} = 0.36$$

在全回流下操作方程为

$$y_{n+1} = x_n = 0.25$$

$$\text{和} \quad y_n = x_{n-1} = 0.36$$

由气液平衡可得

$$y_n^* = 1.26 \times 0.25 + 0.08 = 0.395$$

$$\text{则} \quad E_{MV} = \frac{0.36 - 0.25}{0.395 - 0.25} = 0.759$$

[例 7-11] 在常压精馏塔内分离两组分理想溶液。已知进料组成为 0.5 (摩尔分数,下同),馏出液组成为 0.98;进料为泡点进料;塔顶采用全凝器,泡点回流,操作回流比为最小回流比的 1.8 倍。在本题范围内,气液平衡方程可表示为 $y = 0.58x + 0.43$;气相默弗里板效率为 0.5。试求从塔顶往下第一层板下降的液相组成。

解:由气相表示的默弗里板效率定义,第一层板的板效率为

$$E_{MV1} = \frac{y_1 - y_2}{y_1^* - y_2} = 0.5$$

因塔顶为全凝器,故 $y_1 = x_D = 0.98$

$$\text{即} \quad \frac{0.98 - y_2}{y_1^* - y_2} = 0.5 \quad (1)$$

由气液平衡方程可得

$$y_1^* = 0.58x_1 + 0.43 \quad (2)$$

精馏段操作线方程为

$$y_2 = \frac{R}{R+1}x_1 + \frac{x_D}{R+1}$$

其中 $R = 1.8 R_{\min}$

最小回流比可由下式得

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q}$$

因泡点进料,故 $x_q = x_F = 0.5$

y_q 由气液平衡方程求得

$$y_q = 0.58 \times 0.5 + 0.43 = 0.72$$

故 $R_{\min} = \frac{0.98 - 0.72}{0.72 - 0.5} = 1.182$

$$R = 1.8 \times 1.182 = 2.128$$

精馏段操作线方程为

$$y_2 = \frac{2.128}{2.128 + 1} x_1 + \frac{0.98}{2.128 + 1} = 0.68x_1 + 0.313 \quad (3)$$

将式(2)、(3)代入(1)可得

$$\frac{0.98 - (0.68x_1 + 0.313)}{(0.58x_1 + 0.43) - (0.68x_1 + 0.313)} = 0.5$$

解得从第一层板下降的液相组成为

$$x_1 = 0.966$$

本章复习要点

对特定的分离任务,确定理论板数是本章的核心。对两组分精馏,通常采用梯级图解法求理论板数,该法概念清晰,便于分析工程问题。本章复习要点如下。

一、两组分理想溶液的气液平衡

(一)气液平衡相图

(1)温度—组成($t-x-y$)图

- ① $t-x-y$ 图的构造、特点。
- ② 泡点和露点的概念。
- ③ $t-x-y$ 图的作用:精馏分离原理的分析。

(2)气—液相组成($x-y$)图

- ① $x-y$ 图的构造:平衡线和对角线的含义,平衡线上任一确定点的含义。
- ② $x-y$ 图的作用:图解法求理论级数。

(二)气液平衡方程

(1)拉乌尔定律

- ① 拉乌尔定律表达式: $p_A = p_A^\circ x_A$ 。
- ② 由拉乌尔定律导出的相关公式:

$$x_A = \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ}$$

$$y_A = \frac{p_A^\circ}{P} x_A$$

- ③ 拉乌尔定律的应用:计算泡点温度、露点温度及平衡的气液相组成。

(2)以相对挥发度表示的气液平衡方程

①挥发度的概念及定义式。

②相对挥发度概念及定义式。对于理想溶液:

$$\alpha = \frac{p_A}{p_B}$$

③气液平衡方程的表达式:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

相对挥发度 α 是分离难易程度的判据。

二、精馏原理与流程

(一)精馏原理

①多次部分气化和部分冷凝结合 $t-x-y$ 图分析。

②回流(塔顶液相回流和塔底气相回流)的作用:回流是保证精馏连续定态操作的必要条件。

(二)精馏流程

连续精馏操作的流程和主要设备及其作用。

三、两组分连续精馏的计算

(一)计算的基本假定

①理论板的概念。

②恒摩尔流概念及其假定成立的条件。

(二)物料衡算与操作线方程

(1)回收率的定义式

(2)全塔物料衡算方程

$$F = D + W$$

$$F x_F = D x_D + W x_W$$

联立以上方程(或回收率)求解相关物理量。注意若未给出原料液流量,计算时可假设基准,如 $F = 100 \text{ kmol/h}$ 为基准。

(3)操作线方程和操作线

①两段操作线的表达式:

$$\text{精馏段 } y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D$$

$$\text{或 } y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

$$\text{提馏段 } y'_{m+1} = \frac{L'}{L' - W} x'_m - \frac{W}{L' - W} x_W$$

②两段操作线的含义和操作线的作法。

③回流比的定义式: $R = L/D$ 。

(三)进料热状况的影响

①进料热状况参数的定义及计算:

$$q = \frac{I_V - I_F}{I_V - I_L}$$

②不同进料热状况下 q 值范围:如饱和液体进料 $q = 1$,饱和蒸气进料 $q = 0$ 等。

③进料热状况对两段负荷的影响:

$$V' = V + (q - 1)F$$

$$L' = L + qF$$

④进料方程(q 线方程):

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1}$$

注意 q 线的含义和作法。不同进料热状况对操作线的影响。

(四)理论板数的求法

(1)逐板计算法

(2)图解法

上述二法求解理论板数的原理和步骤。由图解过程分析影响精馏操作的因素。

(五)回流比的影响及选择

(1)全回流和最小理论板数

①全回流下操作线方程和操作线:

$$y_{n+1} = x_n$$

操作线与对角线重合。

②全回流操作用途。

③最小理论板数求法。

(2)最小回流比 R_{\min}

①最小回流比的定义。

②最小回流比的求法:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q}$$

注意式中 x_q 和 y_q 的求法,对饱和液体进料, $x_q = x_F$,对饱和蒸气进料 $y_q = x_F$ 。

(3)适宜回流比 R

①取经验值 $R = (1.1 \sim 2) R_{\min}$ 。

②分析 R 对精馏设计和操作的影响。

四、板式塔

(一)板式塔的结构和塔板类型

了解板式塔的基本结构;了解筛板和浮阀塔板的构造和优缺点。

(二)板式塔流体力学性能

①流体力学性能:包括塔板压降、漏液、液泛、雾沫夹带及液面落差等。

②负荷性能图:板式塔负荷性能图的构成及对操作的分析。

(三)塔板效率

(1)总板效率

$$E_T = \frac{N_T}{N_P} \times 100\%$$

(2) 单板效率

气相表示 $E_{MV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$

液相表示 $E_{ML} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1}^* - x_n}$

由已知组成和相关方程(操作线方程和气液平衡方程)计算单板效率或反之。

(3) 影响板效率的因素分析

[例 7-12] 在连续精馏塔中分离两组分理想溶液, 原料液流量为 100 kmol/h, 组成为 0.3(摩尔分数), 其精馏段操作线和提馏段操作线分别为

$$y = 0.714x + 0.257$$

和 $y = 1.686x - 0.0343$

试求: (1) 馏出液组成和釜残液组成;

(2) 精馏段下降液体流量, kmol/h;

(3) 进料热状况参数 q 。

解: (1) 馏出液组成和釜残液组成

馏出液组成可由精馏段操作线方程与对角线方程联立求得

$$x_D = \frac{0.257}{1 - 0.714} = 0.899$$

釜残液组成可由提馏段操作线方程与对角线方程联立求得

$$x_W = \frac{0.0343}{1.686 - 1} = 0.05$$

(2) 精馏段下降液体流量

$$L = RD$$

回流比 R 由精馏段操作线斜率求得

$$\frac{R}{R+1} = 0.714$$

故 $R = 2.5$

馏出液流量由全塔物料衡算求得

$$D + W = F = 100$$

$$0.899D + 0.05W = 100 \times 0.3$$

解得 $D = 29.5 \text{ kmol/h}$

$$W = 70.5 \text{ kmol/h}$$

故 $L = 2.5 \times 29.5 = 73.8 \text{ kmol/h}$

(3) 进料热状况参数 q

q 线方程为

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} = \frac{q}{q-1}x - \frac{0.3}{q-1}$$

上式中的 x, y 可由两操作线方程联解求得

$$0.714x + 0.257 = 1.686x - 0.0343$$

得 $x = 0.3$

将 x 值代入操作线方程, 可得

$$y = 0.714 \times 0.3 + 0.257 = 0.471$$

将 x, y 值代入 q 线方程, 可得

$q = 1$ (泡点进料)

分析:通过该题应掌握操作线方程和 q 线方程中各项的含义,并应了解操作线、 q 线和对角线间的关系。

【例 7-13】在常压连续精馏塔中分离两组分理想溶液,物系的平均相对挥发度为 2.0。馏出液组成为 0.95 (摩尔分数,下同),釜残液组成为 0.05。釜残液流量为 150 kmol/h,回流比为最小回流比的 1.3 倍,且已知进料方程为 $y = 6x - 1.5$ 。试求提馏段操作线方程。

解:先由进料方程求得 q 和 x_F ,然后求 R_{min} 和 R ,并通过物料衡算求得 F ,最后即可写出提馏段操作线方程。

由 q 线方程知

$$\frac{q}{q-1} = 6$$

解得 $q = 1.2$ (冷液体进料)

$$\frac{x_F}{q-1} = 1.5$$

解得 $x_F = 0.3$

由 q 线方程 $y = 6x - 1.5$ 和气液平衡方程 $y = \frac{2x}{1+x}$ 联立,可求得 q 线和平衡线交点坐标:

$$x_q = 0.333 \quad y_q = 0.50$$

最小回流比为

$$R_{min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.95 - 0.5}{0.5 - 0.333} = 2.695$$

则 $R = 1.3 \times 2.695 = 3.5$

由全塔物料衡算知

$$F = D + W = D + 150$$

$$F \times 0.3 = 0.95D + 150 \times 0.05$$

解得 $D = 57.7$ kmol/h

$$F = 207.7$$
 kmol/h

$$L' = RD + qF = 3.5 \times 57.7 + 1.2 \times 207.7 = 451.2$$
 kmol/h

$$V' = (R+1)D - (1-q)F = 4.5 \times 57.7 + 0.2 \times 207.7 = 301.2$$
 kmol/h

提馏段操作线方程为

$$y'_{n+1} = \frac{L'}{V'} x'_n - \frac{W}{V'} x_w = \frac{451.2}{301.2} x'_n - \frac{150}{301.2} \times 0.05$$

即 $y'_{n+1} = 1.498 x'_n - 0.0249$

分析:本题要求掌握 q 线和提馏段操作线的含义,注意最小回流比的求法及精馏段和提馏段间气液流量的关系。

自 测 题

一、填空题

1. 蒸馏是分离_____的一种方法,蒸馏分离的依据是_____。
2. 气液两相呈平衡状态时,气液两相温度_____,但气相组成_____液相组成_____。
3. 气液两相组成相同时,则气相露点温度_____液相泡点温度。
4. 在精馏过程中,增大操作压强,则物系的相对挥发度_____,塔顶温度_____,塔釜温度_____,对分离过程_____。

5. 两组分溶液的相对挥发度是指溶液中_____的挥发度对_____的挥发度的比值, $\alpha = 1$ 表示_____。
6. 所谓理论板是指该板的气液两相_____, 且塔板上_____。
7. 某两组分物系, 其相对挥发度 $\alpha = 3$, 对第 n 、 $n-1$ 两层理论板, 在全回流条件下, 已知 $x_n = 0.3$, 则 $y_{n-1} =$ _____。
8. 某精馏塔的精馏段操作线方程为 $y = 0.75x + 0.24$, 则该精馏塔的操作回流比为_____, 馏出液组成为_____。
9. 精馏塔的塔顶温度总是低于塔底温度, 其原因是_____和_____。
10. 在总压为 101.33 kPa、温度为 95 °C 下, 苯与甲苯的饱和蒸气分别为 $p_A^s = 155.7$ kPa, $p_B^s = 63.3$ kPa, 则平衡时苯的液相组成为 $x =$ _____, 气相组成为 $y =$ _____, 相对挥发度 $\alpha =$ _____。
11. 精馏塔有_____进料热状态, 其中_____进料 q 值最大, 进料温度 t_F _____ 泡点 t_b 。
12. 在操作的精馏塔中, 测得相邻两塔板的两相四个组成为 0.62、0.70、0.75、0.82, 则 $y_n =$ _____, $x_n =$ _____, $y_{n+1} =$ _____, $x_{n+1} =$ _____。
13. 对于不同的进料热状态, x_q 、 y_q 与 x_F 的关系为
 - (1) 冷液进料, x_q _____ x_F , y_q _____ x_F ;
 - (2) 饱和液体进料, x_q _____ x_F , y_q _____ x_F ;
 - (3) 气液混合物进料, x_q _____ x_F , y_q _____ x_F ;
 - (4) 饱和蒸气进料, x_q _____ x_F , y_q _____ x_F ;
 - (5) 过热蒸气进料, x_q _____ x_F , y_q _____ x_F 。
14. 某连续精馏塔中, 若精馏段操作线方程的截距等于零, 则: 回流比等于_____, 馏出液流量等于_____, 操作线方程为_____。
15. 板式塔的流体力学性能包括_____、_____、_____、_____。
16. 塔板负荷性能图由_____、_____、_____、_____、_____五条线组成, 五条线围成的区域为_____, 操作点应在_____。
17. 加大板间距, 则液泛线_____; 减少塔板开孔率, 则漏液线_____; 增加降液管面积, 则液相负荷上限线_____。
18. 塔板的操作弹性是指_____。

二、选择题

1. 精馏操作时, 增大回流比, 其他操作条件不变, 则精馏段液气比 $\frac{L}{V}$ (), 馏出液组成 x_D (), 釜残液组成 x_W ()。
 - A. 增加
 - B. 不变
 - C. 不确定
 - D. 减小
2. 精馏塔的设计中, 若进料热状态由原来的饱和蒸气进料改为饱和液体进料, 其他条件维持不变, 则所需理论板数 N (), L (), V (), L' (), V' ()。
 - A. 减小
 - B. 不变
 - C. 增加
 - D. 不确定
3. 对于饱和蒸气进料, 则 L' () L , V' () V 。
 - A. 等于
 - B. 小于
 - C. 大于
 - D. 不确定
4. 某减压操作的精馏塔, 若真空度加大, 而其他条件不变, 则塔釜残液组成 x_W (), 馏出液组成 x_D ()。
 - A. 减小
 - B. 不变
 - C. 增加
 - D. 不确定
5. 操作中的精馏塔, F 、 q 、 x_D 、 x_W 、 V' 不变, 减小 x_F , 则有 ()。
 - A. D 增大, R 减小
 - B. D 不变, R 增加
 - C. D 减小, R 增加
 - D. D 减小, R 不变

6. 操作中的精馏塔, 保持 F, x_F, q, R 不变, 增加 W , 则 $\frac{L}{V}$ (), V' ()。
- A. 不确定 B. 增加 C. 不变 D. 减小
7. 精馏操作时, 若 F, x_F, q, R 均不变, 而将塔顶产品量 D 增加, 则 L' (), V' ()。
- A. 增加 B. 不变 C. 减小 D. 不确定
8. 用某精馏塔分离二元混合物, 规定产品组成 x_D, x_W 。当进料为 x_{F1} 时, 相应的回流比为 R_1 ; 进料为 x_{F2} 时, 相应的回流比为 R_2 。若 $x_{F1} < x_{F2}$, 进料热状态不变, 则 ()。
- A. $R_1 < R_2$ B. $R_1 = R_2$ C. $R_1 > R_2$ D. 无法判断
9. 精馏塔设计中, 增大操作压强, 则相对挥发度 (), 塔顶温度 (), 塔釜温度 ()。
- A. 增大 B. 不变 C. 减小 D. 不确定
10. 精馏塔中由塔顶向下的第 $n-1, n, n+1$ 层塔板, 其气相组成关系为 ()。
- A. $y_{n+1} > y_n > y_{n-1}$ B. $y_{n+1} = y_n = y_{n-1}$ C. $y_{n+1} < y_n < y_{n-1}$ D. 不确定
11. 某二元混合物, 其中 A 为易挥发组分, 液相组成 $x_A = 0.4$, 相应的泡点温度为 t_1 , 气相组成 $y_A = 0.4$, 相应的露点温度为 t_2 , 则 ()。
- A. $t_1 < t_2$ B. $t_1 = t_2$ C. $t_1 > t_2$ D. 不能判断
12. 分离某二元混合物, 进料量为 100 kmol/h , $x_F = 0.6$, 要求馏出液组成 x_D 不小于 0.9 , 则塔顶最大产量为 ()。
- A. 60 kmol/h B. 66.7 kmol/h C. 90 kmol/h D. 不能确定
13. 下列塔板属于错流塔板的有 ()。
- A. 浮阀塔板 B. 穿流筛板 C. 泡罩塔板 D. 淋降栅板
14. 精馏塔设计中, 增加塔板开孔率, 可使漏液线 ()。
- A. 上移 B. 不动 C. 下移 D. 无法确定
15. 完成某分离任务需理论板数为 $N = 7$ (包括再沸器), 若 $E_r = 50\%$, 则塔内需实际板数为 ()。
- A. 14 层 B. 10 层 C. 12 层 D. 无法确定

三、计算题

1. 计算含苯 0.4 (摩尔分数) 的苯—甲苯混合液在压强 101.33 kPa 下的泡点温度。

苯(A)和甲苯(B)的饱和蒸气压数据如下:

温度, $^{\circ}\text{C}$	80.1	85	90	95	100	105	110.6
p_A^s, kPa	101.33	116.9	135.5	155.7	179.2	204.2	240.0
p_B^s, kPa	40.0	46.0	54.0	63.3	74.3	86.0	101.33

2. 试根据题 1 中的饱和蒸气压数据, 计算苯—甲苯混合液在 101.33 kPa 、 90°C 时的气液平衡组成。
3. 试根据题 1 中的饱和蒸气压数据, 计算苯—甲苯混合液在 $85 \sim 100^{\circ}\text{C}$ 下的平均相对挥发度。
4. 在连续精馏塔中分离含苯 0.4 (摩尔分数, 下同) 的苯—甲苯混合液, 要求馏出液组成为 0.95 , 苯的回收率不低于 90% , 试求:
- (1) 馏出液的采出率 D/F ;
- (2) 釜残液组成 x_W 。
5. 在连续精馏中分离二硫化碳(A)和四氯化碳混合液。原料液流量为 $10\,000 \text{ kg/h}$ 、组成为 0.3 (质量分数, 下同)。若要求釜残液组成不大于 0.05 , 二硫化碳回收率为 88% , 试求馏出液流量和组成, 分别以摩尔流量和摩尔分数表示。
6. 在连续精馏塔中分离某两组分混合液, 已知进料量为 100 kmol/h 、组成为 0.45 (摩尔分数, 下同), 饱和

液体进料;操作回流比为 2.6,馏出液组成为 0.96,釜残液组成为 0.02,试求:

- (1)易挥发组分的回收率;
- (2)精馏段操作线方程;
- (3)提馏段操作线方程。

7.在连续精馏塔中分离两组分理想溶液,原料液流量为 100 kmol/h,泡点进料。精馏段操作线方程和提馏段操作线方程分别为

$$y = 0.723x + 0.263$$

和 $y = 1.25x - 0.018$

试求精馏段和提馏段上升蒸气量。

8.在常压连续精馏塔中,分离含甲醇为 0.4(摩尔分数)的甲醇-水混合液。试求进料温度为 40 °C 时的热状况参数。已知进料泡点温度为 75.3 °C。操作条件下甲醇的气化热为 1 055 kJ/kg、比热容为 2.68 kJ/(kg·°C);水的气化热为 2 320 kJ/kg、比热容为 4.19 kJ/(kg·°C)。

9.在常压连续精馏塔中分离含苯 0.4(摩尔分数,下同)的苯-甲苯混合液。饱和液体进料,馏出液组成为 0.9,釜残液组成为 0.06。塔顶采用全凝器,泡点回流,操作回流比为最小回流比的 1.5 倍。在操作条件下,物系的平均相对挥发度为 2.47。试求理论板数和进料位置。

10.在连续精馏塔中,分离两组分理想溶液。已知原料组成为 0.3(摩尔分数,下同),泡点进料,馏出液组成为 0.9,釜残液组成为 0.05,操作回流比为 2.5,试写出精馏段操作线方程和提馏段操作线方程。

11.在连续精馏塔中分离两组分理想溶液,原料液组成为 0.35(摩尔分数,下同),馏出液组成为 0.95,回流比取为最小回流比的 1.3 倍,物系的平均相对挥发度为 2.0,试求以下两种进料情况下的操作回流比。

- (1)饱和蒸气进料;
- (2)饱和液体进料。

12.在常压连续精馏塔中分离理想两组分混合液,馏出液组成为 0.94(摩尔分数,下同),釜残液组成为 0.04,操作回流比为最小回流比的 1.2 倍,物系的平均相对挥发度为 2,进料方程为 $y = 6x - 1.5$ 。试求:

- (1)进料组成和进料热状况参数;
- (2)精馏段操作线方程。

13.在连续精馏塔中分离两组分理想溶液。塔顶采用全凝器,泡点回流。物系的平均相对挥发度为 3.0。实验测得塔顶第一层塔板的单板效率 $E_{M1} = 0.6$,且已知精馏塔操作线方程为 $y = 0.723x + 0.263$,试求离开塔顶第二层板的上升蒸气组成 y_2 。

14.在常压连续精馏塔中分离两组分理想溶液。实验测得馏出液组成为 0.95(摩尔分数,下同),回流比为 3.5,精馏段内某相邻两板的上升蒸气组成分别为 $y_n = 0.885$ 、 $y_{n+1} = 0.842$ 。已知物系的平均相对挥发度为 3,试求以气相组成表示的第 n 层板的单板效率。

15.在常压连续板式精馏塔中,分离两组分理想溶液。原料液流量为 50 kmol/h,组成为 0.3(摩尔分数,下同),泡点进料。馏出液组成为 0.95,釜残液组成为 0.05,操作回流比为 2.5,图解所需理论板数为 21(包括再沸器),全塔效率为 50%。空塔气速为 0.8 m/s,板间距为 0.4 m。全塔平均温度为 70 °C、平均压强为 103.3 kPa。试求:

- (1)塔的有效高度;
- (2)塔径。

1-8 液—液萃取

1-8-1 概述

1. 萃取操作的原理是什么？工业萃取包括哪几个基本过程？

答：萃取操作原理是将适当的溶剂（萃取剂）加到待分离的原溶液中，利用组分溶解度的差异使原溶液中组分在一定程度上分离。

若选用的萃取剂具有比较好的选择性，则萃取相内 A、B 两组分的组成比 y_A/y_B 必大于萃余相内 A、B 两组分的组成比 x_A/x_B ，即

$$\frac{y_A}{y_B} > \frac{x_A}{x_B}$$

工业萃取操作一般由图 8-1 所示的三个基本过程组成。

(1) 混合

将一定量的萃取剂加到待分离的混合液中，采取措施（如搅拌）使两相充分混合，以促进溶质组分 A 由原溶液向萃取剂中转移。

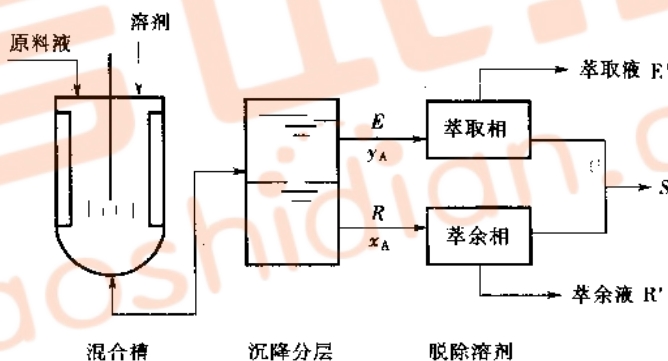


图 8-1 萃取操作示意图

(2) 分层

萃取操作完成后使两相进行沉降分层，以得到萃取相 E 和萃余相 R。

(3) 脱溶剂

为了得到产品 A（或 B）并回收溶剂 S，需对 E 相和 R 相脱除溶剂 S。脱溶剂后得到萃取液 E' 和萃余液 R'。

脱溶剂常用蒸馏方法，也可采用蒸发、结晶或化学方法。

2. 萃取分离具有什么特点？

答：萃取分离有如下特点。

①萃取是通过向混合液中加入萃取剂而建立两相体系的,所选用的萃取剂和混合液中的稀释剂(原溶剂)只能部分互溶或完全不互溶。

②萃取和吸收一样是一种过渡操作,得到萃取相需进一步分离才能获得较纯的溶质。

③萃取操作在常温下进行,特别适用于热敏性物料的分离,因而在食品、制药、生物制品等生产中得到广泛应用。同时,萃取分离还显示出节能的优点。

④液—液萃取至少涉及三个组分,三元体系的相平衡关系常用三角形相图来表示。当萃取剂 S 与稀释剂 B 完全不互溶时,可仿照吸收中用数学方程来表达相平衡关系。

3. 在什么情况下采用萃取分离方法可获得良好的技术经济效益?

答:从技术经济上考虑,下列情况下采用萃取分离方法是适宜的。

①混合液中组分的相对挥发度接近于“1”或者形成恒沸混合物,例如芳烃与脂肪烃的分离,用一般蒸馏方法不能实现分离或所需理论板数相当多,很不经济。

②溶质组分在混合液中含量很低且为难挥发组分,采用蒸馏方法需将大量稀释剂气化,热能消耗很大。

③混合液中有热敏性组分,采用萃取方法可避免物料受热破坏。

萃取过程的经济性还和萃取剂的选择有密切关系。

1-8-2 三元体系的液—液相平衡

1. 三元体系的相平衡关系都有哪几种表达方法?

答:根据组分 B 、 S 互溶度的不同而采用不同的表达方式。对 B 、 S 部分互溶体系,常用三角形相图;当 B 、 S 完全不互溶时,则可仿照吸收中相平衡关系式的方法。

(1) 相平衡关系在三角形相图上的表示

根据组分间的互溶性,三元体系可分为三种情况,即

①溶质完全溶于稀释剂 B 及萃取剂 S 中,但 B 与 S 不互溶。

②溶质 A 可完全溶解于组分 B 及 S 中,但 B 与 S 为一对部分互溶组分。

③组分 A 、 B 可完全互溶,但 B 、 S 及 A 、 S 为两对部分互溶组分。

通常,①、②两种情况在萃取中较为常见,并称之为 I 类物系,是本节讨论重点。

往双组分 A 和 B 的原料液中加入适量的萃取剂 S ,经过充分的接触和静置后,便得到两个平衡的液层,其组成如图 8-2 中的 E 和 R 所示,此两个液层称为共轭相。若改变萃取剂 S 的用量,则将得到新的共轭相。将代表各平衡液层组成坐标点联结起来,便得到实验温度下该三元物系的溶解度曲线 $CRPED$,若 B 、 S 完全不互溶,则点 C 与 D 分别与三角形的顶点 B 及 S 重合。

溶解度曲线将三角形分为两个区域,曲线以内的区域为两相区,以外的区域为均相区或单相区。萃取操作只能在两相区内进行。

连接共轭液相组成坐标的直线 RE 称为联结线。一定温度下,同一物系的联结线倾斜方向一般是一致的,各联结线互不平行;也有少数物系联结线的倾斜方向会发生改变。

影响溶解度曲线形状和两相区面积大小的因素如下:在相同温度下,不同物系具有不同形

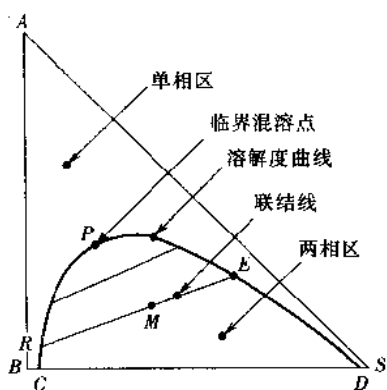


图 8-2 溶解度曲线与联结线

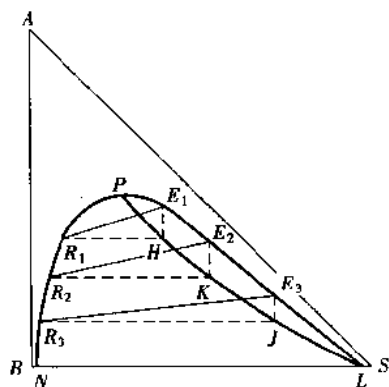


图 8-3 辅助曲线与临界混溶点

状的溶解度曲线;同一物系,温度不同,两相区面积的大小将随之改变。通常,温度升高,组分间的互溶度加大,两相区面积变小。适当降低操作温度,对萃取分离是有利的。

辅助曲线又称共轭曲线,借助它可由某一相组成求得共轭相组成。辅助曲线的作法如图 8-3 所示,通过已知点 R_1 、 R_2 、 R_3 等分别作 BS 边的平行线,再通过相应联结线的另一端点 E_1 、 E_2 、 E_3 等分别作 AB 边的平行线,各线分别交于点 H 、 K 、 J 等,联结这些点所得平滑曲线 $HKJL$ 即为辅助曲线。

辅助曲线与溶解度曲线的交点 P ,表明通过该点的联结线为无限短,相当于这一系统的临界状态,故称点 P 为临界混溶点(又称褶点)。

一定温度下,三元物系的溶解度曲线、联结线、辅助曲线及临界混溶点的数据都是由实验测得,也可从手册或有关专著中查得。

(2) 相平衡关系在直角坐标图上表示一分配系数与分配曲线

①分配系数:在一定温度下,溶质组分 A 在平衡的 E 相与 R 相中的组成之比称为分配系数,以 k_A 表示,即

$$k_A = \frac{\text{组分 } A \text{ 在 } E \text{ 相中的组成}}{\text{组分 } A \text{ 在 } R \text{ 相中的组成}} = \frac{y_A}{x_A} \quad (8-1)$$

同样,对于组分 B 也可写出相应的分配系数表达式,即

$$k_B = \frac{y_B}{x_B} \quad (8-1a)$$

显然, k_A 值愈大,萃取分离的效果愈好。

②分配曲线:溶质 A 在互为平衡的两液层中的组成,可仿照蒸馏和吸收中的方法,在直角坐标图上用分配曲线表示,如图 8-4 所示。

由于分配曲线上任一点表达了平衡的 E 、 R 两相中的组成关系,故可由分配曲线的某一点求得三角形相图中相应的联结线 ER 。

(3) 组分 B 、 S 完全不互溶时的相平衡关系

在操作条件下,若 B 、 S 可视为完全不互溶,且以质量比表示相组成的分配系数为常数时,则式 8-1 可改写为如下形式,即

$$Y = KX \quad (8-1b)$$

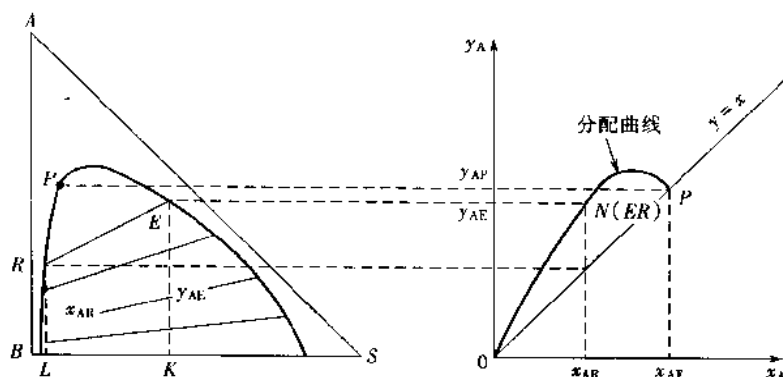


图 8-4 有一对组分部分互溶时的分配曲线

此情况下,相平衡关系不必用三角形相图表示,直接用平衡关系式描述。

对于组分 B、S 完全不互溶物系,分配曲线在 $X-Y$ 坐标图上绘制更为方便。

2. 杠杆规则在萃取中如何应用?

答:杠杆规则是物料衡算的图解方法,对萃取的物料衡算提供了方便。如两股物料的混合和分离,利用杠杆规则作定量计算很方便。

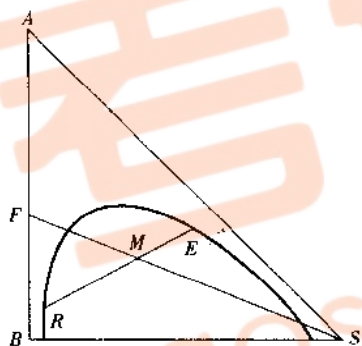


图 8-5 杠杆规则的应用

将 R kg 的 R 相与 E kg 的 E 相相混合,便得到总组成为 x_M 的 M kg 混合液,如图 8-5 所示。反之,在分层区内,任一点 M 所代表的混合液可分为两个液层 R 、 E 。 M 点称为和点, R 点和 E 点称为差点。混合液 M 与两液层 E 、 R 之间的关系可用杠杆规则描述,即:代表混合液总组成的 M 点和代表两液层组成的 E 点与 R 点,应处于同一直线上;

而 E 相和 R 相的量与线段 \overline{MR} 和 \overline{ME} 成比例,即

$$\frac{E}{R} = \frac{\overline{MR}}{\overline{ME}} \quad (8-2)$$

若于 A 、 B 二元料液 F 中加入纯溶剂 S ,则混合液总组成的坐标点 M 将沿 SF 线而变,具体位置由杠杆规则确定,即

$$\frac{\overline{MF}}{\overline{MS}} = \frac{S}{F} \quad (8-3)$$

3. 相平衡关系在萃取中有何应用?

答:相平衡关系在萃取中有如下应用。

①萃取操作条件的选择:对于指定物系,适当降低温度,组分间互溶度减小,两相区面积扩大,有利于萃取分离。

②选择萃取剂:优良的萃取剂应该对组分 A 有较大的溶解度和较高的选择性,组分 B 、 S 间互溶度要小,增大两相区面积,获得较好分离效果。

③相平衡关系是萃取过程计算的主要关系之一。

④可将萃取过程在三角形相图上清晰地表达出来。如图 8-1 中所示单级萃取操作的三个阶段可完整地表示在图 8-6 中。

混合:将定量的纯溶剂 S 加入 A、B 两组分的原料液 F 中,混合液的组成点 M 应在 FS 联线上, M 点的位置由式 8-3 确定。

适宜的萃取剂用量 S 应使 M 点的位置处于两相区内。

沉降分层:当 F、S 充分混合后,混合液沉降分层得到平衡的 E 相和 R 相(这两点位置借助辅助曲线通过试差作图法确定)。E 相和 R 相的数量关系由式 8-2 确定。

脱除溶剂:若从 E 相和 R 相中脱除全部萃取剂 S,则得到萃取液 E' 和萃余液 R'。延长 SE 和 SR 线,分别交 AB 边于点 E' 与点 R',即为该两液相组成的坐标位置。E' 和 R' 的数量关系仍用杠杆规则确定,即

$$\frac{E'}{R'} = \frac{FR'}{FE'}$$

从顶点 S 作溶解度曲线的切线 SE_{\max} , 延长与 AB 边交于 E'_{\max} , 该点代表在一定条件下可能得到的最高组成 y'_{\max} 的萃取液。

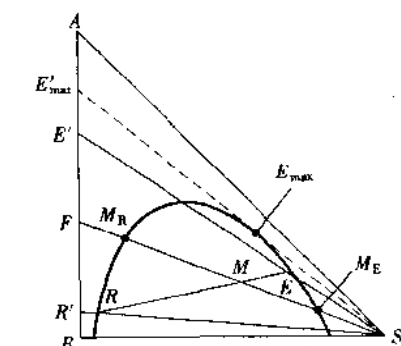


图 8-6 单级萃取在三角形相图上的表达

4. 选择萃取剂时需要考虑哪些因素?

答:萃取剂的选择是萃取操作分离效果和经济性的关键。萃取剂的选择应考虑如下因素:

(1) 萃取剂的选择性和选择性系数

选择性是指萃取剂 S 对原料液中两个组分溶解能力的差异。若 S 对溶质 A 的溶解能力比对稀释剂 B 的溶解能力大得多,即萃取相中 y_A 比 y_B 大得多,萃余相中 x_B 比 x_A 大得多,那么这种萃取剂的选择性就好。

萃取剂的选择性可用选择性系数表示,即

$$\beta = \frac{A \text{ 在萃取相中的质量分数} / A \text{ 在萃余相中质量分数}}{B \text{ 在萃取相中的质量分数} / B \text{ 在萃余相中质量分数}} = \frac{y_A / x_A}{y_B / x_B} = \frac{y_A}{y_B} \cdot \frac{x_B}{x_A} = k_A \cdot \frac{x_B}{y_B} \quad (8-4)$$

β 值直接与 k_A 值有关, k_A 值愈大, β 值也愈大。凡是影响 k 的因素(如温度、组成等)也同样影响 β 值。

萃取操作中, β 值均应大于 1。由 β 值的大小可判断所选择萃取剂是否适宜和分离的难易。 β 值越大,越有利于组分的分离,当组分 B、S 完全不互溶时, β 值趋向无穷大,为最理想情况;若 $\beta = 1$,由式 8-4 可知, $y_A / y_B = x_A / x_B$ 或 $k_A = k_B$,萃取相和萃余相在脱除溶剂 S 后具有相同的组成,并且等于原料液组成,故无分离效果,说明所选用的萃取剂是不适宜的。

萃取剂的选择性高,对一定的分离任务,可减少萃取剂用量,降低回收溶剂操作的能量消耗,并且可获得纯度较高的产品。

(2) 萃取剂 S 与稀释剂 B 的互溶度

组分 B 与 S 的互溶度影响溶解度曲线的形状和两相区面积。显然, B、S 互溶度小,两相区

面积大,可能得到的萃取液最高组成 y'_{\max} 较高。

(3) 萃取剂回收的难易与经济性

前已述及,脱除萃取剂通常采用蒸馏方法。萃取剂回收的难易直接影响蒸馏分离的费用,它在很大程度上决定萃取操作的经济性。因此,要求萃取剂 S 与原料液中组分的相对挥发度要大,并且最好是组成低的组分为易挥发组分。若被萃取的溶质不挥发或挥发度很低,而 S 为易挥发组分时,则 S 的气化热要小,以节省能耗。

溶剂的溶解能力大,可减少萃取剂的用量,降低 E 相脱溶剂的费用;B、S 的互溶度小,也可减少 R 相脱溶剂的费用。

(4) 萃取剂的其他性质

凡是对两液相相混合和分层有关的一切因素均会影响到萃取效果及设备生产能力。一般说,两相间密度差较大、界面张力适中、粘度及凝固点较低都是有利的。另外,具有化学稳定性、热稳定性、抗氧化稳定性、无毒、不易燃、易获得、价廉等也是追求的指标。

一般说来,很难找到满足上述所有要求的萃取剂。在选用萃取剂时要根据实际情况加以权衡,以保证满足主要要求。

[例 8-1] 25 °C 时,醋酸(A)-庚醇-3(B)-水(S)的平衡数据如本题附表所示。试求:

(1) 在直角三角形相图上作出溶解度曲线及辅助曲线,在直角坐标图上作出分配曲线;

(2) 由 100 kg 醋酸、100 kg 庚醇-3 和 200 kg 水组成的混合液,经过充分混合而静置分层后,确定平衡的两液相的组成和量;

(3) 上述两液层中溶质 A 的分配系数及溶剂的选择性系数。

例 8-1 附表 1 溶解度曲线数据(质量分数)

醋酸(A)	庚醇-3(B)	水(S)	醋酸(A)	庚醇-3(B)	水(S)
0	96.4	3.6	48.5	12.8	38.7
3.5	93.0	3.8	47.5	7.5	45.0
8.6	87.2	4.2	42.7	3.7	53.6
19.3	74.3	6.4	36.7	1.9	61.4
24.4	67.5	7.9	29.3	1.1	69.6
30.7	58.6	10.7	24.5	0.9	74.6
41.4	39.3	19.3	19.6	0.7	79.7
45.8	26.7	27.5	14.9	0.6	84.5
46.5	24.1	29.4	7.1	0.5	92.4
47.5	20.4	32.1	0.0	0.4	99.6

例 8-1 附表 2 联结线数据(醋酸的质量分数)

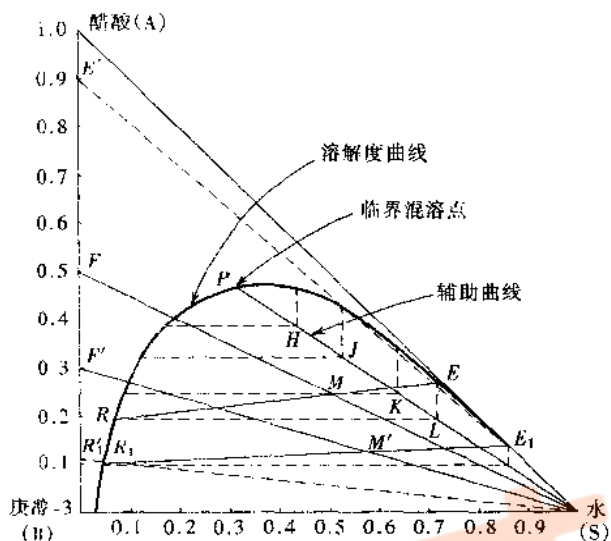
水层	庚醇-3 层	水层	庚醇-3 层
6.4	5.3	38.2	26.8
13.7	10.6	42.1	30.5
19.8	14.8	44.1	32.6
26.7	19.2	48.1	37.9
33.6	23.7	47.6	44.9

解:(1)溶解度曲线、辅助曲线及分配曲线

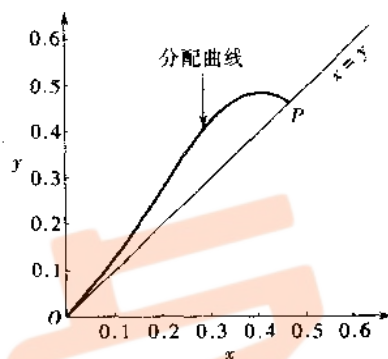
依题给溶解度曲线数据在等腰直角三角形坐标图中作出溶解度曲线,如本例附图 1 所示。

由各对应的联结线数据作平行于两直角边的直线,各组对应线的交点为 H, J, \dots, L ,联结这些点便得辅助曲线 $HJ \dots L$ 。

同时,由各对应的联结线数据在 $x-y$ 直角坐标图上作出分配曲线 OP ,如本例附图 2 所示。



例 8-1 附图 1



例 8-1 附图 2

由附图 1 读得临界混溶点的组成为 $x_A = 0.46, x_B = 0.31, x_S = 0.23$ 。

(2) 混合液的坐标点位置,共轭相的组成和量

根据 $F = 200 \text{ kg}$ 及 $S = 200 \text{ kg}, x_F = 0.5$ 确定和点 M 的位置,如附图 1 中所示。过点 M 通过试差作联结线 ER ,由附图 1 读得两平衡液层的组成为

水层 (E 相): $y_A = 0.27, y_B = 0.01$

庚醇层 (R 相): $x_A = 0.20, x_B = 0.74$

两相的量由杠杆规则确定,即

$$E = M \times \frac{\overline{MR}}{\overline{ER}} = 400 \times \frac{41}{65} = 252.3 \text{ kg}$$

$$R = M - E = 400 - 252.3 = 147.7 \text{ kg}$$

(3) 分配系数及选择性系数

$$k_A = \frac{y_A}{x_A} = \frac{0.27}{0.20} = 1.35$$

$$\beta = k_A \frac{x_B}{y_B} = 1.35 \times \frac{0.74}{0.01} = 99.9$$

1-8-3 萃取过程的计算

1. 萃取过程的典型流程有几种? 各具什么特点?

答:萃取操作可在分级接触式或连续接触(微分接触)式设备中进行。在级式设备中,物料组成呈阶梯式变化。在微分接触设备中,物料组成连续变化。

在级式萃取中,根据加料方式的不同,分为单级、多级错流、多级逆流萃取流程。

单级萃取中,萃取剂和原料液进行一次接触,溶质组分 A 的收率较低。

多级错流接触萃取操作的特点是,每级都加入新鲜萃取剂,前级的萃余相为后级的原料液,其流程如图 8-7 所示。这种操作方式的传质推动力大,只要级数足够多,最终可得到溶质含量很低的萃余相,但溶剂的总用量较多。

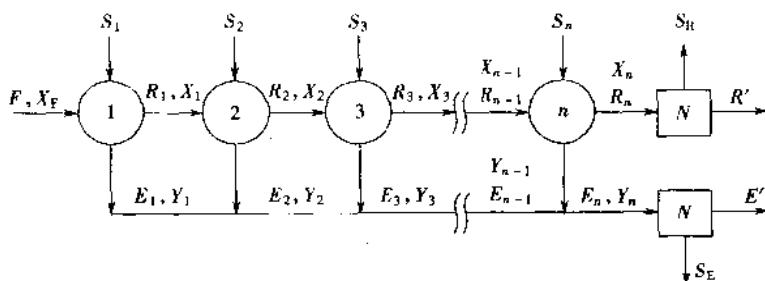


图 8-7 多级错流接触萃取流程示意图

多级逆流接触萃取操作流程示意图如图 8-8 所示。其特点是萃取剂用量较少,最终萃取相中溶质含量较高,脱溶剂操作能耗量低,分离效果好,因而工业上广为采用。

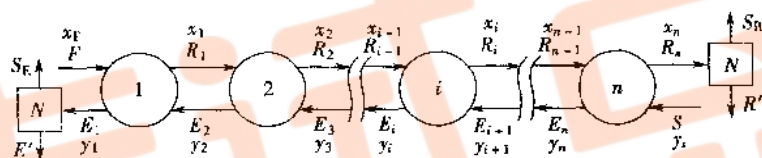


图 8-8 多级逆流接触萃取操作流程

2. 萃取中理论级的含义是什么?

答:在级式接触萃取过程计算中,无论是单级还是多级萃取操作,均假设各级为理论级,即离开每级的 E 相与 R 相互为平衡。萃取操作中的理论级概念和精馏中的理论板相当。一个实际萃取级的分离能力达不到一个理论级,两者的差异用级效率校正。

理论级的假设是对设备传质过程的简化。

3. 单级萃取计算的内容有哪些?

答:单级萃取计算包括如下两种计算:

①已知原料液的组成 x_F 及处理量 F ,规定萃取剂的用量 S ,计算萃取分离效果,即求萃取相 E、萃余相 R 的量及组成,进而计算萃取率 φ_A 。

$$\varphi_A = \frac{E y_A}{F x_F} = \frac{E' y'_A}{F x_F} \quad (8-5)$$

此类计算需用试差方法通过和点 M 作联结线,用杠杆规则求 E 及 y_A ,用式 8-5 计算溶质收率。计算过程见例 8-1 中的(2)项。

②已知原料液的组成 x_F 及处理量 F ,规定萃余相的组成 x_R (或欲获得最高萃取液组成 y'_{\max}),要求计算萃取剂用量 S 和分离效果。

此类命题在三角形相图中计算过程如下:

根据 x_F 及 x_R 在图 8-9 中确定点 F 及 R , 过 R 作联结线 RE 并与 FS 线交于点 M , 与溶解度曲线交于点 E 。点 E 的坐标值即为萃取相的组成。两相脱除溶剂后的萃取液及萃余液组成可从图中的点 E' 和点 R' 读出。各流股的量用杠杆规则确定。

对图 8-9 作总物料衡算, 得

$$F + S = E + R = M \quad (8-6)$$

各流股的流量由杠杆规则求得, 即

$$\text{萃取剂 } S = F \times \frac{\overline{MF}}{\overline{MS}} \quad (8-7)$$

$$\text{萃取相 } E = M \times \frac{\overline{MR}}{\overline{ER}} \quad (8-8)$$

$$\text{或 } E = \frac{M(x_M - x_R)}{y_E - x_R} \quad (8-8a)$$

$$\text{萃取液 } E' = F \times \frac{\overline{FR'}}{\overline{E'R'}} \quad (8-9)$$

$$\text{或 } E' = \frac{F(x_F - x'_R)}{y'_E - x'_R} \quad (8-9a)$$

$$\text{萃余液 } R' = F - E' \quad (8-10)$$

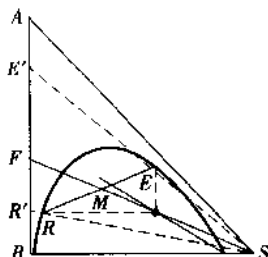


图 8-9 单级萃取图解

具体计算过程见例 8-2。

需要指出, 当在操作范围内, 组分 B、S 可视为完全不互溶且以质量比表示相组成的分配系数 K 为常数时, 则可直接由物料衡算和相平衡关系式解析计算。详细计算过程见例 8-3。

【例 8-2】 在单级萃取装置中, 用纯水萃取含醋酸 30% (质量分数, 下同) 的醋酸-庚醇-3 混合液 1 600 kg, 要求萃余相中醋酸的组成不大于 10%, 操作条件下的平衡数据见例 8-1。试求:

- (1) 水的用量为若干千克;
- (2) 萃取液的量 E' 及溶质 A 的萃出率 φ_A 。

解: 根据 $x_F = 30\%$ 在例 8-1 附图 1 上确定点 F' , 联结 $F'S$ 。由 $x_R = 10\%$ 在溶解度曲线上确定 R_1 , 过 R_1 作联结线 R_1E_1 并与 $F'S$ 线交于点 M' 。水的用量 S 和萃取液的量 E' 可根据杠杆规则确定。

(1) 水的用量 S

$$S = F' \times \frac{\overline{F'M'}}{\overline{M'S}} = 1\,600 \times \frac{59}{46} = 2\,052 \text{ kg}$$

(2) 萃取液的量 E'_1 及萃取率 φ_A

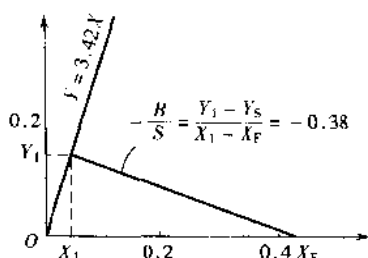
过 E_1 与 R_1 作联结线 E_1S 与 R_1S 并延长交 AB 边于 E'_1 和 R'_1 , 由图上读得 $y'_E = 0.915$, $x'_R = 0.102$, 则

$$E'_1 = F' \times \frac{x_F - x'_R}{y'_E - x'_R} = 1\,600 \times \frac{0.30 - 0.102}{0.915 - 0.102} = 390 \text{ kg}$$

$$\text{则 } \varphi_A = \frac{E'y'_E}{Fx_F} = \frac{390 \times 0.915}{1\,600 \times 0.3} = 0.743 = 74.3\%$$

【例 8-3】 25℃下以水为萃取剂从醋酸质量分数为 0.30 的醋酸(A)与氯仿(B)混合液中提取醋酸。若氯仿和水视为完全不互溶, 且操作条件下的分配系数 $K = 3.42$, 要求原料液中 90% 的醋酸进入萃取相, 则每千克原溶剂 B 需要消耗多少千克的萃取剂 S (即溶剂比 S/B)?

解: 本题以解析法求解。有关参数计算如下:



例 8-3 附图

$$X_F = \frac{x_F}{1 - x_F} = \frac{0.30}{1 - 0.30} = 0.4286$$

$$X_1 = X_F(1 - \varphi_1) = 0.4286(1 - 0.9) = 0.04286$$

$$Y_S = 0$$

$$Y_1 = KX_1 = 3.42 \times 0.04286 = 0.1466$$

$$\text{则 } \frac{S}{B} = \frac{X_F - X_1}{Y_1 - Y_S} = \frac{0.4286 - 0.04286}{0.1466} = 2.63$$

即操作溶剂比为 2.63。

本题在 X - Y 坐标图上作图求解得到同样结果。即

$$S/B = 1/0.38 = 2.63$$

4. 多级错流接触萃取计算中, 如果已知原料液组成 x_F 及处理量 F 、各级萃取剂用量 S_i , 若规定最终萃余相组成 x_n , 如何求理论级数? 若规定理论级数, 如何求最终萃余相组成?

答: 上述两类计算方法基本相同。根据平衡关系情况, 可在三角形相图中或解析法计算。溶剂总用量为各级用量之和。下面均以各级溶剂用量相等进行计算。

(1) 组分 B、S 部分互溶的计算

对组分 B、S 部分互溶物系, 在三角形相图中求算多级错流接触萃取的理论级数, 其解法是单级萃取图解的多次重复。

对于规定理论级数要求确定最终萃余相组成的计算, 见例 8-4。

【例 8-4】25℃下, 用甲基异丁基甲酮 MIBK 从含丙酮 40% (质量分数, 下同) 的水溶液中萃取丙酮。原料液的流量为 1000 kg/h。操作条件下的平衡数据见本题附表。试求:

- (1) 欲在单级萃取装置中获得最大组成的萃取液时, 萃取剂的用量为若干 (kg/h);
- (2) 若将 (1) 求得的萃取剂用量分作两等份进行两级错流萃取, 则最终萃余相的组成和流量为若干;
- (3) 比较 (1)、(2) 两种操作方式中丙酮的萃出率 (即回收率)。

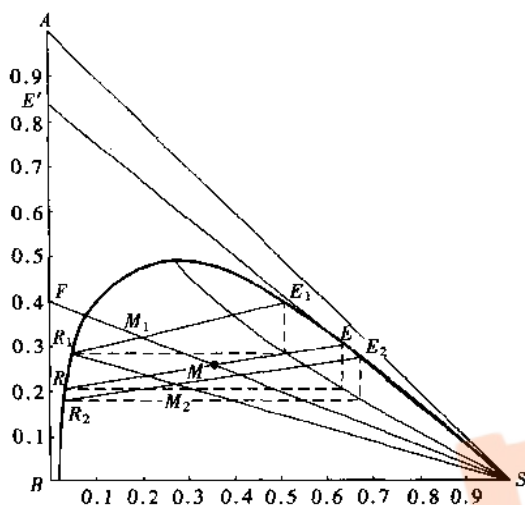
例 8-4 附表 1 25℃时丙酮—水—甲基异丁基甲酮 MIBK 的平衡数据 (均为质量分数)

丙酮(A)	水(B)	MIBK(S)	丙酮(A)	水(B)	MIBK(S)
0	2.2	97.8	48.5	24.1	27.4
4.6	2.3	93.1	50.7	25.9	23.4
18.9	3.9	77.2	46.6	32.8	20.6
24.4	4.6	71.0	42.6	45.0	12.4
28.9	5.5	65.6	30.9	64.1	5.0
37.6	7.8	54.6	20.9	75.9	3.2
43.2	10.7	46.1	3.7	94.2	2.1
47.0	14.8	38.2	0	98.0	2.0
48.5	18.8	32.7			

例 8-4 附表 2 25℃时丙酮—水—甲基异丁基甲酮 MIBK 的联结线数据 (均为质量分数)

水层中的丙酮	MIBK 层中的丙酮	水层中的丙酮	MIBK 层中的丙酮
5.58	10.66	29.5	40
11.83	18.0	32.0	42.5
15.35	25.5	36.0	45.5
20.6	30.5	38.0	47.0
23.8	35.3	41.5	48.0

解:本例包括了单级与两级错流萃取过程计算,而两级错流计算实际上是进行两次单级萃取计算。依据题给平衡数据作出溶解度曲线和辅助曲线,如本例附图所示。



例 8-4 附图

(1) 萃取剂的用量 S

过 S 作溶解度曲线的切线 SE 并延长交 AB 边的点 E' , 过点 E 作联结线 ER 交 FS 线于点 M , 利用杠杆规则求得

$$S = F \frac{\overline{FM}}{\overline{MS}} = 1\,000 \times \frac{37}{70} = 528.6 \text{ kg/h}$$

(2) 两级错流萃取

每级溶剂的用量为

$$S_1 = \frac{1}{2} S = \frac{1}{2} \times 528.6 = 264.3 \text{ kg/h}$$

则

$$M_1 = F + S_1 = 1\,264.3 \text{ kg/h}$$

M_1 的位置由杠杆规则确定, 即

$$\frac{\overline{FM_1}}{\overline{M_1 S_1}} = \frac{264.3}{1\,000} = \frac{1}{3.78}$$

过 M_1 作联结线 $R_1 E_1$ (试差), 由杠杆规则确定 R_1 , 即

$$R_1 = M_1 - \frac{\overline{E_1 M_1}}{\overline{R_1 E_1}} = 1\,264.3 \times \frac{32}{48} = 843 \text{ kg/h}$$

以 R_1 为第二级的原料液, 由 R_1 和 S_1 的量确定和点 M_2 , 过 M_2 作联结线 $E_2 R_2$ (误差), 再由杠杆规则计算 R_2 , 即

$$R_2 = M_2 - \frac{\overline{E_2 M_2}}{\overline{R_2 E_2}} = (843 + 264.3) \times \frac{40}{64} = 692 \text{ kg/h}$$

由图上读得 $x_{R,2} = 0.18$ 。

(3) 丙酮的萃出率

单级萃取中, $y_1 = 0.31$

$$E = M - \frac{\overline{RM}}{\overline{RE}} = (1\,000 + 528.6) \times \frac{30}{59} = 777 \text{ kg/h}$$

$$\varphi_{A1} = \frac{E y_F}{F x_F} = \frac{777 \times 0.31}{1\,000 \times 0.4} = 0.602 = 60.2\%$$

两级错流萃取

$$\varphi_{A2} = \frac{F x_F - R_2 X_{R,2}}{F x_F} = \frac{1\,000 \times 0.4 - 692 \times 0.18}{1\,000 \times 0.4} = 0.6886 = 68.86\%$$

由上述计算结果看出,在相同萃取剂用量条件下,两级错流萃取效果好于单级萃取。

(2) B、S 完全不互溶时的理论级数

当 B、S 两组分完全不互溶时,在萃取设备的任何截面上,萃取相和萃余相中 S 和 B 均为常量。此时,用质量比表示两相的组成将使计算更为方便。

对 B、S 完全不互溶物系的多级错流理论级数的计算,可仿照吸收的方法,在用质量比表示相组成的 X 、 Y 直角坐标图上标绘分配曲线,用图解法计算。若在操作条件下,分配曲线为通过原点的直线时,即以质量比表示相组成的分配系数 K 为常数时,可用解析法求解理论级数 n 。

对图 8-7 的第一级作物料衡算,得

$$Y_1 = -\frac{B}{S} X_1 + \left(\frac{B}{S} X_F + Y_S \right) \quad (8-11)$$

同理,对第 n 级作溶质 A 的衡算,得

$$Y_n = -\frac{B}{S} X_n + \left(\frac{B}{S} X_{n-1} + Y_S \right) \quad (8-12)$$

上式表示了离开任一级的萃取相组成 Y_n 与萃余相组成 X_n 之间的关系,称为错流萃取的操作线方程式,斜率 $-B/S$ 为常数,故上式为通过点 (X_{n-1}, Y_S) 的直线方程式。根据理论级的假设,离开任一级的 Y_n 与 X_n 处于平衡状态,故点 (X_n, Y_n) 必符合平衡关系。

平衡关系可用下式表示,即

$$Y = KX$$

经推导可得到多级错流萃取理论级数的表达式为

$$n = \frac{1}{\ln(1 + A_m)} \ln \frac{X_F - \frac{Y_S}{K}}{X_n - \frac{Y_S}{K}} \quad (8-13)$$

式中: $A_m = KS/B$, 称为萃取因子,其值大则萃取有利, A_m 对应于吸收中的脱吸因子。

【例 8-5】 在多级错流接触萃取装置中,以水作萃取剂从含乙醛 6% (质量百分数,下同) 的乙醛-甲苯混合液中提取乙醛。原料液的流量为 240 kg/h,要求最终萃余相中乙醛的含量不大于 0.5%。每级中水的用量均为 50 kg/h。操作条件下,水和甲苯可视作完全不互溶,以乙醛的质量比组成表示的平衡关系为

$$Y = 2.2X$$

试求所需的理论级数 n (作图法和解析法)。

解:由题给条件可知

$$X_F = 6/94 = 0.06383$$

$$X_n = 0.5/99.5 = 0.005$$

$$Y_S = 0 \quad S = 50 \text{ kg/h}$$

$$B = F(1 - x_F) = 240(1 - 0.06) = 225.6 \text{ kg/h}$$

下面分别用作图法及解析法求理论级数 n 。

(1) 作图法求 n

依平衡关系可知,分配曲线为通过原点的直线,如本例附图中的 OK 线。操作线斜率为

$$-B/S = -225.6/50 = -4.512$$

图解理论级的过程为依 $X_F = 0.06383$ 在 X 轴上确定点 J 。过点 J 作斜率为 -4.512 的操作线交分配曲线于点 N 。点 N 即代表第一级所对应的 E 相与 R 相组成的坐标点。过点 N 作 X 轴的垂线交 X 轴于点 T ,过点 T 作斜率为 -4.512 的操作线交分配曲线于点 2 ,如此重复作图, $X_7 = 0.0035$,即共需 6.5 个理论级。

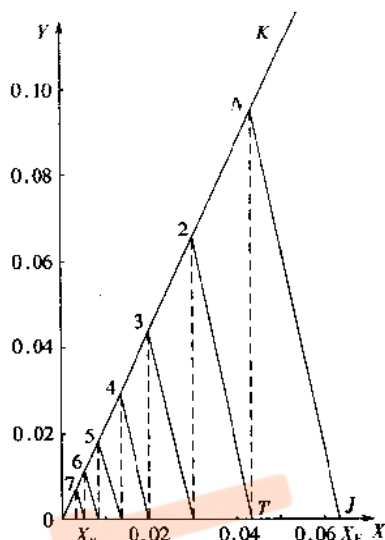
(2) 解析法求 n

用式 8-13 求解 n ,式中

$$A_m = KS/B = 2.2 \times 50/225.6 = 0.4876$$

$$n = \frac{1}{\ln(1 + A_m)} \ln \frac{X_F - Y_S/K}{X_n - Y_S/K} = \frac{1}{\ln(1 + 0.4876)} \ln \frac{0.06383}{0.0035} = 6.41$$

作图法和解析法所得结果非常吻合,但解析法要简单得多。



例 8-5 附图

5. 多级逆流接触萃取计算中,求解理论级的方法有哪几种?

答:在多级逆流萃取计算中,原料液的流量 F 和组成 x_F 、最终萃余相组成 x_n 均由工艺条件规定,萃取剂的用量 S 和组成 y_S 根据经济权衡而选定,要求计算萃取所需的理论级数。

根据组分 B 、 S 的互溶度可采用解析法或图解法求解。

(1) 组分 B 、 S 部分互溶的解析法计算

组分 B 、 S 部分互溶时,多级逆流接触萃取理论级数 n 的计算,可在三角形坐标图上或在 $x-y$ 直角坐标图上进行图解,但现在多用解析法求解。

计算时首先以萃取装置整体为控制体列物料衡算式,即

$$F + S = R_n + E_1 \quad (8-14)$$

$$\text{组分 A} \quad Fx_{F,A} + Sy_{0,A} = R_n x_{n,A} + E_1 y_{1,A} \quad (8-15)$$

$$\text{组分 S} \quad Fx_{F,S} + Sy_{0,S} = R_n x_{n,S} + E_1 y_{1,S} \quad (8-16)$$

式中的 $x_{n,S}$ 与 $x_{n,A}$ 、 $y_{1,S}$ 与 $y_{1,A}$ 分别满足溶解度曲线关系式,即

$$x_{n,S} = \psi(x_{n,A}) \quad (8-17)$$

$$y_{1,S} = \phi(y_{1,A}) \quad (8-18)$$

联解如上诸关系式便可求得各物流股的量和组成。

对于多级逆流萃取的每一个理论级皆可列出相应的物料衡算式及对应的平衡关系式,共计 $6n$ 个方程。

对图 8-8 中的第 i 级可列出其物料衡算式为

$$R_{i-1} + E_{i+1} = R_i + E_i \quad (8-19)$$

$$\text{组分 A} \quad R_{i-1} x_{i-1,A} + E_{i+1} y_{i+1,A} = R_i x_{i,A} + E_i y_{i,A} \quad (8-20)$$

$$\text{组分 S} \quad R_{i-1} x_{i-1,S} + E_{i+1} y_{i+1,S} = R_i x_{i,S} + E_i y_{i,S} \quad (8-21)$$

表达萃取级内溶解度曲线及相平衡关系的方程为

$$x_{i,S} = \psi(x_{i,A}) \quad (8-22)$$

$$y_{i,S} = \phi(y_{i,A}) \quad (8-23)$$

$$y_{i,A} = f(x_{i,A}) \quad (8-24)$$

计算过程可从原料液加入的第一级起始逐级计算,直至 $x_{n,A}$ 等于或低于规定值时, n 即为所求的理论级数。

[例 8-6] 在 25 °C 下,用正丁醇(S)从间苯二酚(A)水(B)溶液中萃取间苯二酚。原料液中间苯二酚的含量为 0.03(质量分数),处理量为 1 000 kg/h,操作溶剂比 $S/F = 0.12$,要求最终萃余相中间苯二酚的质量分数不大于 0.002,求所需逆流萃取的理论级数 n 。

操作范围内的相平衡关系为

$$y_A = 3.98 x_A^{0.68}$$

$$x_S = 0.013 - 0.05 x_A$$

$$y_S = 0.933 - 1.05 y_A$$

解:由题给条件可得

$$S = 0.12 F = 120 \text{ kg/h}$$

$$x_{n,S} = 0.013 - 0.05 \times 0.002 = 0.0129$$

以萃取装置为控制体作物料衡算,即

$$1\ 120 = E_1 + R_n \quad (1)$$

$$\text{组分 A} \quad 1\ 000 \times 0.03 = 0.002 R_n + E_1 y_{1,A} \quad (2)$$

$$\text{组分 S} \quad 120 = 0.0129 R_n + E_1 y_{1,S} \quad (3)$$

$$y_{1,S} = 0.933 - 1.05 y_{1,A} \quad (4)$$

联解式(1)至式(4),得到 $E_1 = 146.7 \text{ kg/h}$, $R_n = 973.3 \text{ kg/h}$, $y_{1,A} = 0.1912$, $y_{1,S} = 0.7322$, $x_{1,A} = 0.01153$, $x_{1,S} = 0.01242$ 。

再对第一级分别列物料衡算及平衡关系式,即

$$1\ 000 + E_2 = R_1 + 146.7 \quad (5)$$

$$\text{组分 A} \quad 1\ 000 \times 0.03 + E_2 y_{2,A} = 0.01153 R_1 + 146.7 \times 0.1912 \quad (6)$$

$$\text{组分 S} \quad E_2 y_{2,S} = 0.01242 R_1 + 146.7 \times 0.7322 \quad (7)$$

$$y_{2,S} = 0.933 - 1.05 y_{2,A} \quad (8)$$

由式(5)至式(8)解得 $E_1 = 117.3 \text{ kg/h}$, $R_1 = 970.6 \text{ kg/h}$, $y_{2,A} = 0.07026$, $y_{2,S} = 0.8592$, $x_{2,A} = 0.002017$, $x_{2,S} = 0.0129$ 。可见,两个理论级即可满足分离要求。

(2)组分 B 和 S 完全不互溶时理论级数的计算

当组分 B 与 S 完全不互溶时,多级逆流接触萃取操作过程与脱吸过程非常相似,计算方法也大同小异。根据平衡关系情况,理论级数的计算可采用图解法或解析法。

1)图解法求理论级数

在 $X-Y$ 直角坐标图上图解法求算多级逆流接触萃取理论级数是适用于各种平衡关系情况的通用方法,而当在操作条件下分配曲线不为直线时,则必须采用图解法。具体求解步骤如下。

①由平衡数据在 $X-Y$ 直角坐标图上绘出分配曲线,如图 8-10(b)所示。

②在同一图上作出多级逆流萃取操作线。多级逆流萃取的操作线方程为

$$Y_{i+1} = \frac{B}{S} X_i + \left(Y_1 - \frac{B}{S} X_F \right) \quad (8-25)$$

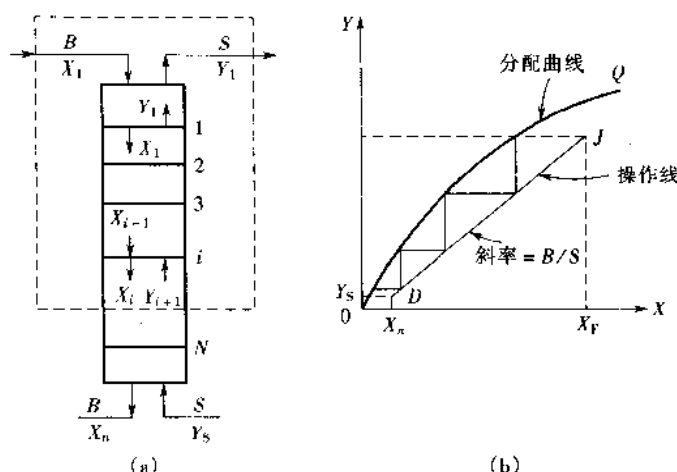


图 8-10 B、S 完全不互溶时的多级逆流萃取

(a) 流程示意图 (b) 在 $X-Y$ 图上图解理论级数

该式为直线方程式,两端点为 $J(X_F, Y_1)$ 和 $D(X_n, Y_s)$ 。当 $Y_s = 0$ 时,则此操作线下端点为 $(X_n, 0)$,位于 X 轴上。将式 8-25 标绘在 $X-Y$ 坐标上,即得操作线 DJ 。

③从点 J 开始,在分配曲线与操作线之间画梯级,梯级数即为所求理论级数。图 8-10(b) 中所示 $n = 3.4$ 。

2) 解析法求理论级数

当分配曲线为通过原点的直线时,由于操作线也为直线,萃取因子($A_m = KS/B$)为常数,则可仿照脱吸过程的计算式,用下式求解多级逆流接触萃取所需的理论级数,即

$$n = \frac{1}{\ln A_m} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A_m} \right) \frac{X_F - Y_s/K}{X_n - Y_s/K} + \frac{1}{A_m} \right] \quad (8-26)$$

6. 溶剂比 (S/F 或 S/B) 对萃取操作有何影响? 何谓萃取剂最小用量?

答:萃取操作中,溶剂比是个重要参数,它表示了萃取剂用量对设备费和操作费的影响,和吸收操作中液气比(L/V)的作用相当。完成同样的分离任务,若加大溶剂比,则所需的理论级数可以减少,但回收溶剂所消耗的能量增加;反之,溶剂比愈小,所需的理论级数愈多,而回收溶剂所消耗的能量愈少。所以,应根据经济权衡选定适宜的溶剂比。

萃取剂的最小用量是指达到规定的分离程度,当所需的理论级数为无穷多时所对应的萃取剂用量 S_{\min} 。实际操作中,萃取剂用量必须大于此极限值。

【例 8-7】拟在多级逆流萃取装置中,用三氯乙烷从丙酮水溶液中萃取丙酮。原料液的流量为 1 000 kg/h,其中丙酮的质量分数为 0.35,要求最终萃余相中丙酮的质量分数不大于 0.05。萃取剂用量为最小用量的 1.3 倍。水和三氯乙烷可视为完全不互溶。试求:

- (1) 在 $X-Y$ 坐标上图解所需的理论级数,操作条件下的平衡数据见本例附表;
- (2) 若操作条件下该物系的分配系数 K 取作常数 1.71,再用解析法求所需的理论级数。

例 8-7 附表 分配曲线数据

X	0.063 4	0.111	0.163	0.236	0.266	0.370	0.538
Y	0.095 9	0.176	0.266	0.383	0.471	0.681	0.923

解:(1)图解法求理论级数

将附表中的平衡数据标绘在 $X-Y$ 坐标上即得分配曲线 OP , 如本例附图所示。

由题给数据得

$$X_F = \frac{0.35}{1-0.35} = 0.538 \quad X_n = \frac{0.05}{1-0.05} = 0.0526$$

$$B = F(1-x_F) = 1000(1-0.35) = 650 \text{ kg/h}$$

因 $Y_S = 0$, 故在本例附图横标上确定 X_F 及 X_n 两点, 过 X_F 作垂直线与分配曲线交于点 J , 联 $X_n J$ 便得操作线的最大斜率 δ_{\max} , 即

$$\delta_{\max} = \frac{0.923}{0.538 - 0.0526} = 1.90$$

萃取剂的最小用量为

$$S_{\min} = \frac{B}{\delta_{\max}} = \frac{650}{1.90} = 342.1 \text{ kg/h}$$

$$S = 1.3S_{\min} = 1.3 \times 342.1 = 444.7 \text{ kg/h}$$

实际操作线斜率为

$$\delta = B/S = 650/444.7 = 1.462$$

于是, 可作出实际操作线 $X_n Q$ 。

在操作线与分配曲线之间画梯级, 共得 5.4 个理论级。

(2)解析法求理论级数

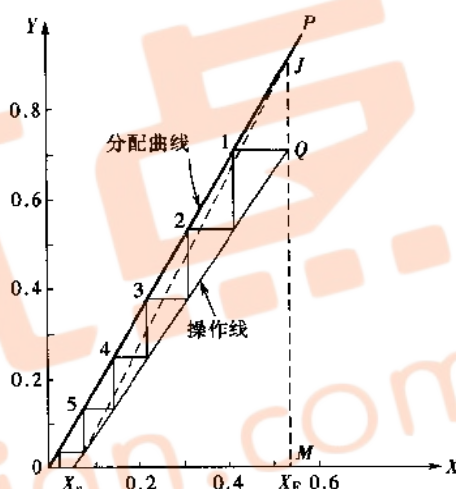
用式 8-26 求解所需理论级数, 式中有关参数为

$$A_m = KS/B = 1.71 \times 444.7/650 = 1.17$$

$$\frac{X_F - Y_S/K}{X_n - Y_S/K} = \frac{0.538 - 0}{0.0526 - 0} = 10.23$$

$$\begin{aligned} \text{则} \quad n &= \frac{1}{\ln A_m} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A_m} \right) \frac{X_F - Y_S/K}{X_n - Y_S/K} + \frac{1}{A_m} \right] \\ &= \frac{1}{\ln 1.17} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{1.17} \right) \times 10.23 + \frac{1}{1.17} \right] = 5.42 \end{aligned}$$

两法得到的结果非常接近。



例 8-7 附图

7. 微分逆流接触萃取塔的高度如何计算?

答: 微分逆流接触萃取过程常在塔式设备(如填料塔、脉冲筛板塔等)内进行。

已知原料液的组成 x_F 及其处理量 F 、溶剂用量 S 、最终萃余相的组成 x_n (或规定收率 φ_A), 计算所需塔高有两种方法, 即理论级当量高度法及传质单元法。

理论级当量高度法: 它相当于一个理论级萃取效果的塔段高度称为理论级当量高度, 用 $HETS$ 表示, 单位为 m 。萃取段的有效高度按下式计算, 即

$$h = n(HETS) \quad (8-27)$$

HETS 值与设备形式、物系性质和操作条件有关,一般需通过实验测定。

传质单元法:若已知萃余相的总传质单元数 N_{OR} 和总传质单元高度 H_{OR} ,则萃取段的有效高度可用下式计算,即

$$h = H_{OR} N_{OR} \quad (8-28)$$

(1) 萃余相的总传质单元高度

假设组分 B、S 完全不互溶,且溶质含量较低时,在整个萃取段内体积传质系数 $K_x a$ 与稀释剂流量 B 均可视作常数,则萃余相的总传质单元高度可用下式计算,即

$$H_{OR} = \frac{B}{K_x a \Omega} \quad (8-29)$$

(2) 萃余相的总传质单元数

萃余相的总传质单元数可根据平衡关系采用不同方法计算。对 B、S 完全不互溶体系,当分配曲线为直线时可用解析法(对数平均推动力法和萃取因子法)求解。萃取因子法的计算式为

$$N_{OR} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A_m}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A_m} \right) \frac{X_F - Y_S/K}{X_n - Y_S/K} + \frac{1}{A_m} \right] \quad (8-30)$$

同理,对萃取相也可仿照上面方法写出相应的萃取相总传质单元高度和总传质单元数的计算式。

需要指出,当用纯溶剂 S 萃取 A、B 混合液中溶质组分 A,组分 B、S 完全不互溶,且操作线与分配曲线为互相平行的直线(即 $A_m = 1$)时,达到指定的分离程度,逆流萃取所需的理论级数 n 和传质单元数 N_{OR} 相等,即

$$n = N_{OR} = \frac{X_F - X_n}{X_n} \quad (8-31)$$

[例 8-8] 在逆流萃取塔中用纯溶剂 S 萃取 A、B 两组分混合液中的溶质 A。组分 B、S 可视为完全不互溶。操作条件下以质量比组成表示的平衡关系可表示为

$$Y = 0.8X$$

已知:原料液的质量比组成 $X_F = 0.65$,要求组分 A 的回收率为 95%,操作溶剂比(S/B) = 1.25。试求:

(1) 实际溶剂用量为最小用量的倍数;

(2) 所需的理论级数和萃余相总传质单元数。

解:由于组分 B、S 完全不互溶,故可用解析法求解。

(1) 溶剂的实际用量 S 与 S_{min} 的比值

当最终萃取相的组成与原料液组成达平衡时,对应的萃取剂用量为最小用量 S_{min} ,即

$$\left(\frac{S}{B} \right)_{min} = \frac{\varphi X_F}{Y_1^* - Y_{0,S}} = \frac{0.95 \times 0.65}{0.8 \times 0.65} = 1.188$$

则 $\frac{S}{S_{min}} = \frac{1.25}{1.188} = 1.052$

(2) 所需的 n 和 N_{OR}

$$X_n = X_F(1 - \varphi_A) = 0.65(1 - 0.95) = 0.0325$$

$$A_m = KS/B = 0.8 \times 1.25 = 1.0$$

操作线与分配曲线为互呈平行的直线,则 n 与 N_{OR} 相等,即

$$n = N_{OR} = \frac{X_F - X_n}{X_q} = \frac{0.65 - 0.0325}{0.0325} = 19$$

1-8-4 液—液萃取设备

1. 液—液萃取设备应具备什么基本功能?

答:和气—液传质设备相类似,液—液萃取设备应具备两项基本功能,即要求在萃取设备内能使两相密切接触和适度地湍动,以实现两相之间的质量传递;而后,又能使两相比较快地分离,以提高萃取分离效果。

在研究萃取设备主要类型时,要注意搞清楚如下几个问题,即

①各种萃取设备是如何实现两液相“混合”和“分离”两个功能的。

②设备主体及附件的材质应不被分散相润湿,以保证传质区液滴不至于凝聚。

③对于一定的物质,为使两相的接触面积尽可能大,应选择体积流量大的一相作分散相,并尽量减小分散相液滴尺寸。

2. 工业上常见的液—液萃取设备有哪些主要类型及其适用场合?

答:根据两相接触方式,萃取设备可分为逐级接触式和微分接触式两大类;根据有无外加功加入,又可分为有外加能量和无外加能量两类。工业上常用萃取设备的分类情况列于表 8-1 中。

表 8-1 萃取设备分类

流体分散的动力		逐级接触式	微分接触式
重力差		筛板塔	喷洒塔、填料塔
外加能量	脉冲	脉冲混合—澄清器	脉冲填料塔 液体脉冲筛板塔
	旋转搅拌	混合—澄清器 夏贝尔(Scheibel)塔	转盘塔(RDC) 偏心转盘塔(ARDC) 库尼(Kühni)塔
	往复搅拌		往复筛板塔
	离心力	芦威离心萃取机	POD 离心萃取机

目前,工业上所采用的各种类型萃取设备已达 30 多种,而且还不断开发出新型的萃取设备。下面简要介绍一些典型萃取设备的操作特性及适用场合。

(1) 混合—澄清槽

混合—澄清槽是最早使用、而且目前仍然广泛应用于工业生产的一种典型逐级接触式萃取设备。它可单级操作,也可多级组合操作。在混合—澄清槽中,可采用机械搅拌或喷射混

合,多为重力沉降分层。其结构型式有水平排列多级逆流,也可箱式或立式布置。混合—澄清槽的突出优点是传质效率高(级效率在80%以上),可处理含有悬浮固体的物料,因而应用广泛。但其设备费及操作费均较高。

(2)塔式萃取设备

由于使两相混合和分离的措施不同,出现不同结构型式的萃取塔。

1)喷洒塔

这是结构最简单的一种萃取塔,其传质效率极低,主要用于只需一、两个理论级的场合,如用作水洗、中和与处理含有固体的悬浮物系。

2)填料萃取塔

①普通填料萃取塔:在普通填料塔中,两相依靠密度差而逆向流动,塔顶、塔底没有澄清段。由于填料层的存在,强化了传质,萃取效率比喷洒塔有较大提高,特别适用于处理腐蚀性料液。当工艺要求小于三个理论级时,宜选用填料塔。

②脉冲填料萃取塔:脉动能量的加入,造成液滴的脉动,减少了分散相液滴过多凝聚,有利于传质。但与此同时,脉冲可能导致沟流,从而限制了脉冲填料萃取塔的应用。

3)板式萃取塔

①筛板萃取塔:筛板萃取塔是级式萃取器。由于筛孔的喷射作用使分散相分散成较细的液滴而与连续相密切接触。根据轻、重相作为分散相选择的不同,塔内连续相在塔板间的流动方式不尽相同。

筛板萃取塔的效率比填料萃取塔有所提高,再加上筛板塔结构简单、价格低廉,可处理腐蚀性料液,因而在许多萃取过程中得到广泛应用,如在芳烃提取中取得良好效果。

②脉冲筛板萃取塔:脉冲筛板萃取塔又称液体脉动筛板塔,是指由于外力作用使液体在塔内产生脉冲运动的筛板塔。使液体产生脉冲运动的方法有许多种,其中,活塞型、膜片型、风箱型等脉冲发生器是常用的机械脉冲发生器。近年来,空气脉冲技术得到快速发展。

脉冲筛板萃取塔属于微分接触萃取设备。塔内液体的脉动使传质效率大幅度提高,使塔能提供较多的理论级数,但其生产能力一般有所下降。

③往复筛板萃取塔:往复筛板萃取塔是将若干层筛板按一定间距固定在中心轴上,由塔顶的传动机构驱动而作往复运动,属于微分接触萃取设备。

往复筛板塔可较大幅度地增加相际接触面积和提高液体的湍动程度,传质效率高,流体阻力小,操作方便,生产能力大,在石油、化工、食品、制药和湿法冶金工业中应用日益广泛。

④转盘萃取塔和偏心转盘萃取塔:转盘萃取塔的基本结构是在塔体内壁面上按一定间距装置若干个环形挡板(称为固定环),固定环使塔内形成许多分割开的空间。中心轴上按同样间距安装若干个转盘,每个转盘处于分割空间的中间。转盘随中心轴作高速旋转时,对液体产生强烈的搅拌作用,增加了相际接触表面积和液体的湍动。固定环在一定程度上抑制了轴向返混,因而转盘萃取塔具有较高的萃取效率。

转盘萃取塔结构简单,生产能力大,传质效率高,操作弹性大,因而在化工和石油工业中应用比较广泛。

近年开发的不对称转盘塔(又称偏心转盘塔)得到了广泛的应用。带有搅拌叶片(又称转盘)的转轴安装在塔体的偏心位置,塔内不对称地设置垂直挡板,将其分成混合区和澄清区。混合区由横向水平挡板分割成许多小室,每个小室内的转盘起混合搅拌器的作用。澄清区又

由环形水平挡板分割成许多小室。

偏心转盘萃取塔既保持原有转盘萃取塔良好的分散作用,同时,分开的澄清区可以使分散相液滴反复进行凝聚及再分散,减小了轴向混合,提高了萃取效率。此外,这种类型萃取塔的尺寸范围很广(72~4 000 mm 塔径,塔高可达 30 m),对物系的性质(密度差、粘度、界面张力等)适应性很强,并适用于含有悬浮固体或乳化的物料。

(3) 离心萃取器

离心萃取器是利用离心力使两相快速充分混合并快速分相的萃取装置,广泛应用于制药(如抗菌素的提取)、香料、染料、废水处理、核燃料处理等领域。

按两相接触方式,离心萃取器可分为微分接触式和逐级接触式。

①波德式离心萃取器:波德式离心萃取器也称离心薄膜萃取器,简称 POD 离心萃取器,是卧式微分接触离心萃取器的一种。它适宜于处理两相密度差很小或易乳化的物系。

②芦威式离心萃取器:芦威式离心萃取器简称 LUWE 离心萃取器,它是立式逐级接触离心萃取器的一种。

这种类型的萃取器主要应用于制药工业中,其处理能力为 7.6(三级)~49(单级) m^3/h ,在一定操作条件下,级效率可接近 100%。

另外,静态混合器在萃取中也有一定应用。静态混合器也可以串联组成多级混合—澄清装置使用。用于萃取操作的静态混合器有 Kenics 型、Sulzer 型以及 Koch 型等。

3. 萃取设备的设计或操作需考虑哪些因素?

答:萃取设备的设计或操作应考虑如下两个因素:

①两液相总体上应逆流流动,减小返混,提高传质推动力;

②两相在设备内的有效停留时间应大于(至少应等于)完成传质所要求的时间,以保证达到预期的分离效果。

4. 萃取设备的流量为何有限制?

答:在逆流操作的萃取塔内,两液相的流量(流速)不能任意加大,否则将导致两种不良后果:接触时间小于传质要求的时间,降低萃取效果;两相的相对流速加大引起流动阻力增加,当增大到某一极限值时,将发生严重的两液相互相夹带现象——液泛。

液泛时两相的空塔速度称为极限速度。实际的操作速度应小于液泛速度,通常取液泛速度的 50%~80%。根据流量和实际空塔速度便可计算塔径,即

$$D = \sqrt{\frac{4V_c}{\pi U_c}} = \sqrt{\frac{4V_d}{\pi U_d}} \quad (8-32)$$

5. 如何提高萃取设备的传质速率?

答:为了获得较高的萃取效率,必须提高萃取设备内的传质速率。传质速率与两相之间的接触面积、传质系数与传质推动力等因素有关。

(1) 增大两相接触面积

萃取设备内,相际接触面积的大小主要取决于分散相的体积分率和液滴尺寸。单位体积混合液体具有的相际接触面积可按式估算,即

$$a = \frac{6v_D}{d_m} \quad (8-33)$$

由式 8-33 看出,分散相体积分率愈大,液滴尺寸愈小,则能提供的相际接触面积愈大,对萃取有利,但液滴尺寸应以不产生乳化、易于分层和不被连续相夹带为限。

(2) 提高传质系数

萃取过程中,同样包括相内传质和通过相界面的相际传质。在萃取设备内采取促使液滴凝聚再分散、加速界面更新的一切措施,均有利于提高传质系数。

(3) 加大传质推动力

萃取设备内理想的柱塞流传质推动力最大,而返混或轴向混合使传质推动力下降,同时返混还降低了萃取设备的生产能力。如何减小塔式萃取设备内的返混是一个重要研究课题。

6. 选择萃取设备的原则和需要考虑的因素是什么?

答:对于具体的萃取过程选择适宜设备的原则是:首先满足工艺条件和要求,然后进行经济核算,使设备费和操作费趋于最低。萃取设备的选择,应考虑如下一些因素:所需的理论级数、生产能力、物系的理化性质、物料在设备内的停留时间、其他如厂房情况和能源供应等。

本章复习要点

液—液萃取是利用溶液中各组分在两个液相之间不同的分配关系,通过相际间传质而达到分离、富集及提纯的有效操作。通过本章学习,要求掌握三元物系相平衡关系的表示方法、萃取过程的计算、萃取设备的类型及适用场合。

一、本章重点掌握的内容

三元物系相平衡关系的表示方法(包括组分 B、S 部分互溶的三角形相图及 B、S 完全不互溶体系的相平衡方程)。

杠杆规则的应用。

单级萃取过程的计算。

萃取设备的主要类型。

二、本章应掌握的内容

多级接触萃取过程的计算(包括错流和逆流)。

逆流微分接触萃取过程的解析法计算。

三、本章一般了解的内容

各类萃取设备的结构特点、操作特性及适用场合。

塔式萃取设备内流体流动及传质特性。

[例 8-9] 在单级萃取器中用纯溶剂 S 从 A、B 两组分混合液中提取溶质组分 A。已知:溶剂用量 $S = 100$ kg,料液处理量 $F = 100$ kg,其中 A 的含量为 40 kg,萃余液中 A 的质量分数为 0.2,选择性系数 $\beta = 8$ 。试求组分 A 的萃取率 φ_A 。

解:组分 A 的萃取率为

$$\varphi_A = \frac{E'y_1}{40} \times 100\%$$

式中的 y'_1 由 x'_1 通过平衡关系求得,即

$$y'_1 = \frac{\beta x'_1}{1 + (\beta - 1)x'_1}$$

y'_1 与 x'_1 分别为萃取液与萃余液组成。则

$$y'_1 = \frac{8 \times 0.2}{1 + 7 \times 0.2} = 0.6667$$

E' 通过物料衡算求得,即

$$E' = F \frac{x'_F - x'_1}{y'_1 - x'_1} = 100 \times \frac{0.4 - 0.2}{0.6667 - 0.2} = 42.85 \text{ kg}$$

则 $\varphi_A = \frac{42.85 \times 0.6667}{40} \times 100\% = 71.42\%$

【例 8-10】 用纯溶剂 S 萃取 A、B 混合液中的溶质组分 A。溶剂用量为 15 kg,混合液由 1 kg A 和 12 kg B 组成。组分 B、S 可视为完全不互溶。在操作条件下,以质量比表示相组成的分配系数 K 可取作 2.6。试比较如下三种方案的最终萃余相组成 x_2 。

- (1) 单级萃取;
- (2) 将 15 kg 萃取剂分两等份进行两级错流萃取;
- (3) 两级逆流萃取。

解:由于组分 B、S 完全不互溶,且 K 又可取作常数 2.6,故可用解析法求解。

(1) 单级萃取

$$X_F = 1/12 = 0.08333 \quad Y_S = 0$$

$$B = 12 \text{ kg}, S = 15 \text{ kg}$$

$$B(X_F - X_1) = SY_1 \quad (1)$$

$$Y_1 = 2.6X_1 \quad (2)$$

联解式(1)、(2),得到 $X_1 = 0.01961$

(2) 两级错流萃取

每级萃取剂的用量为 $S_1 = \frac{1}{2}S = 7.5 \text{ kg}$ 。两级错流萃取计算相当于进行两次单级萃取计算,即

$$\text{第一级} \quad 12(0.08333 - X_1) = 7.5Y_1 \quad (3)$$

$$Y_1 = 2.6X_1 \quad (4)$$

联立式(3)、(4),得到 $X_1 = 0.03174$

$$\text{第二级} \quad 12(0.03174 - X_2) = 7.5Y_2 \quad (5)$$

$$Y_2 = 2.6X_2 \quad (6)$$

解得 $X_2 = 0.01209$

本问也可由式 8-13 计算 X_2 。

$$A_m = KS/B = 2.6 \times 7.5/12 = 1.625$$

$$2 = \frac{1}{\ln(1 + 1.625)} \ln \frac{0.08333}{X_2}$$

解得 $X_2 = 0.01209$

(3) 两级逆流萃取

$$A'_m = KS/B = 2.6 \times 15/12 = 3.25$$

对第一级列物料衡算及相平衡关系,得到

$$B(X_F - X_1) = S(Y_1 - Y_2) = SK(X_1 - X_2) \quad (7)$$

X_1 与 X_2 的关系由第二级物料衡算及相平衡关系得到,即

$$B(X_1 - X_2) = S(Y_2 - Y_1) = SKX_2$$

$$X_1 - X_2 = \frac{KS}{B} X_2 = 3.25 X_2$$

$$X_1 = 4.25 X_2$$

(8)

将式(8)代入式(7),解得

$$X_2 = 0.005626$$

逆流萃取的 X_2 也可用式 8-26 计算,即

$$n = \frac{1}{\ln A'_m} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A'_m} \right) \frac{X_F}{X_2} + \frac{1}{A'_m} \right]$$

$$\text{即 } 2 = \frac{1}{\ln 3.25} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{3.25} \right) \frac{0.08333}{X_2} + \frac{1}{3.25} \right]$$

$$\text{解得 } X_2 = 0.005626$$

由上面计算结果看出,在相同总溶剂用量条件下,逆流萃取效果最佳。三种方案溶质的萃取率分别为 76.48%、85.49%及 93.25%。

自 测 题

一、填空题

- 萃取过程是利用溶液中各组分在某种溶剂中_____而达到混合液中组分分离的操作。
- 在三角形坐标图上,三角形的顶点代表_____,三条边上的点代表_____,三角形内的点代表_____。
- 分配系数 k_A 是指_____,其值愈大,萃取效果_____。
- 影响分配系数 k_A 数值的因素有_____、_____、_____。
- 通常,物系的温度升高,组分 B、S 的互溶度_____,两相区面积_____,不利于萃取分离。
- 溶质的分配系数 k_A 越大,稀释剂的分配系数 k_B 越小,则选择性系数 β 值_____,越有利于萃取分离。
- 在单级萃取器中,用纯溶剂 S 萃取 A、B 混合液中的溶质 A,测得平衡的萃取相与萃余相中组分 A 的质量分数分别为 $y_A = 0.37$, $x_A = 0.14$,组分 B、S 可视为完全不互溶,则组分 A 的分配系数 $k_A =$ _____,萃取剂的选择性系数 $\beta =$ _____。萃取中, β 值均应_____。
- 溶解度曲线将三角形相图分为两个区,曲线内为_____,曲线外为_____,萃取操作只能在_____内进行。
- 单级萃取操作中,平衡时 E 相组成为 39% 的 A 和 2.4% 的 B, R 相的组成为 16% 的 A 及 83% 的 B,则组分 A 的分配系数 $k_A =$ _____,萃取剂的选择性系数 $\beta =$ _____。
- 萃取中选择萃取剂时应考虑的主要因素有_____,_____,_____及_____。
- 萃取中,萃取剂的加入量应使和点 M 的位置位于_____。
- 萃取装置中,根据两相接触方式的不同,分为_____和_____两大类。填料萃取塔属于_____,筛板塔属于_____。
- 写出有外加能量输入的三种萃取器名称:_____,_____,_____。
- 萃取器的主要类型有_____,_____和_____。

二、选择题

- 萃取中当出现下列情况时,说明萃取剂的选择是不适宜的()。
A. $k_A < 1$ B. $k_A = 1$ C. $\beta > 1$ D. $\beta \leq 1$
- 单级萃取中,在维持料液组成 x_F 、萃取相组成 y_A 不变条件下,若用含有一定溶质 A 的萃取剂代替纯溶剂,所得萃余相组成 x_R 将()。

A. 增高 B. 减小 C. 不变 D. 不确定

3. 用纯溶剂 S 对 A、B 混合液进行单级萃取, F, x_F 不变, 加大萃取剂用量, 通常所得萃取液组成 y_A 将 ()。

A. 提高 B. 减小 C. 不变 D. 不确定

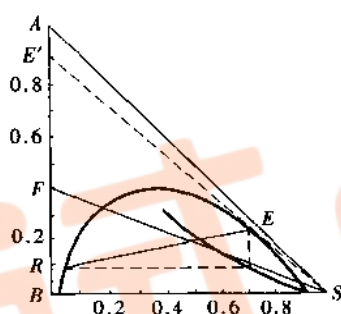
4. 在原料液组成 x_F 及溶剂化 (S/F) 相同条件下, 将单级萃取改为多级萃取, 如下参数的变化趋势是萃取率 ()、萃余率 ()。

A. 提高 B. 降低 C. 不变 D. 不确定

三、计算题

1. 某液-液萃取过程, 其溶解度曲线和辅助曲线如本题附图所示。已知料液中组分 A 的质量分数为 0.40, 要求获得尽可能高的萃取液组成, 试计算:

- (1) 单级萃取的溶剂比 S/F 及 E'/R' ;
- (2) 如欲使萃余液中组分 A 的质量分数不大于 0.05, 可采取什么措施。



习题 1 附图

2. 用纯溶剂 S 从 A、B 混合液中萃取组分 A。操作条件下, 组分 B、S 完全不互溶, 平衡关系可表示为 $Y = 0.9X$ (Y, X 为质量比, 下同), $X_F = 0.60$, $X_n = 0.04$, 操作线为平行于分配曲线的直线。试求:

- (1) 实际萃取剂用量为最小用量的倍数;
- (2) 逆流萃取所需理论级数 n 。

3. 在具有两个理论级的逆流萃取装置中, 用流量为 90 kg/h 的纯溶剂 S 从两组分混合液中萃取溶质 A。原料液的流量 $F = 225$ kg/h, 其中溶质的质量比组成为 0.25。操作条件下, 组分 B、S 可视作完全不互溶, 溶质的质量比组成表示的分配系数 $K_A = 1$ 。试求最终萃余相的组成 X_2 。

4. 在逆流萃取塔中, 用纯溶剂 S 提取两组分 A、B 混合液中的溶质 A。组分 B、S 可视作完全不互溶。已知: 原料液流量 1600 kg/h, 其中溶质的质量分数为 0.35, 要求最终萃余相中溶质的质量分数不大于 0.05, 并且测得与原料液成平衡的萃取相中溶质的质量比组成 $Y_F' = 0.3065$, 分配曲线与操作线为互相平行的直线。试求:

- (1) 操作溶剂比为最小溶剂比的倍数;
- (2) 若萃取在板式塔中进行, 所需理论级数;
- (3) 若在填料层高度为 4 m 的填料塔中进行, 则填料层的传质单元高度 H_{OR} 为若干米。

1-9 干 燥

1-9-1 概述

1. 工业生产中常用的去湿及干燥方法有哪几种?

答:工业生产中常用的去湿方法有如下几种。

(1) 机械方法去湿

对悬浮液总是先用机械方法(例如沉降、过滤、离心分离等)除去其中大部分湿分。这种除湿过程中没有相变化,能量消耗的少,费用也低,但湿分除得不彻底,一般用于初步去湿。

(2) 热能去湿

利用热能去湿方法是使湿物料中湿分汽化,并及时排出生成的蒸汽,以获得含湿分量达到规定要求的固体物料,这种除湿法称为干燥。因为过程中有湿分的相变化,故耗能量多,但湿分除得较彻底。

工业中往往将以上两种除湿方法联合使用,即先用比较经济的机械方法尽可能除去物料中大部分湿分,然后再利用干燥方法进一步除湿,使固体中湿分含量达到规定的标准。

工业上常采用的干燥方法有如下几种。

(1) 对流干燥

在对流干燥方法中,热干燥介质(化工中经常采用热空气作干燥介质)与湿物料直接接触,并将从物料中蒸发出的湿分带走,因此对流干燥属于直接加热的干燥方法。

(2) 传导干燥

传导干燥方法是利用热传导方式将热量通过干燥器的壁面传给湿物料,干燥介质与湿物料不直接接触,因此传导干燥属于间接加热的干燥方法。

(3) 红外线干燥

红外线干燥方法是利用辐射传热进行干燥。红外线干燥方法特别适用于表面干燥。这种干燥方法的速率快、效率高、能源消耗少、设备结构简单、产品质量好。

(4) 微波干燥

微波干燥又称介电干燥,其优点是干燥速率快、加热均匀、热效率高,目前广泛用于干燥皮革、烟草、药物、塑料、食品等工业中。

食品和医药行业还经常应用冷冻干燥方法。

2. 对流干燥进行的前提条件和过程特点是什么?

答:对流干燥操作中,通常以不饱和的湿空气作干燥介质,除去固体物料中的水分。干燥介质热空气既作为载热体(将热量传给湿物料使物料表面水分汽化)又作为载湿体(将汽化的水分带走)。

对流干燥的必要条件是湿空气未被水分所饱和,存在传热推动力(热空气温度 t 大于湿物

料表面温度 θ)及传质推动力(湿物料表面的水气分压大于气流主体中水气分压)。过程推动力越大,干燥过程进行得越快。

对流干燥的特点是热量和质量同时进行反方向传递。干燥速率同时受传热速率和传质速率控制。

对流干燥既可连续操作也可间歇操作。

1-9-2 湿空气的性质及湿度图

1. 湿空气中水分含量的表示方法有哪几种?

答:湿空气中水分含量有如下三种表示方法。

(1) 水蒸气分压 p

如果空气已被水蒸气所饱和,则用 p_s 表示,称之为操作条件下的饱和蒸气压。

(2) 湿度 H (又称湿含量)

定义为:湿空气中水气的质量与相应的绝干空气质量之比,即

$$H = \frac{\text{湿空气中水气的质量}}{\text{湿空气中绝干空气的质量}} = \frac{n_w M_w}{n_g M_g} \quad (9-1)$$

对于水—空气系统,常压下可视作理想气体。经推导可得到

$$H = 0.622 \frac{p}{P - p} \quad (9-2)$$

当空气达到饱和时,相应的湿度称为饱和湿度,即

$$H_s = 0.622 \frac{p_s}{P - p_s} \quad (9-3)$$

(3) 相对湿度 φ

为了表示湿空气被水气所饱和的程度,采用了相对湿度的概念。相对湿度定义为:在一定总压下,空气中的水气分压 p 与同温度下水的饱和蒸气压 p_s 之比的分数,即

$$\varphi = \frac{p}{p_s} \times 100\% \quad (9-4)$$

由式 9-4 可知,当空气中不含水气时, $p = 0$, $\varphi = 0$; 当空气为水气饱和时, $p = p_s$, $\varphi = 100\%$; 对于不饱和湿空气, $0 < \varphi < 100\%$ 。 $\varphi = 100\%$ 的饱和空气不能作干燥介质。 φ 值越小,越有利于干燥。对于湿度 H 一定的湿空气,提高其温度,可使 φ 值降低。这就是对湿空气预热以提高空气载热载湿能力的缘故。

将式 9-4 代入式 9-2,可得

$$H = 0.622 \frac{\varphi p_s}{P - \varphi p_s} \quad (9-5)$$

2. 湿空气的比热容和焓的定义是什么? 如何计算?

答:常压下,将温度为 t 的 1 kg 绝干空气及其所携带的 H kg 水气的温度升高(或降低) 1 °C 所需要(或放出)的热量,称为湿空气的比热容或湿比热容,以 c_H 表示,则

$$c_H = c_g + Hc_v = 1.01 + 1.88H \quad (9-6)$$

当湿空气的温度为 t 、湿度为 H 时,其中 1 kg 绝干空气的焓与其所携带的 H kg 水气的焓之和称为湿空气的焓,其定义式为

$$I = I_g + HI_v \quad (9-7)$$

取 0 °C 为基准温度,且规定在 0 °C 时绝干空气及液态水的焓为零,水在此温度下的气化热为 2 490 kJ/kg,则式 9-7 可写为

$$I = (1.01 + 1.88H)t + 2\,490H \quad (9-8)$$

3. 湿空气比容 v_H 的含义是什么? 如何计算?

答:在总压为 P 、湿度为 t 的条件下,湿空气中 1 kg 绝干空气及其所携带的 H kg 水气所占据的体积称为湿空气的比容,以 v_H 表示,其计算式为

$$\begin{aligned} v_H &= \left(\frac{1}{29} + \frac{H}{18} \right) \times 22.4 \times \frac{273+t}{273} \times \frac{101.33}{P} \\ &= (0.772 + 1.244H) \times \frac{273+t}{273} \times \frac{101.33}{P} \end{aligned} \quad (9-9)$$

【例 9-1】在总压为 101.33 kPa 下,湿空气的温度为 65 °C,相对湿度 40%,试求算空气的湿度 H 、湿比热容 c_H 、焓 I 、水气分压 p 及比容 v_H 。

解:对于水—空气系统,在总压一定条件下,给出任何两个独立变量,便可计算湿空气的有关性质。

(1) 湿空气的湿度 H

由于给出了 φ 值,在查得 65 °C 下水的饱和蒸气压 p_s 后,便可使用式 9-5 计算 H 值。

由水的饱和蒸气压表查得,65 °C 下水的饱和蒸气压 $p_s = 25$ kPa。将 φ 及 p_s 代入式 9-5 得

$$H = 0.622 \frac{\varphi p_s}{P - \varphi p_s} = 0.622 \times \frac{0.4 \times 25}{101.33 - 0.4 \times 25} = 0.068 \text{ kg 水/绝干气 kg}$$

(2) 湿空气的比热容 c_H

将 H 值代入式 9-6 便可求得 c_H ,即

$$c_H = 1.01 + 1.88H = 1.01 + 1.88 \times 0.068 = 1.138 \text{ kJ/(kg 绝干气} \cdot \text{°C)}$$

(3) 湿空气的焓 I

将有关数据代入式 9-8 可得

$$\begin{aligned} I &= (1.01 + 1.88H)t + 2\,490H \\ &= (1.01 + 1.88 \times 0.068) \times 65 + 2\,490 \times 0.068 = 243.5 \text{ kJ/kg 绝干空气} \end{aligned}$$

(4) 水气分压 p

用式 9-4 计算水气分压 p ,即

$$p = \varphi p_s = 0.4 \times 25 = 10 \text{ kPa}$$

(5) 比容 v_H

用式 9-9 计算 v_H ,即

$$\begin{aligned} v_H &= (0.772 + 1.244H) \times \frac{273+t}{273} \times \frac{101.33}{P} \\ &= (0.772 + 1.244 \times 0.068) \times \frac{273+65}{273} \times \frac{101.33}{101.33} = 0.971 \text{ m}^3/\text{kg 绝干气} \end{aligned}$$

4. 湿空气的温度各自的含义是什么? 其数值关系如何?

答:在干燥中,出现四个温度的概念,即干球温度、湿球温度、绝热饱和温度及露点。

(1) 干球温度和湿球温度

干球温度 t 是指温度计的感温部分露在空气中直接测得的湿空气真实温度。

湿球温度 t_w 是指温度计的感温球包以湿纱布, 纱布下端浸到水中以使纱布一直保持湿润, 这样的温度计称为湿球温度计。让温度为 t 、湿度为 H 的大量不饱和空气流过湿纱布的表面, 当空气传给湿纱布的显热恰好等于湿纱布表面水分汽化所需的潜热时, 湿球温度计所呈现的稳定的温度, 称为湿空气的湿球温度 t_w 。

通过对流传热速率方程、对流传质速率方程和热量衡算方程, 可推得 t_w 的表达式为

$$t_w = t - \frac{k_H \gamma_{t_w}}{\alpha} (H_{s, t_w} - H) \quad (9-10)$$

需要指出, t_w 是湿纱布表面的温度而不是空气的真实温度, 但它是空气的状态参数 t 、 H 的函数, 故称为空气的湿球温度。

对于空气—水系统, 式 9-10 中的 α/k_H 可取值 1.09。

(2) 绝热饱和冷却温度(绝热饱和温度) t_{as}

在绝热饱和冷却塔中, 空气增湿降温达到定态下循环水的温度, 其湿度达饱和, 该温度即称为初始湿空气的绝热饱和冷却温度, 简称绝热饱和温度, 以 t_{as} 表示, 对应的饱和湿度为 H_{as} 。 t_{as} 由空气的初始温度 t 和湿度 H 所决定。湿空气在此过程中焓值不变(等焓过程)。

对于水—空气系统, t_w 和 t_{as} 在数值上接近相等(其他系统二者不等)。在某些干燥条件下, 物料表面可保持 t_w , 而离开干燥器的湿空气的极限温度为 t_{as} 。

(3) 露点 t_d

将不饱和空气等湿冷却到饱和状态时的温度称为露点, 以 t_d 表示, 相应的湿度称为露点下的饱和湿度, 以 H_{s, t_d} 表示, 其计算式为

$$H_{s, t_d} = \frac{0.622 p_{s, t_d}}{P - p_{s, t_d}} \quad (9-11)$$

该湿度就是原来不饱和空气的湿度 H 。

(4) t 、 t_w 、 t_{as} 、 t_d 之间的关系

对于水—空气系统, 上面四个温度之间的关系为

不饱和空气 $t > t_w$ (或 $t_{as}) > t_d$

饱和空气 $t = t_w$ (或 $t_{as}) > t_d$

【例 9-2】在 101.33 kPa 的总压下, 不饱和湿空气的温度为 80 °C, 湿球温度为 35 °C, 试求该空气的湿度及露点。

解: 该例为干湿球温度法测空气湿度, 进而计算空气的露点。

根据题给条件, 用式 9-10 计算 H , 即

$$t_w = t - \frac{k_H r_{t_w}}{\alpha} (H_{s, t_w} - H)$$

$$\text{或} \quad H = H_{s, t_w} - \frac{\alpha}{k_H r_{t_w}} (t - t_w)$$

取 α/k_H 为 1.09, 由饱和水蒸气表查取 35 °C 下的 r_{t_w} 及 p_s , 用式 9-3 计算 H_{s, t_w} , 从而可求得 H 。

35 °C 下, $r_{t_w} = 2412 \text{ kJ/kg}$, $p_s = 5.623 \text{ kPa}$ 。

$$H_{s,t_w} = 0.622 \frac{p_s}{P - p_s} = 0.622 \frac{5.623}{101.33 - 5.623} = 0.0366 \text{ kg/kg 绝干气}$$

则 $H = 0.0366 - \frac{1.09}{2.412} (80 - 35) = 0.01626 \text{ kg/kg 绝干气}$

上面求得的 H 即露点下的饱和湿度 H_{s,t_d} , 由式 9-11 可求得 p_{s,t_d} , 并由 p_{s,t_d} 查取露点。

$$p_{s,t_d} = \frac{H_{s,t_d} P}{0.622 + H_{s,t_d}} = \frac{0.01626 \times 101.33}{0.622 + 0.01626} = 2.581 \text{ kPa}$$

由 p_{s,t_d} 值查饱和水蒸气表得 $t_d = 21.3^\circ\text{C}$ 。

5. 湿空气的 $H-I$ 图的结构和功能是什么?

答: 为便于干燥计算, 将湿空气各性质参数的函数关系绘制成图, 只要知道湿空气的两个独立变量, 便可从图上查取其他参数。 $H-I$ 图是具代表性的湿空气性质图之一。

(1) $H-I$ 图的结构

湿空气的 $H-I$ 图是在 101.33 kPa 的总压下, 以 1 kg 绝干气为基准绘制的, 如图 9-1 所示。为提高读数的精确性, 采用两个坐标夹角为 135° 的坐标图(将斜轴上的数值投影在辅助水平轴上)。

湿空气的 $H-I$ 图由以下诸线群组成。

①等湿度线(等 H 线)群: 等湿度线是平行于纵轴的线群, 图 9-1 中 H 的读数范围为 $0 \sim 0.2 \text{ kg/kg 绝干气}$ 。

由于在一定总压下, H 相同, 露点也必相同, 故等 H 线又称等 t_d 线。

②等焓线(等 I 线)群: 等焓线是平行于斜轴的线群, 图 9-1 中 I 的读数范围为 $0 \sim 680 \text{ kJ/kg 绝干气}$ 。

由于 t 、 H 分别相同时, 湿空气的 t_w 或 t_m 必相同, 故 I 线又称 t_w 或 t_m 线。

③等干球温度线(等 t 线)群: 图 9-1 中 t 的读数范围是 $0 \sim 250^\circ\text{C}$ 。注意各条等 t 线是不平行的。

④等相对湿度(等 φ 线)群: 图 9-1 中共有 11 条等 φ 线, 由 $\varphi = 5\%$ 到 $\varphi = 100\%$ 。 $\varphi = 100\%$ 的等 φ 线称为饱和空气线, 此时空气为水气饱和。

⑤蒸气分压线: 将式 9-2 改为

$$p = \frac{HP}{0.622 + H} \quad (9-12)$$

将式 9-12 所表示的 $p-H$ 关系标绘于坐标图中, 便得蒸气分压线。 H 与 p 呈单值对应关系, 故等 H 线又称等 p 线。

(2) $H-I$ 图的功能

应用 $H-I$ 图可方便地进行干燥的多项计算问题。

根据湿空气的两个独立参数, 可从 $H-I$ 图上确定其他参数。应指出, 并非所有参数都是独立的, 例如 t_d-H 、 $p-H$ 、 t_d-p 或 t_w (或 t_m)- I 间都不是彼此独立的, 它们都在同一条等 H 线或等 I 线上, 因此在 $H-I$ 图上, 根据上述的各种数据不能确定空气的状态点, 如图 9-2 所示。

湿空气的两个独立参数常为: 干球温度和相对湿度、干球温度和湿度、干球温度和绝热饱和温度(或湿球温度)、露点和焓等, 先通过两个独立参数确定空气状态点 A 后, 即可查出其他

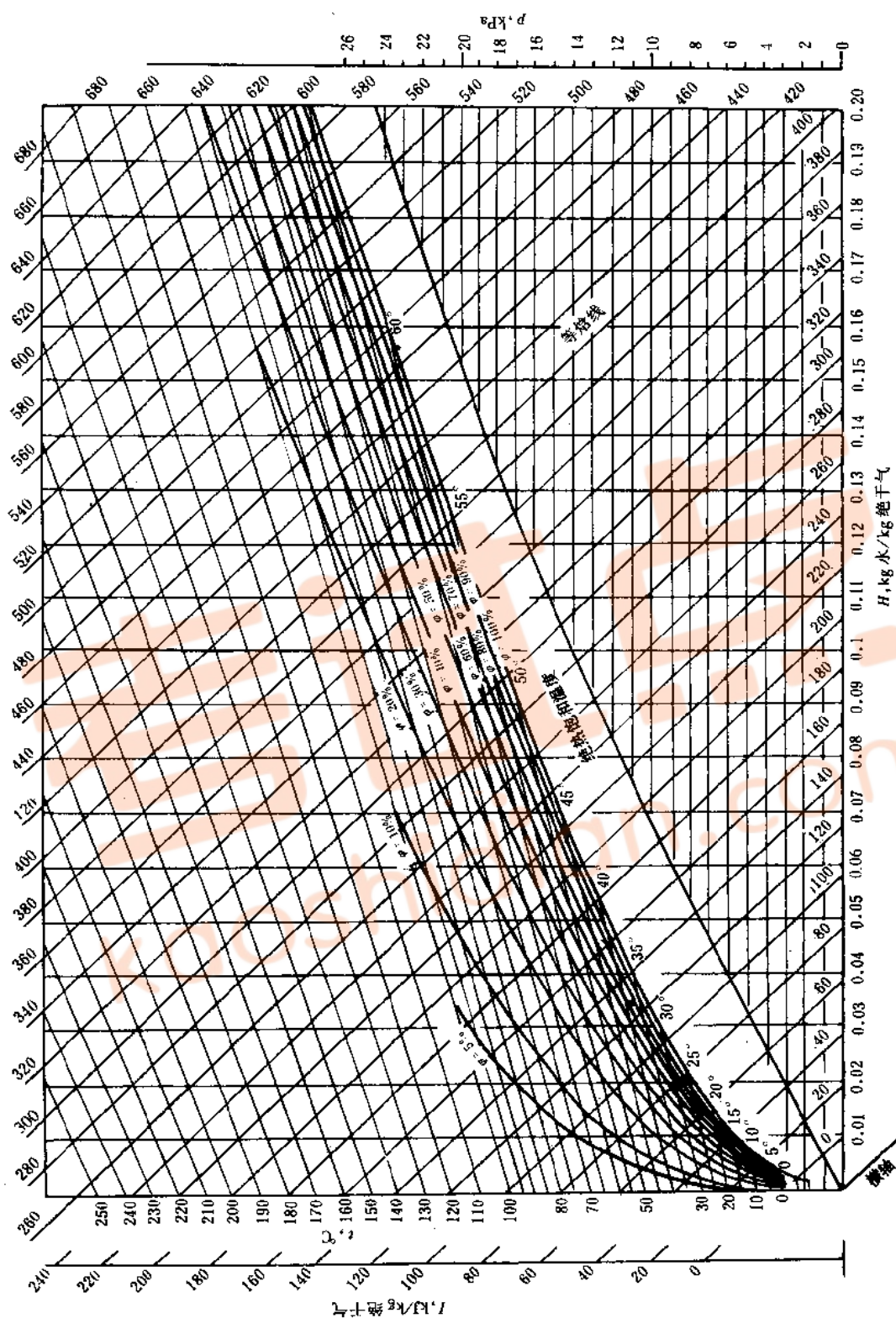


图 9-1 湿空气的 $H-I$ 图

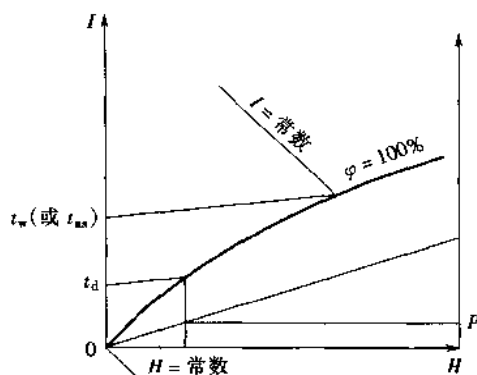


图 9-2 湿空气中的非独立参数

参数,如图 9-3 所示。

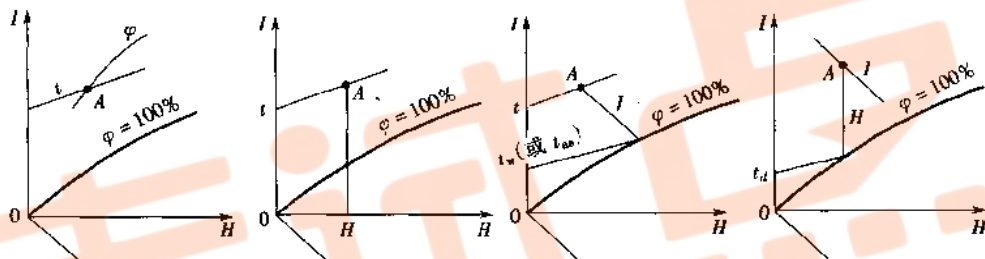
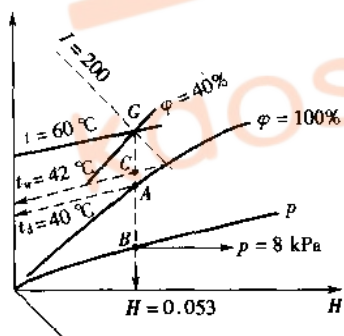


图 9-3 在 $H-I$ 图上确定湿空气的状态点

【例 9-3】在 101.33 kPa 的总压下, $t = 60^\circ\text{C}$, $\varphi = 40\%$, 试在 $H-I$ 图上确定空气的 H 、 I 、 p 、 t_d 及 t_m 。

解: 先由 t 、 φ 值在本例附图所示的 $H-I$ 图上确定湿空气的状态点 G , 通过该点读取其他有关参数。



例 9-3 附图

①湿度 H : 由通过点 G 的等 H 线读得 $H \approx 0.053 \text{ kg/kg}$ 绝干气;

②焓 I : 通过点 G 的等 I 线读值 200 kJ/kg 绝干气;

③蒸气分压 p : 从过点 G 的等 H 线与分压线的交点 B 向右作平行于水平轴的线, 该线与右侧纵标的交点即可读出 $p = 8 \text{ kPa}$;

④露点 t_d : 从过点 G 的等 H 线与 $\varphi = 100\%$ 线的交点 A 向左作等温线, 在左侧纵标上读得湿空气的露点 $t_d = 40.0^\circ\text{C}$;

⑤绝热饱和温度 t_m (或 t_w): 从过点 G 的等焓线与 $\varphi = 100\%$ 线的交点 C 向左作等 t 线, 该线与左侧纵标的交点即可读出 $t_m = 42^\circ\text{C}$ 。

由上面的三个温度值可看出, 对于不饱和的湿空气, $t > t_m (= t_w) > t_d$ 。

读者可根据例 9-2 所给的条件, 在 $H-I$ 图上确定 H 、 t_w 、 H 及 p 、 t_d , 将获得相近的结果。

1-9-3 干燥过程的物料衡算及热量衡算

1. 湿物料中含水量的表示方法有哪几种？各自定义和关系如何？

答：湿物料中含水量有两种表示方法，即

①湿基含水量：以湿物料为基准计算的水的质量分数，称为湿基含水量，以 w 表示，单位为 kg 水/kg 湿物料 。其定义式为

$$w = \frac{\text{水分质量}}{\text{湿物料总质量}} \quad (9-13)$$

②干基含水量：以绝干物料为基准而计算湿物料中水分的含量，以 X 表示，其单位为 kg 水/kg 绝干料 。其定义式为

$$X = \frac{\text{湿物料中水分的质量}}{\text{湿物料中绝干物料质量}} \quad (9-14)$$

③湿基和干基含水量(湿含量)的换算：两种含水量之间的关系为

$$w = \frac{X}{1 + X} \quad (9-15)$$

$$X = \frac{w}{1 - w} \quad (9-15a)$$

2. 干燥过程物料衡算的目的是什么？

答：通过物料衡算可求得以下几项指标。

(1) 绝干物料质量

令进入和离开干燥器湿物料质量流量分别为 G_1 和 G_2 ，其相应湿基含水量分别为 w_1 和 w_2 ，相应的干基含水量分别为 X_1 和 X_2 ，则湿物料中绝干物料质量流量(以连续操作干燥器为对象)：

$$G = G_1(1 - w_1) \text{ 或 } G = G_2(1 - w_2) \quad (9-16)$$

若以干基含水量计算，则湿物料中绝干物料质量流量可用下式计算：

$$G = \frac{G_1}{1 + X_1} \text{ 或 } G = \frac{G_2}{1 + X_2} \quad (9-16a)$$

由于在干燥过程中绝干物料质量不发生变化，因而物料衡算时以干基最方便。

(2) 水分蒸发量

单位时间内从湿物料中除去水分的质量称为水分蒸发量，以 W 表示，单位为 kg/h 或 kg/s 。以被干燥物料计算，则

$$W = G(X_1 - X_2) \quad (9-17)$$

(3) 空气消耗量

设湿物料中蒸发水分全部转移到干燥介质中，并使空气的湿度从 H_1 变化到 H_2 ，则由物料中水分的衡算可得

$$L(H_2 - H_1) = G(X_1 - X_2)$$

则空气消耗量为

$$L = \frac{G(X_1 - X_2)}{H_2 - H_1} = \frac{W}{H_2 - H_1} \quad (9-18)$$

作为技术经济指标,引入“单位空气消耗量”的概念,即蒸发 1 kg 水分消耗的绝干空气量,以 l 表示,单位为 kg 绝干气/kg 水分,则有

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{H_2 - H_1} \quad (9-19)$$

新鲜空气的消耗量为

$$L_w = L(1 + H_1) \quad (9-20)$$

【例 9-4】在连续干燥器中用热空气作干燥介质对晶体物料进行干燥。湿物料的处理量为 1 600 kg/h,进、出干燥器的湿基含水量分别为 0.12 及 0.02;空气进、出干燥器的湿度分别为 0.01 及 0.028。忽略物料损失,试求水分蒸发量、单位空气消耗量及新鲜空气消耗量、干燥产品量。

解:(1)水分蒸发量 W

用式 6-17 求 W :

$$W = G(X_1 - X_2)$$

式中 $G = G_1(1 - w_1) = 1\,600(1 - 0.12) = 1\,408 \text{ kg 绝干料/h}$

$$X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{0.12}{1 - 0.12} = 0.136\,4$$

同理 $X_2 = \frac{0.02}{1 - 0.02} = 0.020\,4$

故 $W = 1\,408(0.136\,4 - 0.020\,4) = 163.3 \text{ kg/h}$

(2)单位空气消耗量 l 及新鲜空气消耗量 L_w

单位空气消耗量用式 9-19 计算,即

$$l = \frac{1}{H_2 - H_1} = \frac{1}{0.028 - 0.01} = 55.6 \text{ kg 绝干气/kg 水分}$$

新鲜空气消耗量由式 9-20 计算,即

$$L_w = L(1 + H_1)$$

式中 $L = Wl = 163.3 \times 55.6 = 9\,079 \text{ kg 绝干气/h}$

则 $L_w = 9\,079(1 + 0.01) = 9\,170 \text{ kg 新鲜空气/h}$

(3)干燥产品量 G_2

G_2 可用多种方法计算,由绝干物料的计算式可得

$$G_2 = \frac{G_1(1 - w_1)}{1 - w_2} = \frac{1\,600(1 - 0.12)}{1 - 0.02} = 1\,437 \text{ kg/h}$$

或 $G_2 = G(1 + X_2) = 1\,408(1 + 0.020\,4) = 1\,437 \text{ kg/h}$

还可另解:

$$G_2 = G_1 - W = 1\,600 - 163.3 = 1\,437 \text{ kg/h}$$

3. 干燥过程的热量衡算包括哪些内容?

答:下面对图 9-4 所示的连续操作干燥装置进行热量衡算。以 1 s 为基准。

(1)预热器的耗热量

忽略热损失,则预热器消耗的热量为

$$Q_p = L(I_1 - I_0) = L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0) \quad (9-21)$$

根据 Q_p 可求预热器中加热空气所消耗的饱和水蒸气量。

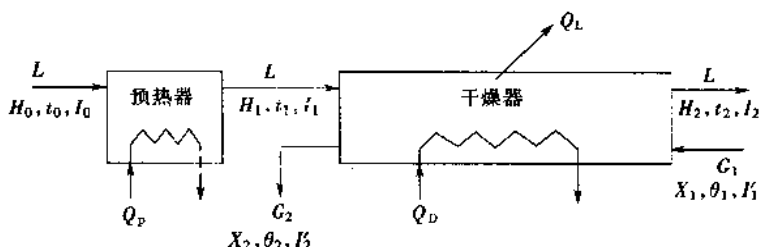


图 9-4 干燥系统中流程示意图

(2) 向干燥器补充的热量 Q_D

围绕图 9-4 中的干燥器作热量衡算, 经整理可得

$$Q_D = L(I_2 - I_1) + G(I'_2 - I'_1) + Q_L \quad (9-22)$$

式中 $I' = (c_s + Xc_w)\theta$ (9-23)

(3) 干燥装置消耗的总热量 Q

干燥装置所消耗的总热量包括预热器及干燥器所消耗热量的加和, 可由整个干燥装置的热量衡算求得, 即

$$Q = Q_p + Q_D = L(I_2 - I_0) + G(I'_2 - I'_0) + Q_L \quad (9-24)$$

为了便于分析热量利用效果和计算, 将式 9-24 进行变形得到

$$Q = Q_p + Q_D = 1.01L(t_2 - t_0) + W(2490 + 1.88t_2) + Gc_m(\theta_2 - \theta_1) + Q_L \quad (9-25)$$

平均比热容 c_m 值可以湿物料离开干燥时的有关参数计算, 即

$$c_m = c_s + X_2c_w = c_s + 4.187X_2 \quad (9-26)$$

式 9-25 表明, 加入干燥装置的热量产生四项效果: 加热空气、蒸发湿物料中水分、加热湿物料、弥补热损失。

4. 何谓干燥系统的热效率? 如何提高其热效率?

答: 蒸发水分所需热量 Q_v 占向干燥系统输入的总热量 Q 的分率称为干燥系统的热效率, 以 η 表示。若忽略湿物料中带入系统中的热量, 则 η 表达式为

$$\eta = \frac{Q_v}{Q} \times 100\% = \frac{W(2490 + 1.88t_2)}{Q} \times 100\% \quad (9-27)$$

干燥系统的热效率是干燥过程经济性的重要指标。 η 高表明热利用率好。为了提高 η 可采取如下措施:

- ① 降低空气离开干燥器的温度 t_2 或提高其湿度 H_2 , 但 t_2 不宜过低, 以避免在后面操作中析出水滴;
- ② 提高空气的预热温度 t_1 ;
- ③ 注意干燥设备和管道保温, 最大限度降低 Q_L ;
- ④ 利用温度较高的废气预热空气或加热冷物料, 以提高废热的利用程度;
- ⑤ 采用部分废气循环流程或干燥器中间加热, 以便在预热器中可采用低能位热源。

【例 9-5】 对例 9-4 的干燥系统, 湿空气在预热器中从 20℃ 升温至 90℃ 进入干燥器, 空气在干燥器中经历等焓增湿过程。湿物料进出干燥的温度分别为 20℃ 及 45℃, 绝干物料的比热容为 2.44 kJ/(kg 绝干

料,℃)。忽略干燥系统的热损失。试计算:

- (1)预热器的传热量 Q_p ;
- (2)空气离开干燥器的温度 t_2 ;
- (3)干燥器补充的热量 Q_D ;
- (4)干燥系统的热效率 η ;
- (5) $H-I$ 图上表达空气在干燥系统中的状态变化情况。

解:本题是在例 9-4 物料衡算的基础上进行热量衡算。在例 9-4 已经求得的有关参数为: $G = 1408$ kg 绝干料/h, $X_1 = 0.1364$, $X_2 = 0.0204$, $W = 163.3$ kg/h, $L = 9079$ kg 绝干气/h。

- (1)预热器的传热量 Q_p

Q_p 由式 9-21 计算:

$$Q_p = L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0) \\ = 9079(1.01 + 1.88 \times 0.01)(90 - 20) = 6.538 \times 10^5 \text{ kJ/h} = 181.6 \text{ kW}$$

- (2)空气离开干燥器的温度 t_2

由于空气在干燥器中经历等焓增湿过程,则由焓的定义得到

$$(1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2490H_1 = (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2490H_2$$

式中的 $H_1 = H_0 = 0.01$ kg/kg 绝干气, $H_2 = 0.028$ kg/kg 绝干气,将其代入上式并对 t_2 求解:

$$(1.01 + 1.88 \times 0.01) \times 90 + 2490 \times 0.01 = (1.01 + 1.88 \times 0.028)t_2 + 2490 \times 0.028$$

解得 $t_2 = 45^\circ\text{C}$

- (3)干燥器补充的热量 Q_D

Q_D 用式 9-22 计算:

$$Q_D = L(I_2 - I_1) + G(F_2 - F_1) + Q_L$$

由题给条件, $I_2 = I_1$, $Q_L = 0$,因而上式简化为

$$Q_D = G(F_2 - F_1)$$

其中 $F_1 = (c_p + 4.187X_1)\theta_1 = (2.44 + 4.187 \times 0.1364) \times 20 = 60.2$ kJ/kg 绝干料

$$F_2 = (c_p + 4.187X_2)\theta_2 = (2.44 + 4.187 \times 0.0204) \times 45 = 113.6$$
 kJ/kg 绝干料

将有关数据代入 Q_D 的简化式,得

$$Q_D = 1408(113.6 - 60.2) = 75249 \text{ kJ/h} = 20.9 \text{ kW}$$

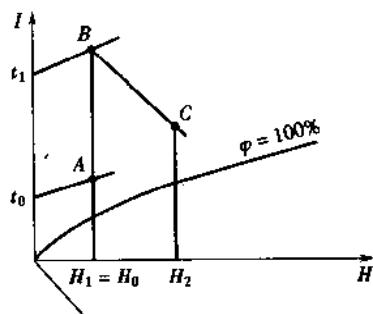
- (4)干燥系统的热效率

用式 9-27 计算:

$$\eta = \frac{Q_v}{Q_p + Q_D} \times 100\% = \frac{W(2490 + 1.88t_2)}{Q_p + Q_D} \times 100\% \\ = \frac{163.3(2490 + 1.88 \times 45)}{6.538 \times 10^5 + 0.752 \times 10^5} \times 100\% = 57.7\%$$

- (5)在 $H-I$ 图上表达空气的状态变化

空气在干燥系统中经历两个状态变化过程,即由初始温度 t_0 在预热器中等湿升温至 t_1 ,以后又在干燥器中从温度 t_1 等焓湿降温至 t_2 ,其在 $H-I$ 图上表示方法如下:由 $t_0 = 20^\circ\text{C}$ 及 $H_0 = 0.01$ 在 $H-I$ 图上定出点 A,此点即空气进入预热器的状态点。过点 A 沿等 H 线向上交 $t_1 = 90^\circ\text{C}$ 的等温线于点 B,线段 AB 代表在预热器中空气状态变化,点 B 表示空气离开预热器进入干燥器的状态,显然 $H_1 = H_0$ 。过点 B 沿等 I 线交 $H_2 = 0.028$ 的等 H 线于点 C,BC 代表空气在干燥器经历等焓变化过程,点 C 表示离开干燥器的空气状态。 $t_2 = 45^\circ\text{C}$ 的等 t 线也应通过点 C。



例 9-5 附图

5. 如何确定空气离开干燥器的状态参数?

答:为了确定空气离开干燥器的状态参数(如 t_2 、 H_2 或 I_2),需了解空气通过干燥器时所经历的过程性质。一般根据在干燥器中焓的变化情况,将干燥过程分为等焓过程与非等焓过程。

(1) 等焓干燥过程

等焓干燥过程又称绝热干燥过程或理想干燥过程。这是一个理想化的干燥过程模型。

符合如下条件的为等焓干燥过程:

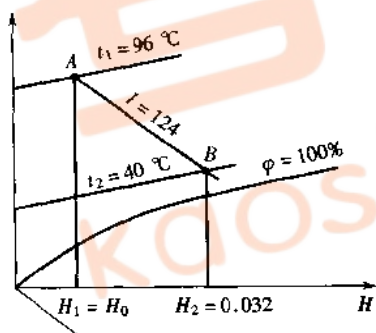
- ① 不向干燥器补充热量,即 $Q_D = 0$;
- ② 干燥器的热损失可忽略不计,即 $Q_L = 0$;
- ③ 湿物料进、出干燥器的焓相等,即 $G(I_2 - I_1) = 0$ 。

根据式 9-22,在上述简化假设条件下,必然具有 $I_2 = I_1$,即空气在干燥器中状态的变化是等焓过程。这种过程在 $H-I$ 图上沿等 I 线变化,只要知道空气在干燥器出口的任一独立变量(如 t_2 或 H_2),便可确定空气的其他变量。反过来,当测得空气的出口状态参数后,也可根据干燥入口任一独立变量,确定入口的其他状态参数。

(2) 非等焓干燥过程

非等焓干燥过程又称非绝热干燥过程或实际干燥过程。

只要有一条不符合理想干燥过程条件的,均为非等焓干燥过程。在例 9-5 中,虽然空气在干燥器中基本上保持等焓,但由于需向干燥器补充热量,故不能当作理想干燥过程。对于非等焓干燥过程,需要联立物料衡算、热量衡算及焓(I 和 I')的表达式来确定空气的状态参数。



例 9-6 附图 1

【例 9-6】在 101.33 kPa 的总压下,用温度为 25 °C、湿度为 0.01 kg/kg 绝干气、流量为 1 600 kg 绝干气/h 的空气作介质干燥湿物料,进干燥器的温度为 96 °C,离开干燥器的温度为 40 °C。试计算如下两种情况下离开干燥器空气的湿度和干燥系统的热效率。

- (1) 理想干燥过程;
- (2) 实际干燥过程。加热物料和干燥器热损失共消耗热量 4.8 kW,干燥器不补充热量。

解:对于理想干燥过程,根据 I 和 t_2 可求得 H_2 ;对于非等焓干燥过程,则需通过热量衡算求得 I_2 ,再由 I_2 和 t_2 计算 H_2 。计算两种干燥过程的 η 均用式 9-27。计算方法可用解析法或图解法。

(1) 理想干燥过程

根据题给数据可计算 I_1 值,即

$$\begin{aligned} I_1 &= (1.01 + 1.88 H_1) t_1 + 2490 H_1 \\ &= (1.01 + 1.88 \times 0.01) \times 96 + 2490 \times 0.01 \\ &= 123.7 \text{ kJ/kg 绝干气} \\ I_2 &= (1.01 + 1.88 H_2) t_2 + 2490 H_2 \\ &= (1.01 + 1.88 H_2) \times 40 + 2490 H_2 = 40.4 + 2565 H_2 \end{aligned}$$

对于理想干燥过程有 $I_2 = I_1$,则

$$40.4 + 2565 H_2 = 123.7$$

解得 $H_2 = 0.0325 \text{ kg/kg 绝干气}$

此解可在 $H-I$ 图上进行:在本题附图 1 上,由 $H_1 = H_0 = 0.01 \text{ kg/kg}$ 绝干气及 $t_1 = 96^\circ\text{C}$ 确定点 A,过点 A 作等焓($I_1 = 123.7 \text{ kJ/kg}$ 绝干气)线与 $t_2 = 40^\circ\text{C}$ 的等温线交于点 B,在水平坐标上读得 $H_2 = 0.032 \text{ kg/kg}$ 绝干气,与计算结果相吻合。过点 A 的等 I 线即理想干燥过程的操作线。

热效率 η 由式 9-27 计算,即

$$\eta = \frac{W(2490 + 1.88t_2)}{Q}$$

式中 $W = L(H_2 - H_1) = 1600(0.0325 - 0.01) = 36.0 \text{ kg/h}$

$$Q = Q_p = L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0)$$

$$= 1600(1.01 + 1.88 \times 0.01)(96 - 25) = 11.69 \times 10^4 \text{ kJ/h} = 32.5 \text{ kW}$$

于是 $\eta = \frac{36.0(2490 + 1.88 \times 40)}{11.69 \times 10^4} \times 100\% = 79.02\%$

对于理想干燥器,干燥系统的热效率也用下式计算

$$\eta = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0} \times 100\% = \frac{96 - 40}{96 - 25} \times 100\% = 78.9\%$$

两式计算结果一致。

(2) 实际干燥过程

空气进入干燥器的状态参数与理想干燥过程相同,即

$$I_1 = 123.7 \text{ kJ/kg 绝干气}$$

$$H_1 = H_0 = 0.01 \text{ kg/kg 绝干气}$$

I_2 由干燥器的热量衡算求解,即

$$Q_D = L(I_2 - I_1) + G(I_2 - I_1) + Q_L$$

将有关数据代入上式为

$$0 = 1600(I_2 - 123.7) + 4.8 \times 3600$$

解得 $I_2 = 112.9 \text{ kJ/kg 绝干气}$

将有关数据代入式 9-8,便可求得 H_2 :

$$I_2 = (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2490H_2$$

或 $112.9 = (1.01 + 1.88H_2) \times 40 + 2490H_2$

解得 $H_2 = 0.02826 \text{ kg/kg 绝干气}$

H_2 用图解法更为简便。由 $I_2 = 112.9 \text{ kJ/kg}$ 绝干气及 $t_2 = 40^\circ\text{C}$ 在本题附图 2 的 $H-I$ 图上定出点 C,可在水平坐标上读得 $H_2 = 0.028 \text{ kg/kg}$ 绝干气,与计算值接近。

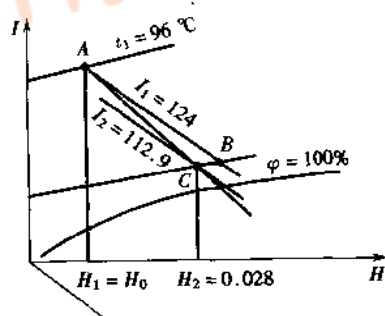
由于加热物料和干燥器热损失消耗热量,而干燥器又不补充热量,因而空气离开干燥器的焓 I_2 小于进干燥器的焓 I_1 ,其操作线 AC 在理想干燥器操作线 AB 的下方。

实际干燥过程热效率的计算方法同理想干燥过程。有关数据为

$$W = 1600(0.02826 - 0.01) = 29.26 \text{ kg/h}$$

$$Q = 32.50 \text{ kW}$$

$$\eta = \frac{29.26(2490 + 1.88 \times 40)}{3600 \times 32.50} \times 100\% = 64.15\%$$



例 9-6 附图 2

1-9-4 干燥过程中的平衡关系和速率关系

1. 如何区分物料中所含水分的性质?

答:湿物料的干燥速率和物料结构及其所含水分性质有密切关系。湿物料中所含水分性质分类如下。

(1) 水分与物料的结合方式

根据干燥操作中除去水分难易将物料中所含水分分为结合水 and 非结合水。

物料中的非结合水是指以机械方式与物料结合的吸附水分及孔隙中的水分,很容易用干燥方法除去。

物料中的结合水是指与物料结合力较强的细胞壁内的水分及小毛细管内的水分,较非结合水难以除去。

在恒定的温度下,物料的结合水与非结合水的划分,只取决于物料本身的特性,而与空气状态无关。

(2) 平衡水分与自由水分

根据一定干燥操作条件下水分能否被除去而将物料中的水分分为平衡水分和自由水分。

平衡水分是指在固定空气状态下不能被除去的物料中的水分,是特定干燥条件下物料的极限含水量,又称平衡湿含量或平衡含水量,以 X^* 表示,单位为 $\text{kg 水分}/\text{kg 绝干料}$ 。

自由水分是指超过 X^* 的那部分在干燥操作中能够被除去的水分。

在相同的干燥条件下,不同物料的平衡水分数值相差很大;同一种物料的平衡水分随空气的状态而变,物料本身温度升高其平衡水分降低。各种物料的平衡水分由实验测得。

2. 干燥过程中的平衡关系如何表达?

答:干燥过程的平衡关系可用平衡关系曲线来表达。

在一定温度下测得 $\varphi-X^*$ 关系曲线称为干燥过程中的平衡关系曲线,它与蒸馏中的 $x-y$ 和吸收中的 $X-Y$ 平衡关系曲线相对应。湿物料中的结合水是 $\varphi = 100\%$ 的平衡湿含量。

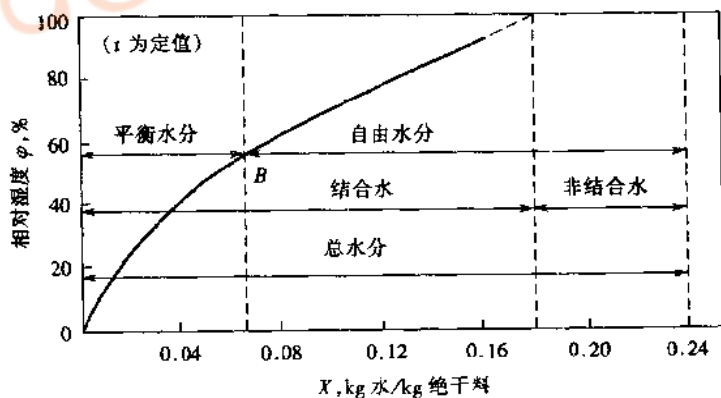


图 9-5 干燥过程中的平衡关系

当温度变化范围不太大时,一般可近似认为 X^* 与温度无关,而仅是 φ 的函数。

图 9-5 清晰地表达了湿物料中的总水分、自由水分、平衡水分、结合水分与非结合水分之间的关系。图中的总水分量为 $X_1 = 0.24$,其结合水 $X_A = 0.18$, $\varphi = 60\%$ 所对应的 $X^* = 0.075$ 。

3. 何谓恒定干燥条件?

答:按空气状态变化情况,干燥过程可分为恒定干燥条件和变动干燥条件。恒定干燥条件是指在干燥过程中空气的温度、湿度及流速均保持不变。显然,只有大量空气通过很小量湿物料时,从物料中汽化的水分量很少,才可近似认为空气状态参数维持恒定。在连续操作的干燥设备内不可能保持恒定干燥条件而为变动干燥条件。恒定干燥条件是假定的简化模型。本节讨论的即为恒定状态下的干燥过程。

4. 如何测定干燥曲线及干燥速率曲线?

答:干燥曲线与干燥速率曲线是通过恒定干燥条件下的干燥实验来测定。

(1) 干燥曲线

在间歇操作的干燥实验装置上,于恒定干燥条件下,定时地测量物料的质量随时间的变化情况,同时记录物料表面的温度 θ ,直到物料的质量和表面温度恒定为止。此时物料中所含水分即平衡水分。然后在电烘箱中测定绝干物料量。从而可算得各对应时间的 X ,并绘制 $X-\tau$ 及 $\theta-\tau$ 的关系曲线,此即恒定干燥条件下的干燥曲线。

(2) 干燥速率曲线

干燥速率是指单位时间、单位干燥面积上汽化的水分质量,以 U 表示,单位为 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,其表达式为

$$U = \frac{dW'}{Sd\tau} = - \frac{G'dX}{Sd\tau} \quad (9-28)$$

将干燥曲线转化为 $U-X$ 的关系曲线,称为恒定干燥条件下的干燥速率曲线。从比较典型的干燥速率曲线上可以明显地将干燥分为两个主要阶段——恒速干燥阶段与降速干燥阶段。两个阶段的机理、特点及影响因素各不相同。

5. 恒速和降速干燥阶段的机理、特点及影响因素有何区别?

答:(1)恒速干燥阶段——表面汽化控制阶段

本阶段中,物料表面保持被水分完全润湿,从而使得水分汽化速率恒定,即 U_0 为常数;空气传递给湿物料的显热恰好等于水分汽化热,使物料表面保持空气入口状态的湿球温度,即 $\theta = t_w$;此阶段除去的全部为非结合水;影响该阶段干燥速率的主要因素是干燥介质的状况。提高空气的温度和流速、降低其湿度均可使 U_0 增大,因此恒速干燥阶段又称表面汽化控制阶段。

恒速阶段的干燥速率通常根据对流传热通量来计算,即

$$U_0 = \frac{\alpha(t - t_w)}{r_{t_w}} \quad (9-29)$$

对于空气平行吹过静止物料层表面、空气垂流过物料层、空气对悬浮颗粒之间的对流传热系数都有相应的计算公式,要正确地选用。

(2) 降速干燥阶段——物料内部迁移控制阶段

在本阶段,物料表面出现部分乃至全部干燥区(即没有水层覆盖),水分的汽化速率随物料中含水量的减少而降低,即 U 不为常数;空气传递给物料的显热大于水分汽化所需热量,致使物料表面温度逐渐升高至 θ_2 ;此阶段除去的是结合水分,但如果恒速阶段过快,会使物料中的部分非结合水留给降速阶段来除去;影响该阶段干燥速率的主要因素是物料本身的结构、形状和尺寸。减小物料尺寸和厚度,使物料分散悬浮等措施均有利于降速阶段干燥速率的提高。物料本身温度也影响干燥速率。

降速阶段的干燥计算,多以实验测得的干燥曲线或干燥速率曲线为依据。

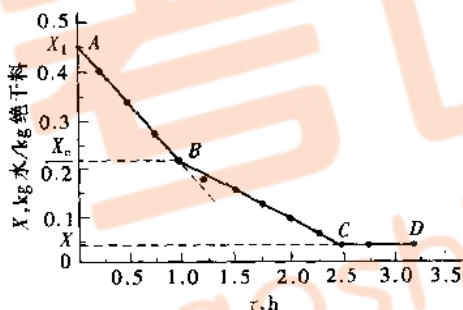
6. 何谓临界参数? 确定临界参数有何意义?

答:恒速干燥阶段与降速干燥阶段分界点所对应的参数称为临界参数,其中包括临界干燥速率 U_c 和临界湿含量(临界含水量) X_c 。 U_c 即恒速干燥阶段的速率; X_c 与物料性质及干燥介质状况有关。选择适宜的干燥条件,使非结合水在恒速干燥阶段全部除去,使 X_c 尽可能地变小,这样可在相同的干燥任务下消耗最短的干燥时间。

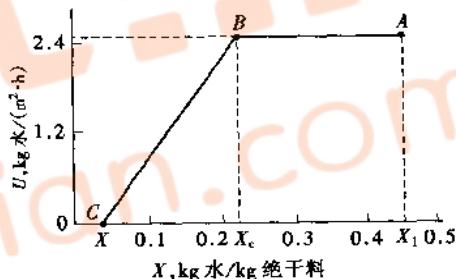
临界参数的确定对于干燥操作和干燥装置的设计都有指导意义。

【例 9-7】在洞道式干燥器中,于 101.33 kPa 的总压及恒定干燥条件下,测得湿物料的简化干燥曲线如本题附图 1 所示。物料的绝干质量为 85 g,干燥面积为 0.008 m²。试计算:

- (1) 恒速和降速干燥阶段各除去多少水分;
- (2) 作出干燥速率曲线。



例 9-7 附图 1



例 9-7 附图 2

解:(1) 恒速和降速干燥阶段各除去的水分

从干燥曲线可看出, AB 段为恒速干燥阶段,物料从 $X_1 = 0.45$ kg 水/kg 绝干料降至 $X_c = 0.22$ kg 水/kg 绝干料; BC 为降速干燥阶段,物料湿含量达到平衡值 $X^* = 0.04$ kg 水/kg 绝干料。点 B 对应物料临界含水量。恒速干燥阶段除去的水分

$$W_1 = G(X_1 - X_c) = 0.085(0.45 - 0.22) = 0.01955 \text{ kg} = 19.55 \text{ g}$$

降速干燥阶段汽化的水分量为

$$W_2 = G(X_c - X^*) = 0.085(0.22 - 0.04) = 0.0153 \text{ kg} = 15.3 \text{ g}$$

(2) 干燥速率曲线

恒速阶段的干燥速率为

$$U_c = \frac{dW}{Sd\tau} = \frac{0.01955}{0.008 \times 1} = 2.44 \text{ kg 水}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

降速干燥阶段的干燥速率从 U_c 降至 X^* 对应的 $U=0$ 。

根据如上数据作出干燥速率曲线如本题附图 2 所示。

7. 干燥时间如何计算?

答: 恒定干燥条件下干燥时间的计算以干燥实验数据或干燥曲线为基础而进行。

(1) 恒速阶段的干燥时间

① 从干燥曲线上直接读取 X_1 干燥至 X_c 所需的时间 τ_1 。如例 9-7 附图中恒速阶段所需时间为 1 h。

② 利用干燥速率曲线进行计算:

$$\tau_1 = \frac{G'(X_1 - X_c)}{SU_c} \quad (9-30)$$

③ 利用对流传热通量计算, 将式 9-29 代入式 9-30, 得到

$$\tau_1 = \frac{G'r_{tw}(X_1 - X_c)}{S\alpha(t - t_w)} \quad (9-31)$$

(2) 降速阶段的干燥时间

由于降速阶段物料内部水分迁移机理的复杂性, 至今还没有通用的计算该阶段干燥速率的方程式。干燥时间的计算大都以干燥曲线或干燥速率曲线为依据。

① 降速阶段的干燥时间可利用干燥曲线进行计算。例如例 9-7, 若将物料的湿含量从 $X_1 = 0.45 \text{ kg/kg}$ 绝干料干燥至 $X_2 = 0.08 \text{ kg/kg}$ 绝干料, 求其所需干燥时间, 则可从该题附图上读得 $\tau = 2.1 \text{ h}$, 其中恒速阶段 $\tau_1 = 1 \text{ h}$, 降速阶段 $\tau_2 = 1.1 \text{ h}$ 。

② 利用干燥速率曲线计算干燥时间。降速阶段干燥时间 τ_2 可用如下通式计算, 即

$$\tau_2 = \frac{G'}{S} \int_{X_c}^{X_2} \frac{dX}{U} \quad (9-32)$$

对于任意形状的干燥速率曲线, 均可用图解积分或近似公式数值积分。

若 U 与 $(X - X^*)$ 呈线性关系, 则 τ_2 可表达为

$$\tau_2 = \frac{G'(X_c - X^*)}{SU_c} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \quad (9-33)$$

当缺乏平衡含水量 X^* 的数据时, 可假设降速阶段的速率曲线为通过原点的直线, 则 $X^* = 0$, 式 9-33 变为如下简化式

$$\tau_2 = \frac{G'X_c}{SU_c} \ln \frac{X_c}{X_2} \quad (9-33a)$$

湿物料从湿含量 X_1 ($X_1 > X_c$) 降至 X_2 ($X_2 < X_c$) 所需要的总干燥时间为

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 \quad (9-34)$$

[例 9-8] 以常压湿空气为干燥介质, 将湿物料的含水量从 20% 干燥至 5% (湿基)。已测得物料临界含水量 $X_c = 0.12 \text{ kg/kg}$ 绝干料, 平衡含水量 $X^* = 0.02 \text{ kg/kg}$ 绝干料, $G/S = 8 \text{ kg}$ 绝干料/ m^2 干燥表面, 降速阶段的干燥速率为直线且其斜率 $k = 10 \text{ kg}$ 绝干料/ $(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 求干燥的总时间。

解: 由题给数据可计算有关参数:

$$X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{0.2}{1 - 0.2} = 0.25$$

$$X_2 = \frac{w_2}{1 - w_2} = \frac{5}{100 - 5} = 0.0526$$

因 $k = \frac{U_c}{X_c - X^*} = 10$

故 $U_c = 10(X_c - X^*) = 10(0.12 - 0.02) = 1 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

由于 $X_1 > X_c > X_2$, 湿物料的干燥包括恒速阶段和降速阶段, 干燥所需总时间为两个阶段时间之和, 即

$$\begin{aligned} \tau &= \tau_1 + \tau_2 = \frac{G'(X_1 - X_c)}{SU_c} + \frac{G'(X_c - X^*)}{SU_c} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \\ &= \frac{8}{1} \left[(0.25 - 0.12) + (0.12 - 0.02) \ln \frac{0.12 - 0.02}{0.0526 - 0.02} \right] = 1.94 \text{ h} \end{aligned}$$

1-9-5 干燥设备

1. 根据加热方式的不同, 干燥器可分为几大类?

答: 根据加热方式, 可将干燥器分为表 9-1 所示的 4 大类。

表 9-1 常用干燥器的分类

加热方式(类型)	干燥器
对流加热干燥器 (直接加热干燥器)	厢式干燥器 气流干燥器 沸腾床干燥器 喷雾干燥器 转筒干燥器
传导加热干燥器 (间接加热干燥器)	滚筒干燥器 真空盘架式干燥器
辐射加热干燥器	红外线干燥器
介电加热干燥器	微波干燥器

2. 对各类干燥器共同的性能要求是什么?

答: 所有类型的干燥器都应满足如下要求:

- ①能保证生产能力及干燥产品的质量要求, 如湿含量、形状等。
- ②要求干燥速率快(干燥时间短)、设备尺寸小、能量消耗少、辅助设备的投资及经常费用低。
- ③操作控制方便, 劳动条件好。

3. 工业上应用最广泛的对流加热干燥器有哪几种? 其操作特性是什么? 适用于什么场合?

答: 工业上应用最广泛的几种对流加热干燥器如下。

(1) 厢式(盘式)干燥器

厢式干燥器又称室式干燥器或盘式干燥器。它为典型的间歇操作常压干燥设备。这种干燥器由若干个长方形的浅盘所组成。被干燥物料放在浅盘中,热气流从物料上方掠过而起干燥作用。

为改善劳动条件,缩短操作周期,可将浅盘放到小车上,使物料装卸能在厢外进行。若将浅盘改用小车便发展为连续或半连续操作的洞道式干燥器。

对于颗粒状物料,可在多孔的浅盘内铺一层物料,气流从盘底小孔垂直通过物料层,从而提高干燥速率,构成穿流厢式干燥器。

对于热敏性物料可在真空厢式干燥器中进行干燥。不过此时已经变为传导加热干燥器。

厢式干燥器适用于小批量、多品种、要求干燥条件变动大及干燥时间长的场合,特别适用于实验室或中间干燥试验装置。

(2) 沸腾床(流化床)干燥器

沸腾床干燥器是固体流态化技术在干燥操作中的应用。干燥器的基本结构是在多孔板上放置一定量的物料,使气体通过多孔板而分散均匀并与悬浮物料接触进行传热传质。

沸腾床干燥器以其结构形式分为单层圆筒沸腾床干燥器、多层沸腾床干燥器及卧式多室沸腾床干燥器。单层流化床干燥器可间歇操作也可连续操作,而多层和卧式多室流化床干燥器则为连续操作。

流化床干燥器生产能力大,干燥速率快,可根据需要调节物料在干燥器内的停留时间,适用于热敏性物料的干燥;设备结构简单,可动部件小,便于制造、操作和维修。适用于处理 $30\ \mu\text{m} \sim 6\ \text{mm}$ 粉状物料的干燥。

流化床干燥器不宜于处理易粘结或结块、湿含量过高的物料,对产品外观要求严格的物料也不宜采用。

(3) 气流干燥器

气流干燥是指物料以粉状分散于热气流中,一边进行并流输送,一边进行干燥的操作过程。对于泥状或块状物料的干燥,需安装粉碎加料装置。

气流干燥器的主体是直立的圆筒,待干燥的物料由螺旋输送机送入气流筒。由于高速热气流自筒底向上运动的作用,颗粒状的物料分散并悬浮在气流中,物料与气流在并流运动中进行传热传质,以达到干燥的目的。最后,物料随气流进入旋风分离器,收集产品,排放废气。

颗粒物料在干燥器内经历加速运动和恒速运动两个阶段。通常,加速段在加料口以上 $1 \sim 3\ \text{m}$ 内完成。

为了充分利用加速运动段干燥速率快的优势,对直立等径干燥管进行改进,开发出多级串联气流干燥管、脉冲气流干燥器以及旋流干燥器等。

气流干燥器适用性广,可用于干燥各种粉粒状物料,粒径最大可达 $100\ \text{mm}$,原料含湿量可在 $10\% \sim 40\%$ 之间,干燥产品含湿量可达 $1\% \sim 0.3\%$ (均为湿基);物料在干燥器内停留时间短,可用于处理热敏性或低熔点物料,但不适用于干燥易粉碎及对晶体有一定外形要求的物料。

(4) 喷雾干燥器

喷雾干燥是用雾化器将待干燥的原料液分散成雾滴,并使热气流与之接触而获得干燥产品的一种干燥方法。喷雾干燥过程分为料液雾化、雾滴与热气流接触、湿分蒸发及干燥产品收集等四个阶段。此种干燥器可连续操作,调节方便,干燥时间很短(一般在 $30\ \text{s}$ 以内),特别适

合于热敏性物料的干燥,如食品、药品、生物制品及染料等。

特别值得指出的是,喷雾干燥是将液体原料直接制成固体产品,省去了蒸发、结晶、过滤等中间环节和设备,大大简化了生产工艺过程。

将喷雾干燥和流态化技术相结合,开发出流化床喷雾造粒干燥器,在一个设备内完成喷涂、凝聚、干燥、冷却等四个过程,而且设备体积小,生产能力大。

4. 简述干燥器的发展趋势是什么?

答:20世纪70年代以来,干燥技术和干燥理论取得很大进展,新型干燥设备不断涌现。如撞击干燥、对撞干燥、声波干燥、热泵干燥、超临界流体干燥等相继在工业中得到应用,并取得良好效果。干燥器的发展趋势如下:

①装置大型化和操作自动化,如自动分析、自动调节、自动报警、自动包装等,以提高产量和质量,节省劳力,降低操作费用;

②发展热传导式干燥器,提高热效率;

③开发组合型干燥器;

④提高干燥操作控制水平,采用计算机和“专家”控制系统,实现在线测量;

⑤节省能耗和控制环境污染。

各种类型干燥器在结构和操作上相差悬殊,但干燥器设计的基本理论根据和原则是一致的。其基本依据是物料衡算、热量衡算、传热速率方程式和传质速率方程式。干燥器设计的基本原则是物料在干燥器内的停留时间必须等于或略大于干燥所需的时间。目前,干燥器的设计基本上处于经验方法阶段。

本章复习要点

干燥是利用热能从湿物料中除去湿分的操作,是热量传递和质量传递同时反方向进行的过程。本章以对流干燥为重点,要求掌握干燥过程的计算(包括空气性质参数计算、物料衡算、热量衡算、干燥时间计算等),干燥器的选型以及恒定干燥条件下干燥实验研究的方法。

一、本章需重点掌握的内容

(1) 湿空气的性质及焓—湿图

掌握湿度、水蒸气分压、相对湿度、焓的计算,干球温度、湿球温度、绝热饱和温度、露点的定义。

掌握焓—湿图及其应用,包括干燥过程中空气状态变化的图示。

(2) 干燥过程的物料衡算和热量衡算

掌握干燥过程的物料衡算,其中包括绝干物料量的计算、湿基与干基含水量的换算、水分蒸发量和空气消耗量的计算。

掌握干燥过程的热量衡算。预热器供热量和绝热干燥过程(理想干燥器)的计算。

干燥器出口空气状态的确定(重点是理想干燥器)。

二、本章应掌握的内容

(1) 干燥过程的平衡关系和速率关系

物料中所含水分的性质;根据除去的难易分为结合水与非结合水;根据可否除去分为自由水与平衡水。

干燥速率、恒定条件下的干燥曲线与干燥速率曲线的测定。

恒定条件下恒速干燥与降速干燥阶段的特点、强化措施,临界参数的确定。

恒定干燥条件下干燥时间的计算。

(2) 干燥器

工业常用干燥器的基本结构、操作特点及应用场合,其中以厢式干燥器、气流干燥器、流化干燥器及喷雾干燥器为重点。

三、本章一般了解的内容

对流干燥的特点。

提高干燥操作中热效率(节能)的途径或措施。

干燥器的发展趋势。

[例 9-9] 在常压流化床干燥器中将颗粒状物料的含水量从 0.18 降至 0.025(干基)。湿物料处理量为 2 000 kg/h。已测得在流化状态下该物料的临界含水量为 0.02,平衡含水量接近 0。 $t_0 = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、 $\varphi = 40\%$ 的空气经预热器升温至 $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ (对应湿球温度 $t_w = 33\text{ }^{\circ}\text{C}$)后进入干燥器,废气湿度为 0.027 kg/kg 绝干气。试求:

(1) 绝干空气消耗量;

(2) 预热器的传热量;

(3) 离开干燥器的废气温度及物料温度。

假定空气在干燥器内为等焓过程。 $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 下水的饱和蒸气压为 4.242 kPa。

解: 本题包括了干燥过程的物料衡算及热量衡算的相关内容。由于物料的最终含水量大于临界含水量,因而该干燥过程为仅有恒速干燥阶段的等焓干燥过程,从而使有关计算易于进行。

(1) 绝干空气消耗量

绝干空气消耗量用式 9-18 计算,即

$$L = \frac{G(X_1 - X_2)}{H_2 - H_1} = \frac{W}{H_2 - H_1}$$

式中各项计算如下:

$$H_1 = H_0 = 0.622 \frac{\varphi p_s}{P - \varphi p_s} = \frac{0.622 \times 0.4 \times 4.242}{101.33 - 0.4 \times 4.242} = 0.0106 \text{ kg/kg 绝干气}$$

$$G = \frac{G_1}{1 + X_1} = \frac{2000}{1 + 0.18} = 1695 \text{ kg/h}$$

$$L = \frac{G(X_1 - X_2)}{H_2 - H_0} = \frac{1695(0.18 - 0.025)}{0.027 - 0.0106} = 16020 \text{ kg/h}$$

(2) 预热器的传热量

用式 9-21 计算预热器的传热量 Q_p , 即

$$Q_p = L(I_1 - I_0)$$

式中 $I_0 = (1.01 + 1.88H_0)t_0 + 2490H_0$

$$= (1.01 + 1.88 \times 0.0106) \times 30 + 2490 \times 0.0106 = 57.3 \text{ kJ/kg 绝干气}$$

$$I_1 = (1.01 + 1.88H_0)t_1 + 2490H_0$$

$$= (1.01 + 1.88 \times 0.0106) \times 100 + 2490 \times 0.0106 = 129.4 \text{ kJ/kg 绝干气}$$

则 $Q_p = 16020(129.4 - 57.3) = 11.55 \times 10^5 \text{ kJ/h} = 320.8 \text{ kW}$

$$\begin{aligned} \text{或 } Q_p &= L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0) \\ &= 16\,020(1.01 + 1.88 \times 0.010\,6)(100 - 30) = 11.55 \times 10^5 \text{ kJ/h} = 320.8 \text{ kW} \end{aligned}$$

(3) 废气温度及物料出口温度

对于等焓干燥过程,符合下列关系:

$$(1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2\,490H_2 = I_1$$

将有关数值代入便可求得废气温度 t_2 :

$$(1.01 + 1.88 \times 0.027)t_2 + 2\,490 \times 0.027 = 129.4$$

$$\text{解得 } t_2 = 58.6\,^{\circ}\text{C}$$

在恒速干燥阶段,物料表面温度 θ 等于空气的湿球温度 $t_w = 33\,^{\circ}\text{C}$ 。

[例 9-10] 在常压绝热干燥器中将 1 500 kg 湿物料从原始含水量 18% 降至 1.5% (均匀湿基)。 $t_0 = 25\,^{\circ}\text{C}$ 、 $H_0 = 0.010 \text{ kg/kg}$ 绝干气的空气在预热器中升温至 $90\,^{\circ}\text{C}$ 后进入干燥器,离开干燥器空气的温度为 $50\,^{\circ}\text{C}$ 。试求:

(1) 完成上述干燥任务所需空气量;

(2) 预热器中加热蒸汽消耗量 (蒸汽的相变热为 $2\,205 \text{ kJ/kg}$,忽略预热器热损失);

(3) 干燥系统的热效率;

(4) 通过恒定条件下的干燥实验测得,物料的临界含水量 $X_c = 0.10 \text{ kg/kg}$ 绝干料,平衡含水量 $X^* = 0.01 \text{ kg/kg}$ 绝干料;已知干燥面积为 48 m^2 ,恒速阶段的干燥速率 $U_c = 2.2 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,假定降速阶段干燥速率与自由含水量 $(X - X^*)$ 呈直线关系,则所需干燥时间为若干。

解: 本题包括了干燥计算的所有内容。干燥时间中又包含恒速与降速两个干燥阶段。现逐项计算如下。

(1) 所需空气量

$$G' = G_1(1 - w_1) = 1\,500(1 - 0.18) = 1\,230 \text{ kg}$$

$$X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{18}{100 - 18} = 0.219\,5$$

$$X_2 = \frac{1.5}{100 - 1.5} = 0.015\,23$$

$$W = G'(X_1 - X_2) = 1\,230(0.219\,5 - 0.015\,23) = 251.3 \text{ kg}$$

$$L = \frac{W}{H_2 - H_0} \quad (1)$$

H_2 由焓的衡算求得。对于绝热干燥过程,空气进出干燥器的焓值相等,即

$$(1.01 + 1.88 \times 0.01) \times 90 + 2\,490 \times 0.01 = (1.01 + 1.88H_2) \times 50 + 2\,490H_2$$

$$\text{解得 } H_2 = 0.025\,93 \text{ kg/kg 绝干气}$$

将有关数值代入式(1),得到

$$L = \frac{251.3}{0.025\,93 - 0.01} = 1.578 \times 10^4 \text{ kg 绝干气}$$

$$L_w = L(1 + H_0) = 1.578 \times 10^4(1 + 0.01) = 1.594 \times 10^4 \text{ kg 新鲜气}$$

(2) 预热器中加热蒸汽消耗量

$$Q_p = L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0) = 1.578 \times 10^4(1.01 + 1.88 \times 0.01)(90 - 25) = 1.055 \times 10^6 \text{ kJ}$$

加热蒸汽消耗量为

$$W_h = \frac{Q_p}{r} = \frac{1.055 \times 10^6}{2\,205} = 478.6 \text{ kg}$$

(3) 干燥系统的热效率

对于绝热干燥过程, η 可用两种方法计算:

$$\eta = \frac{W(2\,490 + 1.88t_2)}{Q_p} = \frac{251.3(2\,490 + 1.88 \times 50)}{1.055 \times 10^6} = 0.615\,7 = 61.57\%$$

$$\text{或} \quad \eta = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0} \times 100\% = \frac{90 - 50}{90 - 25} \times 100\% = 61.54\%$$

(4)干燥时间

该干燥包含恒速与降速两个干燥阶段,总的干燥时间应为 $\tau_1 + \tau_2$ 。由式 9-31 与式 9-33 两式相加,得到

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{G}{SU} \left[(X_1 - X_c) + (X_c - X^*) \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \right] \\ &= \frac{1230}{48 \times 2.2} \left[(0.2195 - 0.10) + (0.10 - 0.01) \ln \frac{0.10 - 0.01}{0.01523 - 0.01} \right] = 4.375 \text{ h} \end{aligned}$$

【例 9-11】在常压绝热干燥器中用热空气干燥某种湿物料。空气的有关参数为:温度为 25℃、湿度为 0.009 kg/kg 绝干气,在预热器升温至 t_1 后进入干燥器,离开干燥器的温度为 50℃,湿度为 0.03 kg/kg 绝干气。湿物料进出干燥器的干基含水量分别为 0.25 及 0.025 kg/kg 绝干料,干燥产品量为 0.5 kg/s。试计算:

- (1)新鲜空气用量;
- (2)预热器的传热量;
- (3)空气进入干燥器的温度;
- (4)若被干燥物料为热敏性物质,空气进入干燥器的温度不允许超过 75℃,试定性分析对原干燥流程应如何改进?

解:(1)新鲜空气用量 L_w

新鲜空气的用量用式 9-20 计算,而式中的 L 由式 9-18 求得。各项计算如下:

$$G = G_1 / (1 + X_2) = 0.5 / (1 + 0.025) = 0.4878 \text{ kg/s}$$

$$W = G(X_1 - X_2) = 0.4878(0.25 - 0.025) = 0.1098 \text{ kg/s}$$

$$L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{0.1098}{0.03 - 0.009} = 5.23 \text{ kg 绝干气/s}$$

$$L_w = L(1 + H_0) = 5.23(1 + 0.009) = 5.28 \text{ kg 新鲜空气/s}$$

(2)预热器的热负荷 Q_p

$$Q_p = L(I_1 - I_0)$$

对于绝热干燥器有 $I_1 = I_2$,由题给条件 I_2 和 I_0 均可求得,即

$$\begin{aligned} I_0 &= (1.01 + 1.88H_0)t_0 + 2490H_0 \\ &= (1.01 + 1.88 \times 0.009) \times 25 + 2490 \times 0.009 = 48.1 \text{ kJ/kg 绝干气} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{同理} \quad I_2 &= (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2490H_2 \\ &= (1.01 + 1.88 \times 0.03) \times 50 + 2490 \times 0.03 = 128.0 \text{ kJ/kg 绝干气} \end{aligned}$$

$$\text{则} \quad Q_p = (128 - 48.1) \times 5.23 = 418.0 \text{ kW}$$

(3)空气进入干燥器的温度 t_1

t_1 由 I_1 反求,理想干燥器的 $I_1 = I_2$,即

$$(1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2490H_1 = 128.0$$

$$\text{解得} \quad t_1 = 102.8^\circ\text{C}$$

t_1 也可根据 Q_p 求算,即

$$L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0) = 418.0$$

$$\text{解得} \quad t_1 = 102.8^\circ\text{C}$$

(4)对原流程的改进

采用部分废气循环流程来调节 t_1 不高于 75℃。

【例 9-12】在穿流厢式干燥器中干燥湿物料,每个浅盘的尺寸为 0.8 m × 1.6 m,常压空气以 2.4 kg/(m²·s)的质量流速穿过物料层,其平均温度为 80℃,湿度为 0.012 kg/kg 绝干气(对应的 $t_w = 31^\circ\text{C}$, $r_w =$

2 422 kJ/kg)。假定干燥为恒定操作条件。试求等速阶段每个浅盘上每小时汽化的水分量。

空气垂直流过静止物料层的对流传质系数由下式计算:

$$\alpha = 1.17 (L')^{0.37}$$

式中: α 为对流传热系数, $W/(m^2 \cdot s)$; L' 为湿空气的质量速度, $kg/(m^2 \cdot h)$ 。上式的应用条件为 $L' = 3\ 900 \sim 19\ 500\ kg/(m^2 \cdot h)$ 。

解:每小时汽化的水分量用式 9-29 计算,即

$$W = 3\ 600 S \frac{\alpha (t_1 - t_w)}{r_v}$$

式中 $\alpha = 1.17 (L')^{0.37} = 1.17 (3\ 600 \times 2.4)^{0.37} = 33.47\ W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

即 $W = 3\ 600 \times (0.8 \times 1.6) \frac{33.47(80 - 31)}{2\ 422 \times 10^3} = 3.12\ kg/h$

【例 9-13】在常压干燥器中干燥某种湿物料。已知物料的临界含水量为 0.10 kg/kg 绝干料,平衡含水量为 0.01 kg/kg 绝干料。物料初始和最终干基含水量分别为 0.25 及 0.020 4。恒速阶段干燥时间为 1 h,降速阶段的干燥曲线为直线。试求物料在干燥器中的停留时间至少为若干(h)。

解:物料在干燥器中的停留时间应等于或大于干燥所需时间。物料干燥所需时间由式 9-34 计算,即

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = \frac{G'}{SU_c} \left[(X_1 - X_c) + (X_c - X^*) \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \right]$$

式中的 $G'/(SU_c)$ 数据由恒速干燥段的已知数值求得,即

$$\tau_1 = \frac{G'}{SU_c} (X_1 - X_c)$$

$$\frac{G'}{SU_c} = \frac{\tau_1}{X_1 - X_c} = \frac{1}{0.25 - 0.10} = \frac{1}{0.15}$$

则 $\tau = 1 + \frac{1}{0.15} (0.10 - 0.01) \ln \frac{0.10 - 0.01}{0.020\ 4 - 0.01} = 2.295\ h$

自 测 题

一、填空题

1. 在 101.33 kPa 的总压下,在间壁式换热器中将温度为 293 K、相对湿度为 80% 的湿空气加热,则该空气下列状态参数变化的趋势是:湿度 H _____,相对湿度 φ _____,湿球温度 t_w _____,露点 t_d _____。
2. 在 101.33 kPa 的总压下,将饱和空气的温度从 t_1 降至 t_2 ,则该空气下列状态参数变化的趋势是:相对湿度 φ _____,湿度 H _____,湿球温度 t_w _____,露点 t_d _____。
3. 在实际的干燥操作中,常用 _____ 来测量空气的湿度。
4. 测定空气中水汽分压的实验方法是测量 _____。
5. 对流干燥操作的必要条件是 _____;干燥过程是 _____ 相结合的过程。
6. 在 101.33 kPa 的总压下,已知湿空气的温度为 40 $^\circ C$,其相对湿度 φ 为 60%,且 40 $^\circ C$ 下水的饱和蒸气压为 7.38 kPa,则该空气的湿度 H 为 _____ kg/kg 绝干气,其焓 I 为 _____ kJ/kg 绝干气。
7. 在一定的温度和总压强下,以湿空气作干燥介质,当所用空气的相对湿度 φ 减小时,则湿物料的平衡水分相应 _____,其自由水分相应 _____。
8. 恒定的干燥条件是指空气 _____、_____、_____ 均不变的干燥过程。
9. 恒速干燥阶段又称 _____ 控制阶段,影响该阶段干燥速率的主要因素是 _____;降速干燥阶段又称 _____ 控制阶段,影响该阶段干燥速率的主要因素是 _____。
10. 在恒速干燥阶段,湿物料表面的温度近似等于 _____。

11. 在常压和 $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ 下,测得湿物料的干基含水量 X 与空气的相对湿度 φ 之间的平衡关系为:当 $\varphi = 100\%$ 时,平衡含水量 $X^* = 0.26\text{ kg/kg}$ 绝干料;当 $\varphi = 40\%$ 时,平衡含水量 $X^* = 0.04\text{ kg/kg}$ 绝干料。已知该物料的初始含水量 $X_1 = 0.43\text{ kg/kg}$ 绝干料,现让该物料在 $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ 下与 $\varphi = 40\%$ 的空气充分接触,非结合水含量为 kg/kg 绝干料,自由含水量为 kg/kg 绝干料。

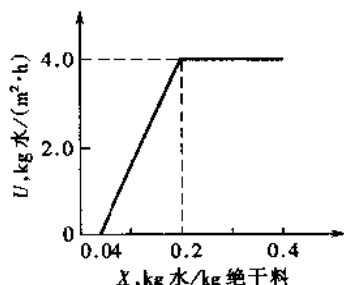
12. 干燥速率的一般表达式为 $\text{kg/(m}^2\cdot\text{h)}$ 在表面汽化控制阶段,则可将干燥速率表达为 $\text{kg/(m}^2\cdot\text{h)}$ 。

13. 在恒定干燥条件下测得湿物料的干燥速率曲线如本题附图所示。其恒速阶段的干燥速率为 $\text{kg 水/(m}^2\cdot\text{h)}$,临界含水量为 kg/kg 绝干料,平衡含水量为 kg/kg 绝干料。

14. 理想干燥器或等焓干燥过程是指 $\text{kg 水/(m}^2\cdot\text{h)}$,干燥介质进入和离开干燥器的焓值 kg/kg 绝干料。

15. 写出三种对流干燥器的名称: kg/kg 绝干料。

16. 固体颗粒在气流干燥器中经历 $\text{kg 水/(m}^2\cdot\text{h)}$ 和 kg/kg 绝干料两个运动阶段,其中 kg/kg 是最有效的干燥区域。



习题 13 附图

二、选择题

1. 已知湿空气的如下两个参数,便可确定其他参数()。

- A. H, p B. H, t_d C. H, t D. I, t_w

2. 当空气的相对湿度 $\varphi = 60\%$ 时,则其三个温度 t (干球温度)、 t_w (湿球温度)、 t_d (露点)之间的关系为()。

- A. $t = t_w = t_d$ B. $t > t_w > t_d$ C. $t < t_w < t_d$ D. $t > t_w = t_d$

3. 湿空气在预热过程中不变化的参数是()。

- A. 焓 B. 相对湿度 C. 湿球温度 D. 露点

4. 物料的平衡水分一定是()。

- A. 结合水分 B. 非结合水分 C. 临界水分 D. 自由水分

5. 在恒定条件下将含水量为 0.2 (干基,下同)的湿物料进行干燥。当干燥至含水量为 0.05 时干燥速率开始下降,再继续干燥至恒重,测得此时含水量为 0.004,则物料的临界含水量为()。

- A. 0.05 B. 0.20 C. 0.004 D. 0.196

6. 同一物料,如恒速阶段的干燥速率加快,则该物料的临界含水量将()。

- A. 不变 B. 减少 C. 增大 D. 不一定

7. 已知物料的临界含水量为 0.18 (干基,下同),现将该物料从初始含水量 0.45 干燥至 0.12,则干燥終了时物料表面温度 θ 为()。

- A. $\theta > t_w$ B. $\theta = t_w$ C. $\theta = t_d$ D. $\theta = t$

8. 利用空气作介质干燥热敏性物料,且干燥处于降速阶段,欲缩短干燥时间,则可采取的最有效措施是()。

- A. 提高干燥介质的温度 B. 增大干燥面积、减薄物料厚度
C. 降低干燥介质相对湿度 D. 提高空气的流速

9. 将水喷洒于空气中而使空气减湿,应该使水温()。

- A. 等于湿球温度 B. 低于湿球温度 C. 高于露点 D. 低于露点

10. 同一种物料在一定干燥速率下,物料愈厚,则其临界含水量()。

- A. 低 B. 不变 C. 高 D. 不定

11. 在恒定条件下干燥某种湿物料,则()。

(1) 临界含水量是结合水与非结合水的分界点。

(2)平衡水分是区分可除去水分与不可除去水分的分界点。

正确的结论是:

- A.两种提法都对 B.两种提法都不对
C.(1)对,(2)不对 D.(2)对,(1)不对

12.在等速干燥阶段,用同一种热空气以相同的流速吹过不同种类的物料层表面,则对干燥速率的正确判断是()。

- A.随物料种类不同而有极大差别 B.随物料种类不同可能会有差别
C.各种不同种类物料的干燥速率是相同的 D.不好判断

13.物料的平衡水分随其本身温度升高的变化趋势为()。

- A.增大 B.减少 C.不变 D.不确定

14.在下列条件下可认为接近恒定干燥条件()。

(1)大量的空气干燥少量的湿物料。

(2)工业上连续操作的干燥过程。

正确的判断是:

- A.都正确 B.都不正确 C.(1)对,(2)不对 D.(2)对,(1)不对

15.在一定温度下,物料的结合水与非结合水的划分,取决于()。

- A.空气的状态 B.物料的性质
C.由空气状态和物料特性共同决定 D.影响因素复杂,难以判定

16.在()两种干燥器中,固体颗粒和干燥介质呈悬浮状态接触。

- A.厢式与气流 B.厢式与流化床 C.洞道式与气流 D.气流与流化床

17.欲从液体料浆直接获得固体产品,则最适宜的干燥器是()。

- A.气流干燥器 B.流化床干燥器 C.喷雾干燥器 D.厢式干燥器

三、计算题

1.在总压 101.33 kPa 下,湿空气的相对湿度为 10%,湿度为 0.02 kg/kg 绝干气。试求该空气中水汽的分压 p 、温度 t 、焓 I 、露点 t_d 及湿容 v_H 。

2.在 101.33 kPa 的总压下,温度为 20 °C、湿度为 0.01 kg/kg 绝干气的湿空气在预热器中升温至 80 °C 后送入干燥器。离开干燥器时空气温度为 45 °C。假设空气在干燥中经历等焓过程,试用计算法和在 $H-I$ 图上图解法求解:

(1)1 kg 绝干气在预热器中焓的变化;

(2)1 kg 绝干气在干燥器中获得的水分量。

3.在常压连续逆流操作干燥器中用热空气干燥某种湿物料。两流股的有关参数:

空气 进干燥器的湿度为 0.011 kg/kg 绝干气,焓为 115.2 kJ/kg 绝干气;离开干燥器的焓为 109 kJ/kg 绝干气。

湿物料 初始湿基含水量为 20%,焓为 40 kJ/kg 绝干料;干燥后的干基含水量为 0.02 kg/kg 绝干料,焓为 91 kJ/kg 绝干料。干燥产品流量为 800 kg/h。

干燥器的热损失为 9.2 kW。

试求:(1)水分蒸发量 W ;

(2)新鲜空气消耗量 L_w ;

(3)空气离开干燥器的温度 t_2 。

4.在 101.33 kPa 的总压下以湿空气作介质干燥湿物料。湿空气的流量为 800 kg/h,进预热器时的温度为 30 °C,对应的湿球温度为 20 °C,离开干燥器的温度为 50 °C,湿度为 0.029 kg/kg 绝干气。试确定预热器的出口(即干燥器入口)空气的温度 t_1 和供给预热器的热量 Q_p 。假定为等焓干燥过程。

5.在常压干燥器中用热空气将物料的含水量从 15% 降至 2% (湿基),其处理量为 1 200 kg/h,加热物料所需

热量为 54 000 kJ/h; 空气进入预热器的湿度为 0.01 kg/kg 绝干气, 温度为 20 °C, 升温至 90 °C 后进入干燥器, 离开干燥器的湿度为 0.026 kg/kg 绝干气。忽略干燥器的热损失。试计算:

- (1) 水分蒸发量 W ;
- (2) 绝干空气流量 L ;
- (3) 预热器的传热量 Q_p ;
- (4) 欲保持空气在干燥器经历等焓过程, 需要向干燥器补充的热量 Q_D ;
- (5) 干燥系统的热效率 η 。

6. 常压下用温度为 80 °C、湿球温度为 35 °C (对应的湿度为 0.021 kg/kg 绝干气) 的湿空气平行吹过静置于浅盘内湿物料的表面而进行干燥。浅盘面积 0.3 m², 其四周及底部绝热良好。空气的质量速度为 4.60 kg/(m²·s)。试求恒速阶段的干燥速率 U_c 及每小时汽化的水分量 W 。

空气平行吹过静止物料层表面的对流传热系数可用如下经验公式计算:

$$\alpha = 0.0204(L')^{0.8}$$

上式的适用条件为 $L' = 2450 \sim 293000$ kg/(m²·h), 空气的平均温度为 45 ~ 150 °C。

7. 用热空气在分批操作的流化床干燥器中将 1 000 kg 的湿物料从 20% 干燥至 1.2% (均为湿基)。已测得: 恒速阶段的干燥速率为 1.8 kg 水/(m²·h), 物料的临界含水量为 0.08 kg/kg 绝干料, 平衡含水量为 0.004 kg/kg 绝干料, 降速阶段的干燥速率曲线为直线。每批操作物料提供的干燥表面积为 88 m²。求干燥总时间。

8. 在恒定干燥条件下于 1 h 内将湿物料自初始质量 65 kg 减至 50 kg。欲保持干燥条件不变, 而将物料中水分再汽化 5 kg, 试求需延长多少时间。

已知绝干物料量为 40 kg, 干燥速率与该物料的含水量呈线性关系。

考试点
kaoshidian.com

第二部分
《化工原理》(第 2 版)
习题解答

考试点
kaoshidian.com

上册*

2-1 流体流动

1. 试用式 1-2 及式 1-3 计算 3×10^5 Pa (绝对压强) 及 40°C 时空气的密度, 并比较两者的计算结果。空气的摩尔组成 (即物质量组成) 为: $\text{O}_2, 0.21; \text{N}_2, 0.78; \text{Ar}, 0.01$ 。

解: (1) 用式 1-2 求算, 由教材附录查得标准状况下空气的密度 $\rho_0 = 1.293 \text{ kg/m}^3$, 故

$$\rho = \rho_0 \frac{p}{p_0} \frac{T_0}{T} = 1.293 \times \frac{3 \times 10^5}{1.013 \times 10^5} \times \frac{273}{273 + 40} = 3.339 \text{ kg/m}^3$$

(2) 用式 1-3 计算, O_2 、 N_2 及 Ar 的摩尔质量分别为 32、28 及 40, 单位均为 kg/kmol , 故空气的平均摩尔质量为

$$M_m = 32 \times 0.21 + 28 \times 0.78 + 40 \times 0.01 = 28.96 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_m = \frac{pM_m}{RT} = \frac{3 \times 10^5 \times 28.96}{8.315 \times 10^3 (273 + 40)} = 3.338 \text{ kg/m}^3$$

两式计算结果基本一致。

2. 已知每小时进入乙苯蒸馏塔的原料液中含有 4.5 kg 苯、9 kg 甲苯、181.5 kg 乙苯及 105 kg 苯乙烯。试求该原料在 20°C 时的密度。提示: 各纯组分的密度可从教材附录中查得。

解: 各纯组分在混合液中的质量分数为

$$\text{苯} \quad a_1 = \frac{4.5}{4.5 + 9 + 181.5 + 105} = \frac{4.5}{300} = 0.015$$

$$\text{甲苯} \quad a_2 = \frac{9}{300} = 0.03$$

$$\text{乙苯} \quad a_3 = \frac{181.5}{300} = 0.605$$

$$\text{苯乙烯} \quad a_4 = \frac{105}{300} = 0.35$$

$$\Sigma = 1$$

由附录查出 20°C 时各组分的密度为: 苯, $\rho_1 = 879 \text{ kg/m}^3$; 甲苯, $\rho_2 = 867 \text{ kg/m}^3$; 乙苯, $\rho_3 = 867 \text{ kg/m}^3$; 苯乙烯, $\rho_4 = 911 \text{ kg/m}^3$ (为 15.6°C 时的值)。

$$\rho_m = \frac{1}{\frac{a_1}{\rho_1} + \frac{a_2}{\rho_2} + \frac{a_3}{\rho_3} + \frac{a_4}{\rho_4}} = \frac{1}{\frac{0.015}{879} + \frac{0.03}{867} + \frac{0.605}{867} + \frac{0.35}{911}} = 882.1 \text{ kg/m}^3$$

3. 用饱和水蒸气消毒医用注射器时, 温度不能低于 120°C , 否则达不到消毒效果。试求在西藏地区达到消毒温度时饱和蒸汽的表压强应为若干 Pa。

解: 从附录查出 120°C 时饱和水蒸气压为 1.986×10^5 Pa, 西藏地区大气压强为 0.6×10^5 Pa, 故进行注射器消毒时在西藏地区的饱和蒸汽表压强应为

$$1.986 \times 10^5 - 0.6 \times 10^5 = 1.386 \times 10^5 \text{ Pa (表压)}$$

* 上册习题中所用的图号、表号及公式号与教材对应。

4. 两流体的密度分别为 ρ_1 及 ρ_2 , 当该两流体的绝对压强相同时, 试推导说明两流体的密度与流体柱高度之间的关系式。

解: 以 p_a 表示大气压强, 单位为 Pa。 h_1 及 h_2 分别表示 ρ_1 流体及 ρ_2 流体的流体柱高度, 单位均为 m 流体柱。

$$\rho_1 \text{ 流体的绝对压强 } p_1 = p_a + \rho_1 h_1 g$$

$$\rho_2 \text{ 流体的绝对压强 } p_2 = p_a + \rho_2 h_2 g$$

两流体的压强相同, 故 $p_1 = p_2$, 因此

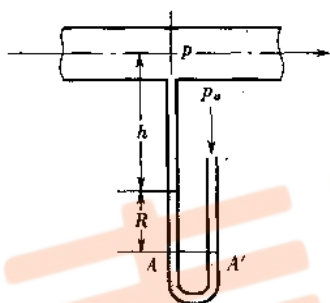
$$p_a + \rho_1 h_1 g = p_a + \rho_2 h_2 g$$

或
$$\frac{\rho_1}{\rho_2} = \frac{h_2}{h_1}$$

上式说明两流体压强相同时, 其流体柱高度与密度成反比。

5. 按照教材中图 1-4(b) 推导出求真空度的公式。

解: 教材中图 1-4(b) 如本题附图所示。



习题 5 附图

令 ρ_A 及 ρ_B 分别表示指示液及被测流体的密度, 单位为 kg/m^3 ; p_a 及 p 分别表示大气压强和测压口所在截面上的压强, 单位为 Pa。

参考本题附图, 取 A—A' 面为参考面, 根据流体静力学基本方程式 1-9 知

$$p_A = p + h g \rho_B + R g \rho_A$$

$$p_A = p_a$$

因 A 及 A' 两截面为在同一连续静止流体同一水平面上的两个截面, 故 $p_A = p_{A'}$, 将此关系代入以上两式并整理, 得

$$\text{真空度} = p_a - p = h g \rho_B + R g \rho_A$$

推导上式的过程中若不考虑大气压强 p_a , 则可直接得到真空度数值。

若测量的是气体压强, 上式可简化为

$$\text{真空度} = -p = R g \rho_A g$$

6. 常用本题附图所示的倒置 U 管压差计测量液体通过管道上某两截面间的压强差。U 管两端分别与被测两截面相连, 用被测液体自身作指示液, 液面上方空间充满了空气, 空气可通过旋塞吸入或排出, 以便调节 U 形管内液面的位置。已知管道内流过密度为 850 kg/m^3 的某种液体, U 管上读数为 200 mm。试求被测两截面间的压强差。

解: 令 ρ 及 ρ_g 分别表示被测液体及空气的密度。在图中取同一水平面上 e 及 f 两面, 根据式 1-9 知

$$p_e = p_1 - (R + h) \rho g$$

$$p_f = p_2 - R \rho_g g - h \rho g$$

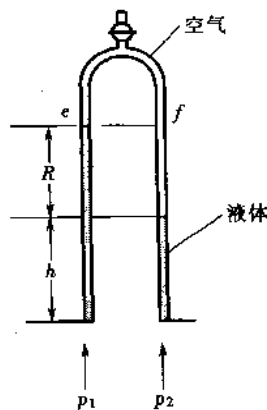
因 e 及 f 两面为连通着且在静止空气柱的同一水平面上, 故 $p_e = p_f$, 因此联立上二式并解得

$$p_1 - p_2 = R \rho g - R \rho_g g = R g (\rho - \rho_g)$$

因空气的密度 ρ_g 远小于液体的密度 ρ , 上式中 $\rho - \rho_g$ 可以简化为 ρ , 故

$$p_1 - p_2 = R \rho g$$

将已知值代入, 得



习题 6 附图

$$p_1 - p_2 = 0.2 \times 9.81 \times 850 = 1668 \text{ Pa}$$

7. 用 U 管压差计测量气体管路上某两截两间的压强差, 指示剂为水, 读数 R 为 12 mm。为了扩大指示剂读数, 改用微差压差计。指示剂 A 是含 40% 的乙醇水溶液, 其密度为 920 kg/m^3 ; 指示剂 C 是煤油, 其密度为 850 kg/m^3 。求微差压差计的读数为原来读数的倍数。忽略扩大室内两指示剂间的液面高度差。

解: 令 ρ_g 表示被测气体的密度, R 表示 U 管压差的读数, R' 表示微差压差计的读数。

利用式 1-9 计算 U 管压差计测得的压强差, 即

$$p_1 - p_2 = (\rho_{\text{H}_2\text{O}} - \rho_g) R g$$

利用式 1-11a 计算用微差压差计测得的压强差, 即

$$p_1 - p_2 = (\rho_A - \rho_C) R' g$$

两种压差计测的是同一压强差, 故上两式等号左侧相等, 联立上二式, 得

$$(\rho_{\text{H}_2\text{O}} - \rho_g) R g = (\rho_A - \rho_C) R' g$$

因气体密度 ρ_g 远小于水的密度 $\rho_{\text{H}_2\text{O}}$, 上式可简化为

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} R g = (\rho_A - \rho_C) R' g$$

$$\text{或 } \frac{R'}{R} = \frac{\rho_{\text{H}_2\text{O}}}{\rho_A - \rho_C} = \frac{1000}{920 - 850} = 14.3 \text{ 倍}$$

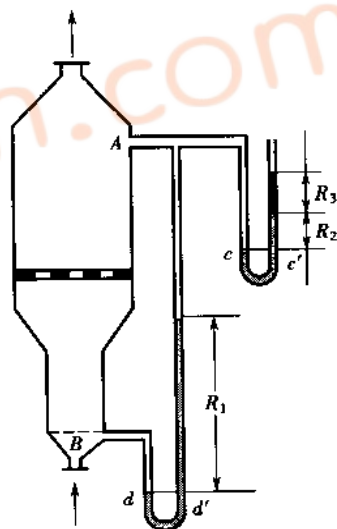
8. 在本题附图所示的气体流化床反应器上装有两个 U 管压差计。当气体通过流化床时, 测得 $R_1 = 400 \text{ mm}$ 、 $R_2 = 50 \text{ mm}$, 指示液为汞, 于顶部 U 管压差计与大气相通的支管液面上注入水, 水层高度 $R_3 = 50 \text{ mm}$ 。试求反应器内 A、B 两处的静压强各为若干 Pa。提示: 因气体密度远小于液体的, 故气柱与液柱相比, 可忽略与气柱高度相对应的压强差。

解: 以 ρ_{Hg} 、 $\rho_{\text{H}_2\text{O}}$ 及 ρ_g 分别表示汞、水及气体的密度, 单位均为 kg/m^3 。分别取顶部 U 管压差计汞与气体交界面 $c-c'$ 及底部压差计中气体与汞交界面 $d-d'$ 为参考面。

由于气体的密度远小于液体的密度, 气柱与液柱相比, 可以忽略由气柱高度所产生的压强差, 于是图中的 $p_A \approx p_c$ 及 $p_B \approx p_d$ 。

$$\begin{aligned} p_A \approx p_c &= p_{c'} = \rho_{\text{H}_2\text{O}} R_3 g + \rho_{\text{Hg}} R_2 g \\ &= 1000 \times 0.05 \times 9.81 + 13600 \times 0.05 \times 9.81 \\ &= 7161 \text{ Pa (表压)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} p_B \approx p_d &= p_{d'} = p_A + R_1 \rho_{\text{Hg}} g \\ &= 7161 + 0.4 \times 13600 \times 9.81 \\ &= 60530 \text{ Pa (表压)} \end{aligned}$$



习题 8 附图

9. 流化床反应器是在圆管内装有水平的分布板, 分布板上开有许多筛孔, 固体物料置于分布板上, 操作时指定状态的气体从分布板的底部送入, 通过筛孔使其上物料不停地上下翻动并进行反应。某厂新建的流化床反应器内径为 800 mm, 分布板上开有 640 个直径为 10 mm 的筛孔。操作之前, 用常温、常压的空气作冷模实验, 测得空气在反应器内的流速为 0.5 m/s , 试求空气通过分布板筛孔的流速。常温、常压下的空气可视为不可压缩的流体。

解: 以下标 1、2 分别表示反应器及筛孔。在本题条件下空气可视为不可压缩流体, 故可用式 1-17c 计算。

由不可压缩流体连续性方程式知

$$u_1 A_1 = u_2 A_2$$

其中 $A_1 = \frac{\pi}{4} (0.8)^2$

$$A_2 = 640 \times \frac{\pi}{4} (0.01)^2$$

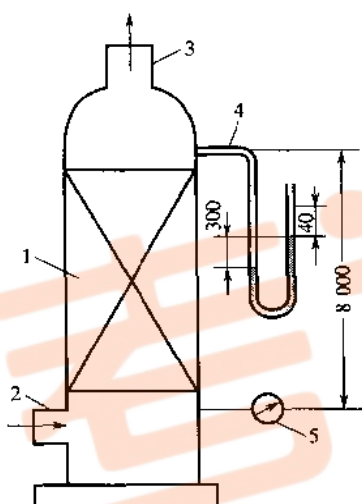
$$u_1 = 0.5 \text{ m/s}$$

将以上诸值代入连续性方程式,得

$$0.5 \times \frac{\pi}{4} (0.8)^2 = u_2 \times 640 \times \frac{\pi}{4} (0.01)^2$$

解得 $u_2 = 5 \text{ m/s}$

10.用清水在本题附图所示的洗涤塔内清洗某气体中的灰尘,分别用压强表及水银 U 压差计测量底部与顶部的压强。压强表上读数为 $0.5 \times 10^5 \text{ Pa}$, U 压差计上水银柱读数 R 为 300 mm, 水银柱上方水柱的读数 R' 为 40 mm, 两侧压口间的垂直距离为 8 m。求气体在塔内两侧压面间的能量损失。已知标准状态下气体的密度为 0.76 kg/m^3 , 塔内平均温度为 30°C 。提示:忽略气体在塔内的动能变化。



习题 10 附图

1—洗涤塔 2—进气管 3—出气管 4—水
银压差计 5—压强表

解:先检查在本题情况下的气体能否应用柏努利方程式。

题目要求计算两测压面间的能量损失,故取底部测压面为 1—1' 面,顶部测压面为 2—2' 面。

底部测压面上的压强为

$$p_1 = 0.5 \times 10^5 + 1.0133 \times 10^5 = 1.5133 \times 10^5 \text{ Pa (绝压)}$$

顶部测压面上的压强为

$$\begin{aligned} p_2 &= R \rho_{\text{H}_2\text{O}} g + R' \rho_{\text{H}_2\text{O}} g + 1.0133 \times 10^5 \\ &= 0.3 \times 13600 \times 9.81 + 0.04 \times 1000 \times 9.81 + 1.0133 \times 10^5 \\ &= 1.4175 \times 10^5 \text{ Pa (绝压)} \quad (\text{忽略左支管汞面上与气柱相对应的压强差}) \end{aligned}$$

$$\frac{p_1 - p_2}{p_1} = \frac{(1.5133 - 1.4175) \times 10^5}{1.5133 \times 10^5} \times 100\% = 6.3\% < 20\%$$

故本题可以应用柏努利方程式进行计算,但密度应采用全塔平均参数下的数值,题给的 30°C 为平均温度,平均压强为

$$p_m = \frac{1}{2} (1.5133 + 1.4175) \times 10^5 = 1.4654 \times 10^5 \text{ Pa}$$

故平均密度 ρ_m 为

$$\rho_m = \rho_0 \frac{p_m T_0}{p_0 T} = 0.76 \times \frac{1.4654 \times 10^5}{1.0133 \times 10^5} \times \frac{273}{273 + 30} = 0.99 \text{ kg/m}^3$$

在两测压面 1—1' 及 2—2' 间列柏努利方程式,以 1—1' 面为基准水平面,因无外功加入,故

$$g \Delta z + \frac{\Delta u^2}{2} + \frac{\Delta p}{\rho} + \sum h_f = 0$$

其中 $\Delta z = z_2 - z_1 = 8 - 0 = 8 \text{ m}$

题示 $\Delta u = 0$

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{(1.4175 - 1.5133) \times 10^5}{0.99} = -0.968 \times 10^4 \text{ J/kg}$$

故 $9.81 \times 8 + (-0.968 \times 10^4) + \sum h_f = 0$

解得 $\Sigma h_f = 960.2 \text{ J/kg}$

11. 用泵将密度为 1070 kg/m^3 的某种水溶液从开口贮槽送至开口高位槽内, 两槽内的液面均维持恒定, 其间垂直距离为 27 m 。管路直径为 $\phi 76 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$, 输送量为 $2 \times 10^4 \text{ kg/h}$ 。系统的全部能量损失为 35 J/kg , 泵的效率为 60% , 试求泵的轴功率。

解: 根据题意画出如本题附图所示的流程图。本题为有外功加入的定态流动。

以贮槽水平面为 1—1' 面, 高位槽液面为 2—2' 面, 在其间列柏努利方程式。以 1—1' 面为基准水平面。柏努利方程式为

$$z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \Sigma h_f$$

其中 $z_1 = 0$ $u_1 \approx 0$ $p_1 = 0$ (表压) $W_e =$ 待求值

$z_2 = 27 \text{ m}$ $u_2 \approx 0$ $p_2 = 0$ (表压) $\Sigma h_f = 35 \text{ J/kg}$

$$u = \frac{w_s}{\rho \times \frac{\pi}{4} d^2} = \frac{2 \times 10^4}{3600 \times 1070 \times \frac{\pi}{4} (0.07)^2} = 1.35 \text{ m/s}$$

将已知值代入柏努利式:

$$0 + 0 + 0 + W_e = 27 \times 9.81 + 0 + 0 + 35$$

解得 $W_e = 300 \text{ W}$

$$\text{轴功率 } N = \frac{w_s W_e}{\eta} = \frac{2 \times 10^4 \times 300}{3600 \times 0.6} = 2780 \text{ W}$$

12. 某离心泵安装于高出水井内水面 5.5 m 处, 吸水量为 $40 \text{ m}^3/\text{h}$ 。吸水管直径为 $\phi 114 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$, 包括管路入口损失的吸入管路上总能量损失为 4.5 J/kg 。试求泵吸入口处的真空度。当地大气压强为 $1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$ 。

解: 依题意画出如本题附图所示的流程图。

在井内水面 1—1' 与泵入口截面 2—2' (泵的吸入口) 间列柏努利方程式, 以 1—1' 面为基准水平面。本流动系统虽装有输送机械, 但 2—2' 面在泵入口处, 该截面上的流体尚未获得能量, 故应采用无外功加入的柏努利方程式, 即

$$z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \Sigma h_f$$

其中 $z_1 = 0$ $p_1 = 0$ (表压) $u_1 \approx 0$ $z_2 = 5.5 \text{ m}$

$$u_2 = \frac{40}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.106)^2} = 1.26 \text{ m/s}$$

$p_2 =$ 待求值

$\Sigma h_f = 4.5 \text{ J/kg}$

$$\text{故 } 0 + 0 + 0 = 5.5 \times 9.81 + \frac{p_2}{1000} + \frac{1.26^2}{2} + 4.5$$

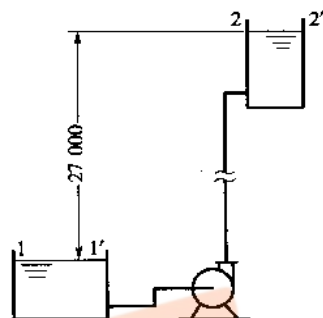
解得 $p_2 = -5.93 \times 10^4 \text{ Pa}$ (表压)

即泵入口处真空度为 $5.93 \times 10^4 \text{ Pa}$ 。

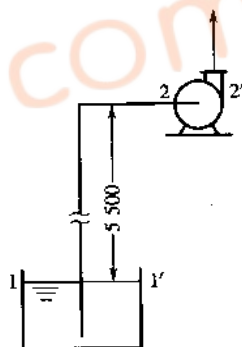
13. 在操作条件下, 每小时有 2900 m^3 的某种气体在内径为 230 mm 的管中流过, 管内平均温度为 50°C , 平均压强为 $1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$ (绝)。气体性质可按空气来处理。试判断气体流动时的流型。

解: 用 Re 准数的数值来判断流型。

$$Re = \frac{du\rho}{\mu}$$



习题 11 附图



习题 12 附图

对气体, Re 准数中的 u 及 ρ 应取同一截面上的数值, 为了方便, 因此将 Re 准数改写为

$$Re = \frac{dG}{\mu}$$

本题给出操作条件下的流量为 $2900 \text{ m}^3/\text{h}$, 同时又给出管内平均温度为 50°C 、压强为 $1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$, 三者是相适应的数据。

工作介质性质可按空气处理, 取空气的平均摩尔质量为 29 kg/kmol 。查出在 $1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$ 及 50°C 时空气的粘度为 $1.96 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。

平均操作条件下空气的密度为

$$\rho = \frac{pM}{RT} = \frac{1.0133 \times 10^5 \times 29}{8.315 \times 10^3 (273 + 50)} = 1.094 \text{ kg/m}^3$$

$$G = \frac{w_s}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{V_s \rho}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{2900 \times 1.094}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.23)^2} = 21.22 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$Re = \frac{dG}{\mu} = \frac{0.23 \times 21.22}{1.96 \times 10^{-5}} = 24.9 \times 10^4$$

气体流动时的流型为湍流。

14. 套管换热器是用管件将两根不同直径的管子连接成同心圆的套管, 冷、热两流体分别在管内和环隙通道内流过而进行热量交换。已知某套管换热器的内管直径为 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 、外管直径为 $\phi 51 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$, 管壁相对粗糙度为 0.001 。每小时有 3 m^3 的某种液体在环隙通道内流过进行热量交换。试求流体通过环形通道时每米管长因摩擦阻力而引起的压强降。已知操作条件下液体的密度为 836 kg/m^3 、粘度为 $0.64 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。

解: 令 d_1 表示外管内径、 d_2 表示内管外径, 则

$$\begin{aligned} \text{非圆形管当量直径 } d_e &= 4 \times \text{水力半径} = 4 \times \frac{\text{流通面积}}{\text{润湿周边}} \\ &= 4 \left[\frac{\frac{\pi}{4} d_1^2 - \frac{\pi}{4} d_2^2}{\pi d_1 + \pi d_2} \right] = d_1 - d_2 = (0.051 - 2 \times 0.003) - 0.025 = 0.02 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{环隙流通面积} = \frac{\pi}{4} d_1^2 - \frac{\pi}{4} d_2^2 = \frac{\pi}{4} [(0.045)^2 - (0.025)^2] = 0.001099 \text{ m}^2$$

$$u = \frac{3}{3600 \times 0.001099} = 0.758 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 0.758 \times 836}{0.64 \times 10^{-3}} = 19800$$

流型为湍流。

已知 $\epsilon/d = 0.001$, 由图 1-24 查出 $\lambda = 0.021$, 则

$$\frac{\Delta p_f}{l} = \frac{\rho \sum h_f}{l} = \frac{\lambda \cdot \frac{l}{d_e} \cdot \frac{\rho u^2}{2}}{l} = \frac{\lambda \rho u^2}{2 d_e} = \frac{0.021 \times 836 \times 0.758^2}{2 \times 0.02} = 252.2 \text{ Pa/m}$$

15. 某液体在圆形直管内作层流流动。液体的温度、流量及管长不变, 而将管径加倍。求因摩擦阻力而引起的压强降为原来的若干倍。

解: 以下标 1 表示原来情况, 下标 2 表示改变后的情况。

先检验管径改变后流型的变化。由液体连续性方程式的引申式知

$$\frac{u_1}{u_2} = \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^2 = \left(\frac{2d_1}{d_1} \right)^2 = 4$$

$$\frac{Re_1}{Re_2} = \frac{\frac{d_1 u_1 \rho}{\mu}}{\frac{d_2 u_2 \rho}{\mu}} = \frac{d_1 u_1}{d_2 u_2} = \frac{d_1}{2d_1} \frac{u_1}{u_2} = \frac{1}{2} \times 4 = 2 \quad (\text{温度、压强不变, } \rho \text{ 及 } \mu \text{ 为常数})$$

即管径加大后, Re 数只有原来的一半, 故管径改变后流型不变仍为层流。层流时摩擦系数的计算式为

$$\lambda = \frac{64}{Re}$$

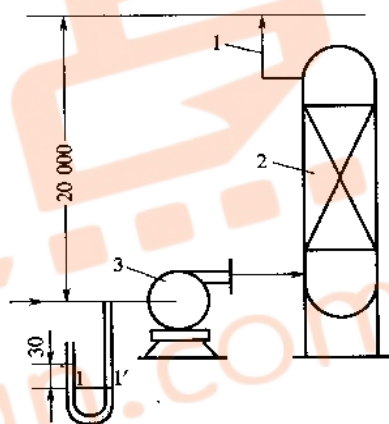
故

$$\frac{\lambda_1}{\lambda_2} = \frac{\frac{64}{Re_1}}{\frac{64}{Re_2}} = \frac{Re_2}{Re_1} = \frac{1}{2}$$

$$\frac{\Delta p_{f1}}{\Delta p_{f2}} = \frac{\lambda_1 \frac{l}{d_1} \frac{\rho u_1^2}{2}}{\lambda_2 \frac{l}{d_2} \frac{\rho u_2^2}{2}} = \frac{\lambda_1 d_2}{\lambda_2 d_1} \left(\frac{u_1}{u_2} \right)^2 = \frac{1}{2} \times 2 \times 4^2 = 16$$

当液体在圆形直管内作层流流动时, 若液体的温度、流量及管长均不变, 而将管径加倍, 因摩擦阻力而引起的压强降只有原来的 $1/16$ 。

16. 从设备送出的废气中含有少量可溶物质, 在放空之前令其通过一个洗涤塔, 以回收这些可溶物质进行综合利用, 并避免污染环境。气体流量为 $3600 \text{ m}^3/\text{h}$ (在操作条件下), 其物理性质与 50°C 的空气基本相同。如本题附图所示, 气体进入鼓风机前的管路上安装有指示液为水的 U 管压差计, 其读数为 30 mm 。输气管路与放空管的内径均为 250 mm , 管长与管件、闸阀的当量长度之和为 50 m (不包括进、出塔及管出口阻力)。放空口与鼓风机进口中心线的垂直距离为 20 m , 已估计气体通过塔内填料层的压强降为 $1.96 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。管壁的绝对粗糙度 ϵ 可取为 0.15 mm 。大气压强为 $1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$ 。求鼓风机的有效功率。



习题 16 附图

(未画出液体流动路线)

1—放空管 2—填料层 3—鼓风机

提示: (1) 忽略气体在塔内的动能变化; (2) 忽略压差计右支管指示剂上方与气柱相应的压强差。

解: 在 U 管压差计的测压面 1—1' 及放空管出口内侧 2—2' 面间列柏努利方程式。先检验该两面上压强变化情况:

$$p_2 = 0 \text{ (表压)}$$

忽略 U 管压差计右支管水面上方与气柱相对应的压强差, 则

$$p_1 = 9.81 \times 1000 \times 0.03 = 294.3 \text{ Pa (表压)}$$

$$\frac{p_1 - p_2}{p_1} = \frac{294.3 - 0}{294.3 + 1.0133 \times 10^5} \times 100\% = 0.29\% < 20\%$$

故可在 1—1' 与 2—2' 面间应用柏努利方程式。

由附录查出 $1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$ 及 50°C 时空气粘度为

$$\mu = 1.96 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

塔内平均绝对压强为

$$p_m = 1.0133 \times 10^5 + \left(\frac{294.3 + 0}{2} \right) = 1.0148 \times 10^5 \text{ Pa}$$

取空气的平均摩尔质量 $M_m = 29 \text{ kg/kmol}$, 故空气的平均密度为

$$\rho_m = \frac{p_m M_m}{RT} = \frac{1.014 \times 10^5 \times 29}{8.315 \times 10^3 (273 + 50)} = 1.093 \text{ kg/m}^3$$

以过 1—1' 面中心的水平线为基准水平面, 1—1' 与 2—2' 面间的柏努利式为

$$W_e = g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta u^2}{2} + \Sigma h_f$$

其中 $\Delta z = z_2 - z_1 = 20 - 0 = 20 \text{ m}$

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{p_2 - p_1}{\rho} = -\frac{294.3}{1.093} = -269.3 \text{ J/kg}$$

忽略 1—1' 与 2—2' 面间的动能差, 故

$$\frac{\Delta u^2}{2} \approx 0$$

$$\Sigma h_f = h_{f, \text{管路}} + h_{f, \text{填}} + h_{f, \text{进塔}} + h_{f, \text{出塔}}$$

$$Re = \frac{dG}{\mu} = \frac{d \left(\frac{w_s}{\pi d^2} \right)}{\mu} = \frac{d \left(\frac{V_s \rho}{\pi d^2} \right)}{\mu} = \frac{V_s \rho}{\mu} = \frac{3600 \times 1.093}{1.96 \times 10^{-5}} = 284000$$

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{0.15}{250} = 0.0006$$

从图 1-24 查出 $\lambda = 0.019$

$$h_{f, \text{管路}} = \lambda \frac{\Sigma l + l_e}{d} + \frac{u^2}{2}$$

其中 $u = \frac{3600}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.25)^2} = 20.4 \text{ m/s}$

因 $h_{f, \text{管道}} = 0.019 \times \frac{50}{0.25} \times \frac{20.4^2}{2} = 790.7 \text{ J/kg}$

$$h_{f, \text{填}} = \frac{\Delta p_{f, \text{填}}}{\rho} = \frac{1.96 \times 10^3}{1.093} = 1793 \text{ J/kg}$$

取进塔阻力系数 $\zeta_e = 1$, 出塔阻力系数 $\zeta_c = 0.5$, 则

$$h_{f, \text{进塔}} + h_{f, \text{出塔}} = (\zeta_e + \zeta_c) \frac{u^2}{2} = (1 + 0.5) \times \frac{20.4^2}{2} = 312.1 \text{ J/kg}$$

故 $\Sigma h_f = 790.7 + 1793 + 312.1 = 2895.8 \text{ J/kg}$

将已知值代入柏努利方程式, 得

$$W_e = 9.81 \times 20 - 269.3 + 2895.8 = 2822.7 \text{ J/kg}$$

$$\text{有效功率 } N_e = w_s W_e = \frac{3600 \times 1.093}{3600} \times 2822.7 = 3085 \text{ W}$$

17. 用泵自开口贮槽将每小时 97 m^3 的某种水溶液输送至塔顶经喷头喷洒至填料上方。已知操作条件下水溶液的平均密度为 996 kg/m^3 、粘度为 $0.8 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。输送管路与喷头连接处的压强至少为 $2 \times 10^4 \text{ Pa}$ (表压) 才能将溶液压出喷头并均匀喷洒在填料上方。管路与喷头连接处高出贮槽液面 20 m 。输送管路直径为 $\phi 140 \text{ mm} \times 4.5 \text{ mm}$, 直管总长度为 150 m , 其上装有标准弯头 6 个、全开闸阀 1 个、当量长度与全开闸阀相当的流量计 1 个、 $l_e/d \approx 70$ 的插板式单向阀 1 个。库房有一台备用的离心泵, 其效率为 0.65 、轴功率为 16.8 kW , 试验算该泵的轴功率是否能满足要求。取管壁粗糙度为 0.3 mm 。流程如本题附图所示。

解: 要验算泵的轴功率是否符合生产要求, 可根据输送情况计算输送 1 kg 溶液要求泵提供的能量, 从而算出所要求的轴功率, 然后进行比较。

在贮槽液面 1—1' 及输送管路与喷头连接处截面 2—2' 间列柏努利方程式, 以 1—1' 面为基准水平面:

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_f$$

其中

$$z_1 = 0$$

$$p_1 = 0 \text{ (表压)}$$

$$u_1 \approx 0$$

$$W_e = \text{待求值}$$

$$z_2 = 20 \text{ m}$$

$$p_2 = 2 \times 10^4 \text{ Pa (表压)}$$

$$u = u_2 = \frac{97}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.131)^2} = 2 \text{ m/s}$$

$$\sum h_f = h_f + h_f' + h_{f, \text{进}}$$

管壁相对粗糙度 $\epsilon = 0.3 \text{ mm}$

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{0.3}{131} = 0.0023$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.131 \times 2 \times 996}{0.8 \times 10^{-3}} = 326200$$

由图 1-24 查出摩擦系数 $\lambda = 0.026$ 。

由图 1-27 查出管件当量长度为

$$\text{标准弯头} \quad 4 \times 6 = 24 \text{ m}$$

$$\text{全开闸阀与流量计} \quad 0.85 \times 2 = 1.7 \text{ m}$$

$$\text{单向阀} \quad 70 \times 0.131 = 9.2 \text{ m}$$

$$\sum l_e = 34.9 \text{ m}$$

直管总长 $\sum l = 150 \text{ m}$

取进口阻力系数 $\rho_e = 0.5$

$$\sum h_f = \left[\lambda \frac{\sum l + \sum l_e}{d} + \rho_e \right] \frac{u^2}{2} = \left[0.026 \times \frac{150 + 34.9}{0.131} + 0.5 \right] \times \frac{2^2}{2} = 74.4 \text{ J/kg}$$

将以上诸值代入柏努利方程式:

$$0 + 0 + 0 + W_e = 9.81 \times 20 + \frac{2 \times 10^4}{996} + \frac{2^2}{2} + 74.4$$

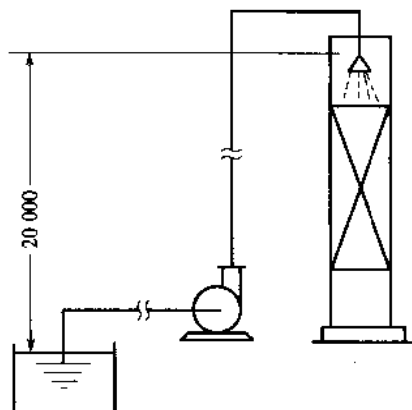
$$W_e = 292.7 \text{ J/kg}$$

$$N = \frac{W_e w_s}{\eta} = \frac{W_e (V_s \rho)}{\eta} = \frac{292.7 \left(\frac{97 \times 996}{3600} \right)}{0.65} = 12100 \text{ W} = 1.21 \text{ kW} < 16.8 \text{ kW}$$

故库存的泵合用。

18. 如本题附图所示, 贮槽内水位维持恒定。槽的底部与内径为 100 mm 的钢质放水管相连, 管路上装有一个闸阀。距管入口端 15 m 处装有以汞为指示液的 U 管压差计, 其一臂与管道相连, 另一臂通大气, 压差计连接管内充满了水, 测压点与管路出口端之间的直管长为 20 m。U 管汞面上有一小段水柱, 计算时可以忽略。

(1) 当闸阀关闭时, 测得 $R = 600 \text{ mm}$ 、 $h = 1500 \text{ mm}$; 当闸阀部分开启时, $R = 400 \text{ mm}$ 、 $h = 1400 \text{ mm}$ 。摩擦系数 λ 可取为 0.025, 管路入口处的局部阻力系数取为 0.5。试求每小时从管



习题 17 附图

中流出若干立方米的水。

(2)当闸阀全开时,U 管压差计测压处的静压强为若干 Pa(表压)。闸阀全开时 $l_e/d = 15$, 摩擦系数仍可取为 0.025。

解:(1)当闸阀部分开启时水的流量

在贮槽液面 1—1' 及测压截面 2—2' 间列柏努利方程式, 以管子中心线为基准水平面:

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_f$$

其中 z_1 可通过闸阀全开时的数据算出, 即

$$g(z_1 + h) \rho_{H_2O} = gR \rho_{Hg}$$

$$\text{或 } (z_1 + 1.5) \times 1000 = 0.6 \times 13600$$

$$\text{解得 } z_1 = 6.66 \text{ m}$$

$$p_1 = 0 \text{ (表压)}$$

$$u_1 \approx 0$$

$$z_2 = 0$$

p_2 可通过阀门部分开启时数据求算:

$$p_2 + g h \rho_{H_2O} = g R \rho_{Hg}$$

$$\text{或 } p_2 = 9.81 \times 0.4 \times 13600 - 9.81 \times 1.4 \times 1000$$

$$= 39632 \text{ Pa (表压)}$$

$$u_2 = \text{待求值}$$

$$\sum h_f = \left(\lambda \frac{l}{d} + \zeta \right) \frac{u_2^2}{2} = \left(0.025 \times \frac{15}{0.1} + 0.5 \right) \frac{u_2^2}{2} = 2.125 u_2^2$$

将以上诸值代入 1—1' 面与 2—2' 面间的柏努利方程式:

$$9.81 \times 6.66 = \frac{39632}{1000} + \frac{u_2^2}{2} + 2.125 u_2^2$$

$$\text{解得 } u_2 = 3.13 \text{ m/s}$$

$$V = 3.13 \times \frac{\pi}{4} (0.1)^2 \times 3600 = 88.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

(2)当闸阀全开时测压面处的压强

先在 1—1' 面及管出口内侧 3—3' 面间列柏努利方程式, 求出管道中流速 u , 也即 u_3 。以管中心线为基准水平面:

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_3 + \frac{p_3}{\rho} + \frac{u_3^2}{2} + \sum h_{f,1-3}$$

$$\text{其中 } z_1 = 6.66 \text{ m}$$

$$p_1 = 0 \text{ (表压)}$$

$$u_1 \approx 0$$

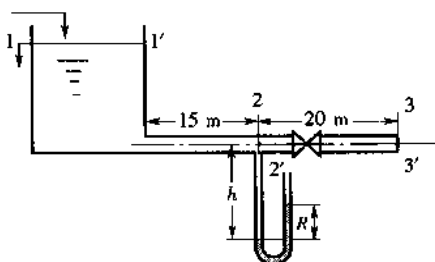
$$z_3 = 0$$

$$p_3 = 0 \text{ (表压)}$$

$$u_3 = \text{待求值}$$

$$\sum h_{f,1-3} = \left[\frac{\lambda (\sum l + \sum l_e)}{d} + \zeta \right] \frac{u_3^2}{2} = \left[\frac{0.025 (15 + 20 + 15 \times 0.1)}{0.1} + 0.5 \right] \frac{u_3^2}{2} = 4.81 u_3^2$$

将以上诸值代入 1—1' 面与 3—3' 面间的柏努利方程式, 将



习题 18 附图

$$9.81 \times 6.66 = \frac{u_3^2}{2} + 4.81 u_3^2$$

解得 $u_3 = 3.51 \text{ m/s}$

u_3 即为闸阀全开时水在管道中的流速。

再在 1—1' 面及 2—2' 面间列柏努利方程式, 以管中心线为基准水平面:

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_{f,1-2}$$

其中 $z_1 = 6.66 \text{ m}$ $p_1 = 0$ (表压) $u_1 \approx 0$ $z_2 = 0$ $p_2 = \text{待求值}$ $u_2 = u_3 = 3.51 \text{ m/s}$

$$\sum h_{f,1-2} = \left(\frac{0.025 \times 15}{0.1} + 0.5 \right) \times \frac{3.51^2}{2} = 26.2 \text{ J/kg}$$

将以上诸值代入闸阀全开时 1—1' 面与 2—2' 面间的柏努利方程式, 得

$$9.81 \times 6.66 = \frac{p_2}{1000} + \frac{3.51^2}{2} + 26.2$$

解得 $p_2 = 32970 \text{ Pa}$ (表压)

19. 在本题附图所示的流程中, 需要将室外开口贮槽中的某种溶液送往远处 A、B 两个开口槽中, 三个槽中的液面均维持恒定。要求选用合适的管径使送往 A 槽的液体为 $80 \text{ m}^3/\text{h}$ 、送往 B 槽的为 $30 \text{ m}^3/\text{h}$ 。由三通至 A 槽及 B 槽的直管总长度分别为 160 m 及 80.5 m 。由贮槽至三通入口的直管总长度为 26 m 。因为管路较长, 为了简化计算, 忽略系统中一切局部阻力。若泵的效率为 0.65 , 再求泵的轴功率。

溶液平均密度为 1150 kg/m^3 、粘度为 $2.5 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。

各槽的相对位置示于本题附图中, 图中长度单位为 mm 。

解: 本题属于分支管路系统。

(1) 确定管径

分别在三通入口 0—0' 截面、A 槽液面 a—a' 间及 0—0' 面、B 槽液面 b—b' 间列柏努利方程式, 并将它们写成相互恒等式:

$$\begin{aligned} gz_0 + \frac{p_0}{\rho} + \frac{u_0^2}{2} &= gz_a + \frac{p_a}{\rho} + \frac{u_a^2}{2} + \sum h_{f,0-a} \\ &= gz_b + \frac{p_b}{\rho} + \frac{u_b^2}{2} + \sum h_{f,0-b} \end{aligned} \quad (1)$$

以 B 槽液面 b—b' 为基准水平面。

$$z_a = 0.5 \text{ m} \quad p_a = 0 \text{ (表压)} \quad u_a \approx 0$$

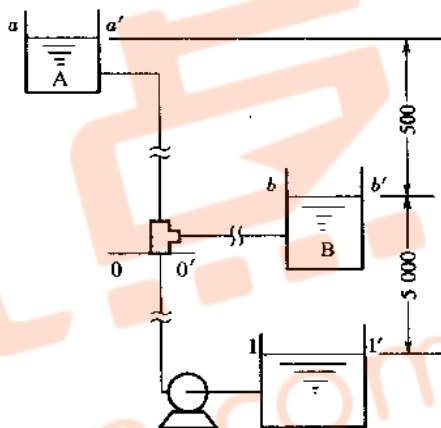
$$z_b = 0 \quad p_b = 0 \text{ (表压)} \quad u_b = 0$$

将以上诸值代入式(1)最右侧两个式中:

$$9.81 \times 0.5 + 0 + 0 + \sum h_{f,0-a} = 0 + 0 + 0 + \sum h_{f,0-b}$$

$$\text{即} \quad \sum h_{f,0-b} = 9.81 \times 0.5 + \sum h_{f,0-a} \quad (2)$$

根据不可压缩流体的质量守恒定律知



习题 19 附图

(图中没有标出阀门及管件)

$$V_a + V_b = 80 + 30 = 110 \text{ m}^3/\text{h} \quad (3)$$

液体在分支管路中流动规律必须服从式(2)及式(3)。

在两个分支管道中可以人为地规定流体在其中任一条管路中的流速,而另一条管路中的流速必定得按输送条件算出。

令 $u_a = 2.2 \text{ m/s}$ (这是计算者指定的流速,而不是假设值)则

$$d_a = \sqrt{\frac{4V_{sa}}{\pi u_a}} = \sqrt{\frac{4 \times 80}{3600 \times \pi \times 2.2}} = 0.113 \text{ m}$$

从附录中选 $\phi 121 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 的无缝钢管,该管内径与计算值正好相等,故不用重算流速。

$$Re_a = \left(\frac{du\rho}{\mu} \right)_a = \frac{0.113 \times 2.2 \times 1150}{2.5 \times 10^{-3}} = 114000$$

取管壁粗糙度 $\varepsilon = 0.3 \text{ mm}$

$$\left(\frac{\varepsilon}{d} \right)_a = \frac{0.3}{113} = 0.0027$$

由图 1-24 查出 $\lambda = 0.0027$, 故

$$\sum h_{f,0-a} = \left(\lambda \frac{\sum l}{d} \right)_a \frac{u_a^2}{2} = \frac{0.0027 \times 160}{0.113} \times \frac{2.2^2}{2} = 92.5 \text{ J/kg (忽略局部阻力)}$$

由式(2)知:

$$\sum h_{f,0-b} = 9.81 \times 0.5 + \sum h_{f,0-a} = 9.81 \times 0.5 + 92.5 = 97.4 \text{ J/kg} \quad (4)$$

通往 B 槽支管的直径要用试差法求算,即先假设 u_b 值,然后再校核。

设 $u_b = 2.3 \text{ m/s}$ (此为假设值,应校核)

$$d_b = \sqrt{\frac{4V_{sb}}{\pi u_b}} = \sqrt{\frac{4 \times 30}{3600 \times \pi \times 2.3}} = 0.068 \text{ m}$$

选 $\phi 76 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 的无缝钢管,内径正好为 68 mm,故不必重算 u_b 。

$$Re_b = \left(\frac{du\rho}{\mu} \right)_b = \frac{0.068 \times 2.3 \times 1150}{2.5 \times 10^{-3}} = 71900$$

$$\left(\frac{\varepsilon}{d} \right)_b = \frac{0.3}{68} = 0.0044$$

从图 1-24 查出 $\lambda_b = 0.031$, 故

$$\sum h_{f,0-b} = \left(\lambda \frac{\sum l}{d} \right)_b \frac{u_b^2}{2} = \frac{0.031 \times 80.5}{0.068} \times \frac{2.3^2}{2} = 97.1 \text{ J/kg}$$

算出的 $\sum h_{f,0-b}$ 与由式(4)算出的 97.4 J/kg 很接近,故设 $u_b = 2.3 \text{ m/s}$ 可以接受。

$$u_a = 2.2 \text{ m/s} \quad \phi_a 121 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$$

$$u_b = 2.3 \text{ m/s} \quad \phi_b 76 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$$

$$V_a = 3600 \times \frac{\pi}{4} d_a^2 u_a = 3600 \times \frac{\pi}{4} (0.113)^2 \times 2.2 \approx 80 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_b = 3600 \times \frac{\pi}{4} d_b^2 u_b = 3600 \times \frac{\pi}{4} \times (0.068)^2 \times 2.3 \approx 30 \text{ m}^3/\text{h}$$

(2)轴功率

取总管路直径与支管 a 相同,即选 $\phi 121 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 的管子。

以下标 T 表示总管路,液体在总管路中的计算如下:

$$u_T = \frac{V_{a,s} + V_{b,s}}{\frac{\pi}{4} d_T^2} = \frac{80 + 30}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.113)^2} = 3.05 \text{ m/s}$$

在贮槽液面 1—1' 及 a—a' 面间列柏努利方程式,以 1—1' 面为基准水平面:

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = gz_0 + \frac{p_0}{\rho} + \frac{u_0^2}{2} + \Sigma h_{f,1-0}$$

其中 $z_1 = 0$ $p_1 = 0$ (表压) $u_1 \approx 0$ W_e = 待求值

$$z_0 = 0.5 + 5 = 5.5 \text{ m} \quad u_0 \approx 0 \quad p_0 = 0 \text{ (表压)}$$

故 $W_e = 9.81 \times 5.5 + \Sigma h_{f,0-a}$

$$\Sigma h_{f,1-0} = \Sigma h_{f,1-0} + \Sigma h_{f,0-a}$$

已算出 $\Sigma h_{f,0-a} = 92.5 \text{ J/kg}$

$\Sigma h_{f,1-0}$ 计算如下:

$$Re_T = \frac{0.113 \times 3.05 \times 1150}{2.5 \times 10^{-3}} = 158\,500$$

$$\left(\frac{\varepsilon}{d}\right)_T = \left(\frac{\varepsilon}{d}\right)_a = 0.0027$$

由图 1-24 看出 $\lambda = 0.0265$

$$\Sigma h_{f,1-0} = \frac{0.0265 \times 26}{0.113} \times \frac{3.05^2}{2} = 28.4 \text{ J/kg}$$

故 $\Sigma h_{f,1-a} = 28.4 + 92.5 = 120.9 \text{ J/kg}$

将以上诸值代入 1-1' 与 a-a' 面间的柏努利方程式:

$$0 + 0 + 0 + W_e = 9.81 \times 5.5 + 0 + 0 + 120.9$$

解得 $W_e = 174.9 \text{ J/kg}$

$$N = \frac{W_e w_s}{\eta} = \frac{W_e V_s \rho}{\eta} = \frac{174.9 \times 110 \times 1150}{3600 \times 0.65} = 9455 \text{ W} \approx 9.5 \text{ kW}$$

20. 在 $\phi 80 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的管路上装有孔径为 45 mm 的孔板流量计,以测量流经管路中溶液的流量。操作条件下,溶液的密度为 1600 kg/m^3 、粘度为 $1.5 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。用角接取压法测量孔板前后的压强差,压差计中指示液为汞。今因生产量加大,溶液流量最高可达 $36 \text{ m}^3/\text{h}$,而压差计上的读数不能超过 700 mm,试求该压差计是否合用。

解:按最大流量 $36 \text{ m}^3/\text{h}$ 校核压差计是否合适。本题由 A_0/A_1 及 Re 值直接由图 1-30 查出 C 值。

$$\frac{A_0}{A_1} = \left(\frac{d_0}{d_1}\right)^2 = \left(\frac{45}{75}\right)^2 = 0.36$$

$$u_1 = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4} d_1^2} = \frac{36}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.075)^2} = 2.26 \text{ m/s}$$

$$Re_1 = \frac{d_1 u_1 \rho}{\mu} = \frac{0.075 \times 2.26 \times 1600}{1.5 \times 10^{-3}} = 180\,800$$

由图 1-30 查出 $C_0 = 0.65$ 。

用式 1-61a 校核压差计是否合用:

$$V_s = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_A - \rho)}{\rho}}$$

将已知值代入上式:

$$\frac{36}{3600} = 0.65 \times \frac{\pi}{4} (0.045)^2 \sqrt{\frac{2 \times 9.81 (13600 - 1600) R}{1600}}$$

解得 $R = 0.64 \text{ m} = 640 \text{ mm} < 700 \text{ mm}$

故原有压差计适用。

2-2 流体输送机械

1. 某离心泵用 20 °C 清水进行性能测定实验。在转速为 2 900 r/min 下测得泵的流量为 15 L/s, 泵出口处压强表读数为 2.6×10^5 Pa, 泵入口处真空表读数为 2.7×10^4 Pa, 泵的轴功率为 5.77 kW。两测压口间垂直距离为 0.4 m, 泵吸入管内径为 100 mm, 排出管内径为 80 mm。试计算该泵的效率, 并列出泵在该效率下的性能。

解: 以真空表表心为截面 1—1、压强表表心为截面 2—2, 并以截面 1—1 为基准面, 列柏努利方程式, 可得

$$H = (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + h_{f,1-2}$$

其中

$$z_1 = 0 \quad z_2 = 0.4 \text{ m}$$

$$p_1 = -2.7 \times 10^4 \text{ Pa (表压)} \quad p_2 = 2.6 \times 10^5 \text{ Pa (表压)}$$

$$h_{f,1-2} \approx 0$$

$$u_2 = \frac{V}{\frac{\pi}{4} d_2^2} = \frac{15}{1000 \times \frac{\pi}{4} \times 0.08^2} = 2.99 \text{ m/s}$$

$$u_1 = \frac{15}{1000 \times \frac{\pi}{4} \times 0.1^2} = 1.91 \text{ m/s}$$

$$\text{则 } H = 0.4 + \frac{2.6 \times 10^5 + 0.27 \times 10^5}{1000 \times 9.81} + \frac{2.99^2 - 1.91^2}{2 \times 9.81} = 29.93 \text{ m}$$

$$\eta = \frac{QH\rho g}{N} = \frac{1.5 \times 29.93 \times 1000 \times 9.81}{1000 \times 5.77 \times 1000} = 0.763 = 76.3\%$$

泵的性能如下:

$$n = 2900 \text{ r/min}, Q = 15 \text{ L/s}, H = 29.93 \text{ m}, N = 5.77 \text{ kW}, \eta = 76.3\%$$

在本题计算中, 应注意表压和真空度的关系, 也应注意式中各项的计量单位。

2. 某离心水泵在转速为 1 450 r/min 下测得流量为 $65 \text{ m}^3/\text{h}$, 压头为 60 m。若将转速调节为 1 200 r/min, 试估算此转速下泵的流量和压头。

解: 离心泵的转速改变后, 泵的性能可按比例定律估算, 即

$$Q' = Q \frac{n'}{n} = 65 \times \frac{1200}{1450} = 53.8 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$H' = H \left(\frac{n'}{n} \right)^2 = 60 \times \left(\frac{1200}{1450} \right)^2 = 41.1 \text{ m}$$

3. 用 2B33 型离心泵从敞口水槽中将水输送到他处, 其流量为 $55 \text{ m}^3/\text{h}$, 吸入管路的压头损失为 1.5 m, 动压头可忽略。已知该泵在操作流量下, 其允许吸上真空度为 3 m。试求:

(1) 输送 20 °C 清水时, 泵的安装高度;

(2) 输送 60 °C 清水时, 泵的安装高度。

当地大气压为 9.81×10^4 Pa。

解: (1) 输送 20 °C 清水时, 泵的安装高度可由下式求得

$$H_g = H'_s - H_{f,0-1} - \frac{u_1^2}{2g} = 3 - 1.5 - 0 = 1.5 \text{ m}$$

离心泵的实际安装高度应低于 1.5 m。

(2) 求输送 60 °C 清水时泵安装高度, 先要对泵的允许吸上真空度进行修正, 即

$$H_s = \left[H'_s + (H_s - 10) - \left(\frac{p_s}{9.81 \times 10^3} - 0.24 \right) \right] \frac{1000}{\rho}$$

其中 $p_s = 9.81 \times 10^4 \text{ Pa}$

60 °C 水的 p_s 和 ρ 可由附录查出

$$p_s = 19\,923 \text{ Pa}, \rho = 983 \text{ kg/m}^3$$

$$H_s = \left[3 + \left(\frac{9.81 \times 10^4}{9.81 \times 10^3} - 10 \right) - \frac{19\,923}{9.81 \times 10^3} + 0.24 \right] \times \frac{1\,000}{983} = 1.23 \text{ m}$$

则 $H_g = H_s - H_{f,0-1} - \frac{u^2}{2g} = 1.23 - 1.5 - 0 = -0.27 \text{ m}$

H_g 为负值,表示离心泵应安装在槽中液面以下,即至少比液面低 0.27 m。

4. 将 20 °C 的清水从敞口水池输送到高位槽。两槽液面间的垂直距离为 15 m,液面保持恒定。输水管直径为 $\phi 140 \text{ mm} \times 4.5 \text{ mm}$,管总长为 200 m(包括所有局部阻力的当量长度)。摩擦系数可取为 0.02。若高位槽液面上方的压强分别为常压和 $4.5 \times 10^4 \text{ Pa}$ (表压)时,试分别写出两种情况下的管路特性方程。

解:管路特性方程为

$$H_e = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{\Delta u^2}{2g} + H_f$$

其中 $u = \frac{Q_e}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{Q_e}{\frac{\pi}{4} \times 0.131^2} = 74.2 Q_e$

$$H_f = \lambda \frac{L + L_e}{d} \frac{u^2}{2g} = 0.02 \times \frac{200}{0.131} \times \frac{74.2^2}{2g} Q_e^2 = 8.57 \times 10^3 Q_e^2$$

若高位槽液面上方为常压时,管路特性方程为

$$\Delta z = 15 \text{ m}$$

$$\frac{\Delta p}{\rho g} = 0$$

则 $H_e = 15 + 8.57 \times 10^3 Q_e^2$

若高位槽液面上方压强为 $4.5 \times 10^4 \text{ Pa}$ (表压)时,管路特性方程为

$$H_e = 15 + \frac{4.5 \times 10^4}{1\,000 \times 9.81} + 8.57 \times 10^3 Q_e^2 = 19.6 + 8.57 \times 10^3 Q_e^2$$

5. 某离心泵在一定输送流量范围和转速下,压头和流量间关系可表示为 $H = 20 - 2.5 \times 10^5 Q^2$ (式中 H 的单位为 m, Q 的单位为 m^3/s)。若将该泵安装在特定管路内,该管路特性方程可表示为 $H_e = 5 + 3 \times 10^5 Q_e^2$ (式中 H_e 单位为 m, Q_e 单位为 m^3/s)。试求:

(1) 输送常温下清水时,该泵的流量、压头和轴功率;

(2) 输送密度为 $1\,250 \text{ kg/m}^3$ 的水溶液时,该泵的流量、压头和轴功率。

假设离心泵的效率为 70%。

解:根据离心泵的工作点定义可知

$$Q = Q_e$$

和 $H = H_e$

(1) 输送清水时,泵的性能

由泵的工作点知:

$$20 - 2.5 \times 10^5 Q^2 = 5 + 3 \times 10^5 Q^2$$

解得 $Q = 0.0052 \text{ m}^3/\text{s} = 18.7 \text{ m}^3/\text{h}$

$$H = 20 - 2.5 \times 10^5 \times 0.0052^2 = 13.24 \text{ m}$$

$$N = \frac{QH\rho g}{\eta} = \frac{0.0052 \times 13.24 \times 1\,000 \times 9.81}{0.7 \times 1\,000} = 0.965 \text{ kW}$$

(2) 输送密度为 $1\,500 \text{ kg/m}^3$ 水溶液时, 泵的性能

当输送液体的密度改变时, 泵的流量和压头不变, 即

$$Q' = Q = 0.0052 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$H' = H = 13.24 \text{ m}$$

$$N' = \frac{QH'\rho'g}{\eta} = \frac{0.0052 \times 13.24 \times 1\,500 \times 9.81}{0.7 \times 1\,000} = 1.21 \text{ kW}$$

6. 若某输送水的管路系统要求流量为 $100 \text{ m}^3/\text{h}$, 压头为 18 m , 试选择一台适宜的离心泵。再求该泵实际运行时所需轴功率及因用阀门调节流量而多消耗的轴功率。

解: (1) 离心泵的型号

因输送清水, 故选用 IS 型离心泵。

根据 $Q = 100 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $H = 18 \text{ m}$, 在 IS 型泵系列特性图中宜采用 IS-100-80-125 型离心泵。于附录查得该泵性能如下:

$$Q = 100 \text{ m}^3/\text{h}, H = 20 \text{ m}, N = 7 \text{ kW}, \eta = 78\%$$

(2) 因阀门调节流量多消耗的功率

由于用阀门调节流量多消耗的压头为

$$\Delta H = 20 - 18 = 2 \text{ m}$$

故多消耗的轴功率为

$$\Delta N = \frac{\Delta H Q \rho g}{\eta} = \frac{2 \times 100 \times 1\,000 \times 9.81}{3\,600 \times 0.78 \times 1\,000} = 0.699 \text{ kW}$$

7. 用离心油泵从常压贮槽向表压强为 170 kPa 的设备内输送油品。已知输送条件下油品的密度为 750 kg/m^3 , 运动粘度小于 23 cSt , 饱和蒸气压为 80 kPa 。设备的油品入口管端比贮槽液面高 5 m 。输送管的直径为 $\phi 57 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$, 贮槽液面维持恒定。油品的流量为 $18 \text{ m}^3/\text{h}$, 吸入管路和压出管路的压头损失分别为 1.5 m 和 4.5 m 。试选择一台合适的离心泵, 并确定安装高度。

解: 在贮槽液面 1—1 (并作为基准面) 和输送管出口端内侧截面 2—2 间列柏努利方程式:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H_e = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + H_f$$

其中

$$z_1 = 0 \quad z_2 = 5 \text{ m}$$

$$p_1 = 0 (\text{表压}) \quad p_2 = 170 \text{ kPa} (\text{表压})$$

$$u_1 = 0$$

$$u_2 = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{18}{3\,600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.053^2} = 2.27 \text{ m/s}$$

$$H_f = 1.5 + 4.5 = 6 \text{ m}$$

$$\text{故} \quad H_e = 5 + \frac{170 \times 10^3}{1\,000 \times 9.81} + \frac{2.27^2}{2 \times 9.81} + 6 = 34.4 \text{ m}$$

由 $Q_e = 18 \text{ m}^3/\text{h}$ 及 $H_e = 34.4 \text{ m}$ 于附录 Y 型油泵性能表中查得, 选择 65Y-B 型离心泵。其性能如下:

$$Q = 19.8 \text{ m}^3/\text{h}, H = 38 \text{ m}, N = 3.75 \text{ kW}, \eta = 55\%, \Delta h = 2.6 \text{ m}$$

离心泵的安装高度可由下式求得

$$H_s = \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - \Delta h - H_{f,0-1} - \frac{u^2}{2g} = \frac{101\,330 - 80\,000}{7.50 \times 9.81} - 2.6 - 1.5 - \frac{2.27^2}{2 \times 9.81} = -1.5 \text{ m}$$

离心泵至少应安装在贮槽液面以下 1.5 m 处。

8. 某输送空气系统, 要求最大风量为 $1.2 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$, 在该风量下输送系统所需风压为 1400 Pa 。空气的进口温度为 30°C , 当地大气压为 98.7 kPa 。试选择一台合适的离心通风机。

解: 实际操作条件下空气的密度为

$$\rho' = \rho \frac{T}{T'} \frac{P'}{P} = 1.29 \times \frac{273}{303} \times \frac{98.7}{101.33} = 1.13 \text{ kg/m}^3$$

$$H_T = H_T' \frac{1.2}{\rho'} = 1400 \times \frac{1.2}{1.13} = 1487 \text{ Pa}$$

由 $Q = 1.2 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$, $H_T = 1487 \text{ Pa}$ 于附录查得: 4-72-116C 型离心通风机可满足要求。该风机性能为

$$H_T = 1569 \text{ Pa}, Q = 12700 \text{ m}^3/\text{h}, N = 7.3 \text{ kW}$$

9. 用离心通风机将大气中空气 (20°C , 101.33 kPa) 通过内径为 0.6 m 、长度为 100 m (包括所有局部阻力的当量长度) 的水平管道送到某设备。设备的表压强为 $1 \times 10^4 \text{ Pa}$ 。管道的管壁绝对粗糙度可取为 0.3 mm 。空气的输送量为 $1.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$ (按入口状态计)。现库存一台离心通风机, 性能如下:

转速 1450 r/min , 风量 $16000 \text{ m}^3/\text{h}$, 风压 11000 Pa

试核算此风机是否合用。

解: 在风机进口外侧截面 1—1 与管道出口内侧截面 2—2 间列柏努利方程式, 可得管路所需风压为

$$H_T' = (p_2 - p_1) + \rho \sum h_f + \frac{\rho u^2}{2}$$

其中 $p_1 = 0$ (表压) $p_2 = 1 \times 10^4 \text{ Pa}$ (表压) $\rho = \rho_m = \rho' \frac{p_m}{p'}$

20°C 、 101.33 kPa 下空气密度于附录下查得

$$\rho' = 1.205 \text{ kg/m}^3$$

$$p_m = 101330 + \frac{1 \times 10^4}{2} = 106330 \text{ Pa}$$

$$\rho = 1.205 \times \frac{106330}{101330} = 1.265 \text{ kg/m}^3$$

$$u = \frac{V_s \times \rho'}{\frac{\pi}{4} d^2 \times p_m} = \frac{15000 \times 101330}{3600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.6^2 \times 106330} = 14.1 \text{ m/s}$$

$$\sum h_f = \left(\lambda \frac{L}{d} \right) \frac{u^2}{2}$$

由附录查得空气的粘度为

$$\mu = 1.81 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.6 \times 14.1 \times 1.265}{1.81 \times 10^{-5}} = 5.9 \times 10^5$$

取 $\frac{\epsilon}{d} = \frac{0.3}{600} = 0.0005$

由 $Re = 5.9 \times 10^5$ 及 $\frac{\epsilon}{d} = 0.0005$ 查 $\lambda-Re$ 图可得

$$\lambda = 0.0175$$

故 $\sum h_f = 0.0175 \times \frac{100}{0.6} \times \frac{14.1^2}{2}$

则 $H_T' = 1 \times 10^4 + 1.265 \times \left(0.0175 \times \frac{100}{0.6} + 1 \right) \times \frac{14.1^2}{2} = 10492 \text{ Pa}$

标准状况下风机风压为

$$H_T = H_T' \times \frac{1.2}{\rho'} = 10\,492 \times \frac{1.2}{1.265} = 9\,953 \text{ Pa}$$

库存风机提供的风压和风量分别大于管路需要的风压和风量,故此风机合用。

10. 采用单级往复压缩机(压缩比为9)压缩空气到指定的终压,空气的初温为20℃。压缩机的余隙系数为8%。试计算压缩机的容积系数、空气经绝热压缩后的温度及压缩机所消耗的理论功(以1 kg空气计)。空气的绝热指数为1.4。

解:单级压缩;压缩机的容积系数可按式计算

$$\lambda_0 = 1 - \epsilon \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{1/k} - 1 \right] = 1 - 0.08 [(9)^{1/1.4} - 1] = 0.696$$

空气经绝热压缩后温度为

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{k-1/k} = 293 \times (9)^{(1.4-1)/1.4} = 549 \text{ K}$$

或 $t_2 = 549 - 273 = 276 \text{ }^{\circ}\text{C}$

压缩机所消耗的理论功:根据理想气体方程 $p_v = nRT = GR'T$, 则压缩机消耗的理论功可写为

$$W = GR'T \left(\frac{k}{k-1} \right) \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

其中 $G = 1 \text{ kg}$

$$R' = 8\,315/29 = 286.7 \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$$

故 $W = 286.7 \times 293 \times \frac{1.4}{1.4-1} [(9)^{\frac{1.4-1}{1.4}} - 1] = 257\,200 \text{ J}$

2-3 非均相物系的分离

1. 用落球法测定液体的粘度(落球粘度计),将待测液体置于玻璃容器中,测得直径 6 mm 的钢球在此液体中降落 0.2 m,需要 7.5 s。已知钢球的密度为 7 900 kg/m³,液体密度为 1 280 kg/m³,试计算该液体的粘度。

解:颗粒的降落速度为

$$u_t = h/\theta = 0.2/7.5 = 0.0267 \text{ m/s}$$

假设沉降在斯托克斯定律区,则有

$$\mu = d^2(\rho_s - \rho)g/18u_t = \frac{(6 \times 10^{-3})^2(7900 - 1280) \times 9.81}{(18 \times 0.0267)} = 4.865 \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

核算流型

$$Re_t = \frac{du_t\rho}{\mu} = \frac{(6 \times 10^{-3}) \times 0.0267 \times 1280}{4.865} = 0.0422 < 1$$

原设正确,液体粘度为 4.865 Pa·s。

2. 粒径为 95 μm、密度为 3 000 kg/m³ 的球形颗粒在 20 ℃ 的水中作自由沉降,水在容器中的深度为 0.6 m,试求颗粒沉降至容器底部需要多长时间。

解:沉降时间为

$$\theta_t = h/u_t$$

为求 u_t 可由 K 值判断沉降区。

由附录查得,20 ℃ 水的密度 $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3$,粘度 $\mu = 1.005 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$,则

$$K = d\sqrt{\frac{\rho(\rho_s - \rho)g}{\mu^2}} = (95 \times 10^{-6})\sqrt{\frac{998.2(3000 - 998.2) \times 9.81}{(1.005 \times 10^{-3})^2}} = 2.55 < 2.62$$

沉降在斯托克斯定律区,则

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} = \frac{(95 \times 10^{-6})^2(3000 - 998.2) \times 9.81}{18 \times 1.005 \times 10^{-3}} = 9.8 \times 10^{-3} \text{ m/s}$$

故 $\theta_t = 0.6/0.0098 = 61.2 \text{ s}$

该题也可设滞流区试差计算,结果一致。

3. 在底面积为 40 m² 的降尘室中回收气流中的固体球粒,气体流量为 3 600 m³/h、固体密度为 3 000 kg/m³、气流为 40 ℃ 的空气,试求理论上能够被完全除去的最小颗粒直径。

解:该题的解题思路是由降尘室生产能力求 u_t ,先假设滞流区,根据斯托克斯公式求 d 。

$$u_t = \frac{V_s}{bl} = \frac{3600}{3600 \times 40} = 0.025 \text{ m/s}$$

由附录查得 40 ℃ 空气的密度 $\rho = 1.128 \text{ kg/m}^3$,粘度 $\mu = 1.91 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$,于是可得

$$d = \sqrt{\frac{18\mu u_t}{(\rho_s - \rho)g}} = \sqrt{\frac{18 \times 1.91 \times 10^{-5} \times 0.025}{(3000 - 1.128) \times 9.81}} = 1.71 \times 10^{-5} \text{ m} = 17.1 \mu\text{m}$$

核算流型

$$Re_t = \frac{du_t\rho}{\mu} = \frac{1.71 \times 10^{-5} \times 0.025 \times 1.128}{1.91 \times 10^{-5}} = 0.0252 < 1$$

4. 用多层降尘室除去常压炉气中的固体颗粒。已知：固粒为球形，其最小直径为 $10\ \mu\text{m}$ ，固相密度为 $4\ 000\ \text{kg/m}^3$ ；炉气的温度为 $427\ ^\circ\text{C}$ ，密度为 $0.5\ \text{kg/m}^3$ ，粘度为 $3.4 \times 10^{-5}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$ ；降尘室底面宽 \times 长 = $2 \times 5\ \text{m}^2$ ，生产能力为 $1\ \text{m}^3/\text{s}$ （标准状态下的体积），规定气速不大于 $0.5\ \text{m/s}$ 。试求降尘室的层数、板间距及总高度。

解：操作条件下气体处理量为

$$V_s = 1 \times \frac{273 + 427}{273} = 2.564\ \text{m}^3/\text{s}$$

假设沉降在滞流区，则

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} \approx \frac{(10 \times 10^{-6})^2 \times 4\ 000 \times 9.81}{18 \times 3.4 \times 10^{-5}} = 6.41 \times 10^{-3}\ \text{m/s}$$

$$n = \frac{V_s}{b l u_t} - 1 = \frac{2.564}{2 \times 5 \times 6.41 \times 10^{-3}} - 1 = 39$$

气体在降尘室内停留时间为

$$\theta = \frac{l}{u} = \frac{5.0}{0.5} = 10\ \text{s}$$

取 $\theta_t = \theta$

$$\text{故 } h = u_t \theta = 6.41 \times 10^{-3} \times 10 = 6.41 \times 10^{-2}\ \text{m}$$

$$H = (n + 1)h = (39 + 1) \times 6.41 \times 10^{-2} = 2.564\ \text{m}$$

核算颗粒沉降和气体流动是否均在滞流区。

$$Re_t = \frac{d u_t \rho}{\mu} = \frac{(10 \times 10^{-6}) \times 6.41 \times 10^{-3} \times 0.5}{3.4 \times 10^{-5}} = 9.43 \times 10^{-4} < 1$$

$$d_v = \frac{2bh}{b + h} = \frac{2 \times 2 \times 6.41 \times 10^{-2}}{2 + 6.41 \times 10^{-2}} = 0.124\ 2\ \text{m}$$

气体流动雷诺准数为

$$Re = \frac{d_v u \rho}{\mu} = \frac{0.124\ 2 \times 0.5 \times 0.5}{3.4 \times 10^{-5}} = 913 < 2\ 100$$

$Re < 2\ 100$ ，故多层降尘室设计合理。

该题也可根据 V_s, u 求流通面积，由 $A = bH$ 算出 H ，并由 H 和 n 求 h 。两法计算结果一致。

5. 拟用标准旋风分离器除去炉气中的球形颗粒。已选定分离器直径 $D = 0.4\ \text{m}$ ，固相密度为 $2\ 650\ \text{kg/m}^3$ ，气相密度为 $0.674\ \text{kg/m}^3$ ，粘度为 $3.8 \times 10^{-5}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$ ，操作条件下的气量为 $1\ 200\ \text{m}^3/\text{h}$ 。试计算临界粒径、分割粒径及压强降。

解：(1) 临界粒径

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N_c \rho_s u_i}}$$

$$\text{式中 } B = \frac{D}{4} = \frac{0.4}{4} = 0.1\ \text{m}$$

取 $N_c = 5$

$$h = \frac{D}{2} = \frac{0.4}{2} = 0.2\ \text{m}$$

$$u_i = \frac{1\ 200}{3\ 600 \times 0.2 \times 0.1} = 16.67\ \text{m/s}$$

故 $d_c = \sqrt{\frac{9 \times 3.8 \times 10^{-5} \times 0.1}{5 \times 2650 \times 16.67\pi}} = 7.02 \times 10^{-6} \text{ m} = 7.02 \text{ } \mu\text{m}$

(2) 分割粒径

$$d_{50} \approx 0.27 \sqrt{\frac{\mu D}{\rho_s u_i}} = 0.27 \sqrt{\frac{3.8 \times 10^{-5} \times 0.4}{2650 \times 16.67}} = 5.01 \times 10^{-6} \text{ m}$$

(3) 压强降

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho u_i^2}{2} = 8 \times \frac{0.674 \times 16.67^2}{2} = 749 \text{ Pa}$$

6. 假设习题 5 的炉气中含有粒径为 $4 \text{ } \mu\text{m}$ 和 $20 \text{ } \mu\text{m}$ 的两种球粒, 其质量分数分别为 0.4 和 0.6, 求总除尘效率 η_o 。

解: 本题为由粒级效率估算总效率, 即

$$\eta_o = \sum_{i=1}^2 x_{pi} \eta_{pi}$$

η_{pi} 通过通用粒级效率曲线确定。

$$\frac{d_1}{d_{50}} = \frac{4}{5.01} = 0.7843 \quad \eta_{p1} = 0.38 \quad x_{p1} \eta_{p1} = 0.4 \times 0.38 = 0.152$$

$$\frac{d_2}{d_{50}} = \frac{20}{5.01} = 3.992 \quad \eta_{p2} = 0.93 \quad x_{p2} \eta_{p2} = 0.6 \times 0.93 = 0.558$$

故 $\eta_o = 0.152 + 0.558 = 0.71 = 71\%$

7. 已知某板框压滤机过滤某种滤浆的恒压过滤方程式为

$$q^2 + 0.03q = 5 \times 10^{-4} \theta \quad (\theta \text{ 的单位 s})$$

试求: (1) 过滤常数 K 、 q_c 及 θ_c 值;

(2) 若欲在 30 min 内得到 5 m^3 滤液 (滤饼正好充满滤框), 则需框内边长为 810 mm 的滤框若干个?

解: (1) 过滤常数

由题给方程和恒压过滤方程的一般表达式, 即

$$q^2 + 2qq_c = K\theta$$

与题中相比较可知:

$$K = 5 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$2q_c = 0.03 \quad q_c = \frac{0.03}{2} = 0.015 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$\theta_c = q_c^2 / K = 0.015^2 / 5 \times 10^{-4} = 0.45 \text{ s}$$

(2) 滤框数 n

由已知方程计算 q , 再由 q 和 V 求过滤面积, 最后可求得 n 。

$$q^2 + 0.03q = 5 \times 10^{-4} \times 30 \times 60$$

解得 $q = 0.934 \text{ m}^3/\text{m}^2$

$$q = \frac{V}{A} = \frac{5}{2n \times 0.81^2} = 0.934$$

故 $n = 4.08$, 取 4 个框 (取 5 个有富裕)

8. 在过滤面积为 0.1 m^2 的某小型板框压滤机内对指定的悬浮液进行恒压过滤实验, 测得的数据列于本题附表中。

习题 8 附表

过滤压强差 Δp , kPa	过滤时间 θ , s	滤液体积 V , m ³
103	50	2.44×10^{-3}
	660	9.78×10^{-3}
344	17.1	2.44×10^{-3}
	230	9.78×10^{-3}

试求: (1) 过滤压强差为 103 kPa 时的过滤常数 K 、 q_e 及 θ_e ;

(2) 滤饼的压缩性指数 s 。

解: (1) 恒压过滤常数

由两组 θ 、 q 的对应值, 便可求得 K 、 q_e 、 θ_e 。

$$\theta_1 = 50 \text{ s} \quad q_1 = \frac{V_1}{A} = \frac{2.44 \times 10^{-3}}{0.1} = 0.0244 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$\text{同理} \quad \theta_2 = 660 \text{ s} \quad q_2 = \frac{9.78 \times 10^{-3}}{0.1} = 0.0978 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$\text{则有} \quad 0.0244^2 + 2 \times 0.0244 q_e = 50K$$

$$0.0978^2 + 2 \times 0.0978 q_e = 660K$$

联解上两式求得

$$K = 1.562 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \quad q_e = 0.0038 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$\theta_e = q_e^2/K = 0.0038^2/1.562 \times 10^{-5} = 0.924 \text{ s}$$

(2) 压缩性指数 s

与(1)同样方法求得 344 kPa 压差下的过滤常数为

$$K' = 4.48 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \quad q'_e = 0.000339 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

由于 $K = 2k\Delta p^{1-s}$

$$\frac{K'}{K} = \frac{4.48 \times 10^{-5}}{1.562 \times 10^{-5}} = \left(\frac{344}{103}\right)^{1-s}$$

解得 $s = 0.1263$

9. 某叶滤机的过滤面积为 0.4 m^2 , 在 $2 \times 10^2 \text{ kPa}$ 的恒压强差下过滤 4 h 得滤液 4 m^3 , 滤饼为不可压缩, 过滤介质阻力可忽略不计。试求:

(1) 其他条件不变, 将过滤面积加大一倍, 过滤 4 h 可得滤液若干(m^3)?

(2) 其他条件不变, 过滤压强差加倍, 过滤 4 h 可得滤液若干(m^3)?

(3) 在原工况下过滤完毕用 0.4 m^3 清水洗涤滤饼, 所需洗涤时间若干(s)?

解: 原工况下的过滤常数为

$$K = V^2/(A^2\theta) = 4^2/(0.4^2 \times 4 \times 3600) = 6.944 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$$

(1) 过滤面积加倍可得滤液量

$$V' = \sqrt{K(A')^2\theta} = \sqrt{6.944 \times 10^{-3} (2 \times 0.4)^2 \times 4 \times 3600} = 8 \text{ m}^3$$

(2) 过滤推动力加倍可得滤液量

$$K' = 2K = 2 \times 6.944 \times 10^{-3} = 13.89 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$V'' = \sqrt{13.89 \times 10^{-3} \times 0.4^2 \times 4 \times 3600} = 5.66 \text{ m}^3$$

或 $V'' = \sqrt{2}V = \sqrt{2} \times 4 = 5.66 \text{ m}^3$

(3) 洗涤时间

$$\theta_w = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w} = \frac{2V_w V}{KA^2} = \frac{2 \times 0.4 \times 4}{6.944 \times 10^{-3} \times 0.4^2} = 2880 \text{ s}$$

10. 用板框压滤机进行恒压过滤碳酸钙水悬浮液。边长为 810 mm、厚度为 50 mm 的正方形滤框共有 10 个。已测得在指定条件下的过滤常数 $K = 2 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$, $q_e = 0.01 \text{ m}^3/\text{m}^2$, 滤饼体积与滤液体积之比为 0.1。试求:

(1) 滤饼充满滤框所需的过滤时间;

(2) 过滤完后用 1/10 滤液体积的清水洗涤滤饼所需的洗涤时间(洗涤的压强差与洗水粘度与过滤终了时相同);

(3) 若每批操作的辅助时间为 25 min, 则生产能力为若干(m^3/h)?

解: 由题给数据可求得

$$A = 2 \times 10 \times 0.81^2 = 13.12 \text{ m}^2$$

$$V_e = 10 \times 0.81^2 \times 0.05 = 0.328 \text{ m}^3$$

$$V = V_e/v = 0.328/0.1 = 3.281 \text{ m}^3$$

$$q = V/A = 3.281/13.12 = 0.25 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

(1) 过滤时间

$$\theta = \frac{q^2 + 2qq_e}{K} = \frac{0.25^2 + 2 \times 0.25 \times 0.01}{2 \times 10^{-5}} = 3375 \text{ s}$$

(2) 洗涤时间

$$V_w = \frac{1}{10} V = \frac{1}{10} \times 3.281 = 0.328 \text{ m}^3$$

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = \frac{KA}{8(q + q_e)} = \frac{2 \times 10^{-5} \times 13.12}{8(0.25 + 0.01)} = 1.262 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

故 $\theta_w = V_w / \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = 0.328 / (1.262 \times 10^{-4}) = 2600 \text{ s}$

(3) 生产能力

$$T = \theta + \theta_w + \theta_D = 3375 + 2600 + 25 \times 60 = 7475 \text{ s}$$

$$Q = \frac{3600V}{T} = \frac{3600 \times 3.281}{7475} = 1.58 \text{ m}^3/\text{h}$$

11. 在例 3-11 的转筒真空过滤机上过滤某种悬浮液。已知悬浮液中固相的质量分数为 0.113, 固相密度为 $3000 \text{ kg}/\text{m}^3$, 1 m^3 滤饼中含水 500 kg, 过滤常数 $K = 1.74 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$, 转鼓转速为 $0.5 \text{ r}/\text{min}$, 浸没度 $\psi = 1/3$ 。滤饼不可压缩, 过滤介质阻力可忽略不计。试求过滤机的生产能力及滤饼厚度。

解: 由例 3-11 可知, $A = 5.39 \text{ m}^2$, 则

$$Q = 465A \sqrt{K\psi n} = 465 \times 5.39 \sqrt{1.74 \times 10^{-4} \times \frac{1}{3} \times 0.5} = 13.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

由固相物料衡算求 V_s 。

设 1 m^3 滤液得 $v \text{ m}^3$ 的滤饼, 且滤饼孔隙率 $\varepsilon = 0.5$, 以 1 m^3 滤液为基准, 得

$$3000 \times 0.5v = (1000 + 3000 \times 0.5v + 1000 \times 0.5v) \times 0.113$$

解得 $v = 0.0887$

$$V_s = V_D = 13.5 \times 0.0887 = 1.197 \text{ m}^3$$

$$\text{滤饼厚度 } L = \frac{V_s}{60nA} = \frac{1.197}{60 \times 0.5 \times 5.39} = 7.4 \times 10^{-3} \text{ m}$$

12. 为提高转筒真空过滤机的生产能力, 分别提出如下各项措施, 试分析生产能力将如何变化。假设滤布阻力可以忽略, 滤饼不可压缩。

- (1) 转筒尺寸按比例增大50%;
- (2) 转筒浸没度增大50%;
- (3) 操作真空度增大50%;
- (4) 将转速提高50%;
- (5) 升温, 使滤液粘度降至原来的 $1/2$ 。

请分析上述各项措施的可行性。

解: 由题给条件, 知

$$Q = 465 A \sqrt{K \mu \pi}$$

- (1) 转筒尺寸按比例增大50%

$$Q' = 465 (1.5)^2 A \sqrt{K \mu \pi} = 2.25 Q$$

即生产能力为原来的 2.25 倍, 增加 125%。

- (2) 浸没度增大50%

$$Q'' = \sqrt{1.5} Q = 1.225 Q$$

即提高生产能力 22.5%。

- (3) 推动力增大50% (即 K 为原来 1.5 倍)

效果同 (2), 即提高生产能力 22.5%。

- (4) 转速提高50%

效果同 (2)。

- (5) 升温使粘度降至原来 $1/2$ (K 为原 2 倍)

$$\Delta Q = (\sqrt{2} - 1) Q = 0.414 Q$$

至于各项措施是否可行, 要看原工况及可能条件而定。如原来真空度已很高, 再提高料浆温度则难以维持真空度; 提高转速 n 、加大浸没度在工艺上或操作上不一定可行。生产中往往是多种措施并用。

2-4 传 热

1. 普通砖平壁厚度为 460 mm, 一侧壁面温度为 200 °C, 另一侧壁面温度为 30 °C, 已知砖的平均导热系数为 0.93 W/(m·°C), 试求:

- (1) 通过平壁的热传导通量, W/m²;
- (2) 平壁内距离高温侧 300 mm 处的温度, °C。

解: (1) 单层平壁热传导通量为

$$q = \frac{\Delta t}{\frac{b}{\lambda}} = \frac{200 - 30}{\frac{0.46}{0.93}} = 343.7 \text{ W/m}^2$$

(2) 设平壁内距离高温侧 300 mm 处的温度为 t , 则

$$q = \frac{200 - t}{\frac{0.3}{0.93}} = 343.7$$

解得 $t = 200 - 343.7 \times \frac{0.3}{0.93} = 89.1 \text{ °C}$

2. 通过三层平壁的热传导中, 若测得各层壁面温度 t_1 、 t_2 、 t_3 和 t_4 分别为 500 °C、400 °C、200 °C 和 100 °C, 试求各层热阻之比。假设各层壁面间接触良好。

解: 因 $q = \frac{\Delta t_1}{R_1} = \frac{\Delta t_2}{R_2} = \frac{\Delta t_3}{R_3}$

故 $R_1 : R_2 : R_3 = \Delta t_1 : \Delta t_2 : \Delta t_3 = (500 - 400) : (400 - 200) : (200 - 100) = 1 : 2 : 1$

3. 某燃烧炉的平壁由下列三种砖依次砌成:

耐火砖导热系数 $\lambda_1 = 1.05 \text{ W/(m·°C)}$ 、壁厚 $b_1 = 0.23 \text{ m}$

绝热砖导热系数 $\lambda_2 = 0.095 \text{ W/(m·°C)}$

普通砖导热系数 $\lambda_3 = 0.71 \text{ W/(m·°C)}$ 、壁厚 $b_3 = 0.24 \text{ m}$

若已知耐火砖内侧面温度为 860 °C, 耐火砖与绝热砖接触面温度为 800 °C, 而绝热砖与普通砖接触面温度为 135 °C, 试求:

- (1) 通过炉墙损失的热量, W/m²;
- (2) 绝热砖层厚度, m;
- (3) 普通砖外壁面温度, °C。

解: (1) 通过炉墙损失的热量

由通过耐火砖层热传导速率方程可得

$$q = \lambda_1 \frac{t_1 - t_2}{b_1} = 1.05 \times \frac{860 - 800}{0.23} = 274 \text{ W/m}^2$$

(2) 绝热砖层厚度

由通过绝热砖层热传导速率方程可得

$$b_2 = \lambda_2 \frac{t_2 - t_3}{q} = 0.095 \times \frac{800 - 135}{274} = 0.23 \text{ m}$$

(3) 普通砖外壁面温度

由通过普通砖层热传导速率方程可得

$$t_4 = t_3 - \frac{qb_3}{\lambda_3} = 135 - \frac{274 \times 0.24}{0.71} = 42.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

分析:根据条件,选择不同平壁的热传导速率方程进行计算。

4. 直径为 $\phi 60 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ 的钢管用 30 mm 厚的软木包扎,其外又用 100 mm 厚的保温灰包扎,以作为绝热层。现测得钢管外壁面温度为 $-110 \text{ } ^\circ\text{C}$,绝热层外表面温度为 $10 \text{ } ^\circ\text{C}$ 。已知软木和保温灰的平均导热系数分别为 0.043 和 $0.07 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$,试求每米管长的冷量损失量, W/m 。

解:每米管长的冷量损失量:通过两层圆筒壁热传导速率方程可得

$$\frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_1 - t_3)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$

其中 $r_1 = 30 \text{ mm}$, $r_2 = 60 \text{ mm}$, $r_3 = 160 \text{ mm}$, $t_1 = -110 \text{ } ^\circ\text{C}$, $t_2 = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\text{故 } \frac{Q}{L} = \frac{2\pi(-110 - 10)}{\frac{1}{0.043} \ln \frac{60}{30} + \frac{1}{0.07} \ln \frac{160}{60}} = -25 \text{ W}/\text{m}^2$$

负号表示由外界向系统内传热,即为冷量损失量。

5. 用 $\phi 170 \text{ mm} \times 5 \text{ mm}$ 钢管输送水蒸气,为减少热损失,钢管外包扎两层绝热材料,第一层厚度为 30 mm ,第二层厚度为 50 mm ,管壁及两层绝热材料的平均导热系数分别为 $45 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$, $0.093 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 和 $0.175 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$,钢管内壁面温度为 $300 \text{ } ^\circ\text{C}$,第二层保温层外表面温度为 $50 \text{ } ^\circ\text{C}$,试求单位管长的热损失量和各层间接触界面的温度。

解:单位管长的热损失量可由三层圆筒壁的热传导速率方程求得,即

$$q_L = \frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_1 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{r_4}{r_3}}$$

其中: $r_1 = 80 \text{ mm}$, $r_2 = 85 \text{ mm}$, $r_3 = 115 \text{ mm}$, $r_4 = 165 \text{ mm}$, 故

$$q_L = \frac{2\pi(300 - 50)}{\frac{1}{45} \ln \frac{85}{80} + \frac{1}{0.093} \ln \frac{115}{85} + \frac{1}{0.175} \ln \frac{165}{115}} = 296 \text{ W}/\text{m}^2$$

各层间接触界面上的温度可分别由各层的筒壁热传导速率方程求得,即

$$t_2 = t_1 - \frac{q_L \ln \frac{r_2}{r_1}}{2\pi\lambda_1} = 300 - \frac{296 \ln \frac{85}{80}}{2\pi \times 45} \approx 300 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{和 } t_3 = t_2 - \frac{q_L \ln \frac{r_3}{r_2}}{2\pi\lambda_2} = 300 - \frac{296 \ln \frac{115}{85}}{2\pi \times 0.093} = 147 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6. 在蒸汽管道外包扎有两层厚度相等而导热系数 λ 不同的绝热层,外层的平均直径为内层的 2 倍,其 λ 也为内层的 2 倍。若将两层材料互换而其他条件不变,试计算热阻的变化。说明在本题情况下,哪一种材料包扎在内层较为合适。

解:设外层平均直径为 d_{m2} ,内层平均直径为 d_{m1} ,则

$$d_{m2} = 2d_{m1} \text{ 且 } \lambda_2 = 2\lambda_1$$

由圆筒壁热传导速率方程可知

$$Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{\Delta t}{\frac{b}{\lambda_1 S_{m1}} + \frac{b}{\lambda_2 S_{m2}}} = \frac{\Delta t}{\frac{b}{\lambda_1 \pi d_{m1} L} + \frac{b}{2\lambda_1 \pi \cdot 2d_{m1} L}} = \frac{\Delta t}{\frac{5}{4} \cdot \frac{b}{\pi d_{m1} L \lambda_1}}$$

两层材料互换位置后热传导速率方程为

$$Q' = \frac{\Delta t}{\frac{b}{2\lambda_1 \pi d_{ml} L} + \frac{b}{\lambda_1 \pi \cdot 2d_{ml} L}} = \frac{\Delta t}{\frac{b}{\lambda_1 \pi d_{ml} L}}$$

热阻变化为

$$\frac{R'}{R} = \frac{1}{5} = 0.8 \quad \text{即} \quad R' = 0.8R$$

计算结果表明,互换位置后热阻减小,热损失增大,说明导热系数小的材料放在内层较为合适。

7. 在套管换热器中,用冷水将硝基苯从 85 °C 冷却到 35 °C,硝基苯流量为 2 000 kg/h。冷却水进、出口温度分别为 20 °C 和 30 °C,试求冷却水用量。假设换热器热损失可忽略。

解:冷却水用量可由换热器的热量衡算求得,即

$$Q = W_h c_{ph} (T_2 - T_1) = W_c c_{pc} (t_2 - t_1)$$

硝基苯平均温度为

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{85 + 35}{2} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

于附录查得硝基苯在 60 °C 下的比热容 c_{ph} 为 $1.61 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

水的平均温度为

$$t_m = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{30 + 20}{2} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

于附录查得水在 25 °C 下比热容 c_{pc} 为 $4.18 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

则冷却水用量为

$$W_c = \frac{W_h c_{ph} (T_1 - T_2)}{c_{pc} (t_2 - t_1)} = \frac{2\,000 \times 1.61 \times 10^3 \times (85 - 35)}{4.18 \times 10^3 \times (30 - 20)} = 3\,850 \text{ kg/h}$$

8. 在一列管式换热器中,壳程有绝压为 180 kPa 的饱和水蒸气冷凝。某种液体在管内流过,其流量为 2 000 kg/h,进口温度为 20 °C,出口温度为 70 °C,平均温度下比热容为 $2.5 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$,试求蒸汽用量。假设换热器热损失可忽略,壳方蒸汽冷凝后排出的为饱和水。

解:蒸汽用量可由换热器的热量衡算求得,即

$$Q = W_h r = W_c c_{pc} (t_2 - t_1)$$

于附录查得绝压为 180 kPa 下水蒸气的气化热 r 为 2 214.3 kJ/kg。

$$\text{则} \quad W_h = \frac{W_c c_{pc} (t_2 - t_1)}{r} = \frac{2\,000 \times 2.5 \times (70 - 20)}{2\,214.3} = 112.9 \text{ kg/h}$$

9. 在一套管换热器中,热流体由 300 °C 降到 200 °C,冷流体由 30 °C 升到 150 °C,试分别计算并流和逆流操作时的对数平均温度差。

解:并流时对数平均温度差

$$T \quad 300 \text{ } ^\circ\text{C} \rightarrow 200 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t \quad 30 \text{ } ^\circ\text{C} \rightarrow 150 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t \quad 270 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{故} \quad \Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{270 - 50}{\ln \frac{270}{50}} = 130.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

逆流时对数平均温度差

$$T \quad 300 \text{ } ^\circ\text{C} \rightarrow 200 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t \quad 150 \text{ } ^\circ\text{C} \rightarrow 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t \quad 150 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 170 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{故 } \Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{170 - 150}{\ln \frac{170}{150}} = 159.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{又因 } \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = \frac{170}{150} = 1.13 < 2$$

$$\text{故 } \Delta t_m = \frac{\Delta t_2 + \Delta t_1}{2} = \frac{170 + 150}{2} = 160 \text{ } ^\circ\text{C}$$

当 $\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \leq 2$ 时,可用算术平均温度差代替对数平均温度差。

计算结果表明, $\Delta t_{m\text{逆}} > \Delta t_{m\text{并}}$ 。

10. 在下列的列管式换热器中,冷流体在管内流过,由 $20\text{ } ^\circ\text{C}$ 加热到 $50\text{ } ^\circ\text{C}$,热流体在壳程流动,由 $100\text{ } ^\circ\text{C}$ 冷却到 $60\text{ } ^\circ\text{C}$,试求以下两种情况下的对数平均温度差。

(1) 壳方单程,管方四程;

(2) 壳方二程,管方四程。

解:(1) 壳方单程、管方四程

对数平均温度差按下式计算,即

$$\Delta t_m = \phi_{\Delta t} \Delta t'_m$$

$$\text{其中 } \Delta t'_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(100 - 50) - (60 - 20)}{\ln \frac{50}{40}} = 44.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$\phi_{\Delta t}$ 由下列参数查图得到

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{100 - 60}{50 - 20} = 1.333$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{50 - 20}{100 - 20} = 0.375$$

查图可得 $\phi_{\Delta t} = 0.89$ 。

$$\text{则 } \Delta t_m = 0.89 \times 44.8 = 39.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

(2) 壳方二程、管方四程

由(1)计算得到的 R 、 P 值,查图可得 $\phi_{\Delta t} = 0.975$ 。

$$\text{则 } \Delta t_m = 0.975 \times 44.8 = 43.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

计算结果表明,相同条件下多壳程较单壳程的 Δt_m 更大。

11. 在一套管换热器中,内管为 $\phi 175 \text{ mm} \times 5 \text{ mm}$ 的钢管,热水在内管内流动,热水流量为 2500 kg/h ,进、出口温度分别为 $90\text{ } ^\circ\text{C}$ 和 $50\text{ } ^\circ\text{C}$,冷水在环隙中流动,冷水进、出口温度分别为 $20\text{ } ^\circ\text{C}$ 和 $30\text{ } ^\circ\text{C}$ 。逆流操作。若已知基于管外表面积的总传热系数 K 为 $1500 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$,试求套管换热器的长度。假设换热器的热损失可忽略。

解:套管换热器长度可由总传热速率方程和热量衡算式联合解得

$$Q = KS\Delta t_m = K\pi d_o L\Delta t_m$$

$$Q = W_b c_{ph} (T_1 - T_2)$$

$$\text{其中 } T_m = \frac{90 + 50}{2} = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

于附录下查得 $70\text{ } ^\circ\text{C}$ 下水的比热容为 $4.178 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

$$Q = W_b c_{ph} (T_1 - T_2) = 2500 \times 4.178 \times (90 - 50) = 417800 \text{ W/h} = 116 \text{ kJ}$$

因 $\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \leq 2$,故

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 + \Delta t_1}{2} = \frac{(90 - 30) + (50 - 20)}{2} = 45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

则
$$L = \frac{Q}{K\pi d_o \Delta t_m} = \frac{116 \times 10^3}{1500 \times \pi \times 0.175 \times 45} = 3.22 \text{ m}$$

12. 在一套管换热器中, 苯在管内流动, 流量为 3 000 kg/h, 进、出口温度分别为 80 °C 和 30 °C, 在平均温度下苯的比热容可取为 1.9 kJ/(kg·°C)。水在环隙中流动, 进、出口温度分别为 15 °C 和 30 °C。逆流操作。若换热器的传热面积为 2.5 m², 试求总传热系数。

解: 总传热系数由总传热速率方程求得

$$K = \frac{Q}{S \Delta t_m}$$

其中
$$Q = W_h c_{ph} (T_1 - T_2) = \frac{3000}{3600} \times 1.9 \times (80 - 30) = 79.2 \text{ kW}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(80 - 30) - (30 - 15)}{\ln \frac{50}{15}} = 29.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$S = 2.5 \text{ m}^2$$

故
$$K = \frac{79.2 \times 10^3}{2.5 \times 29.1} = 1090 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

13. 在一逆流操作的单程列管式换热器中, 用冷水将 1.25 kg/s 的某液体(比热容为 1.9 kJ/(kg·°C))从 80 °C 冷却到 30 °C。水在管内流动, 进、出口温度分别为 20 °C 和 50 °C。换热器的列管直径为 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$, 若已知管内、管外的对流传热系数分别为 0.85 和 1.70 kW/(m²·°C), 试求换热器的传热面积。假设污垢热阻、管壁热阻及换热器的热损失均可忽略。

解: 换热器传热面积由总传热速率方程求得

$$S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m}$$

其中
$$Q = W_h c_{ph} (T_1 - T_2) = 1.25 \times 1.9 \times (80 - 30) = 119 \text{ kW}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(80 - 50) - (30 - 20)}{\ln \frac{30}{10}} = 18.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{a_o} + \frac{d_o}{a_i d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{1700} + \frac{25}{850 \times 20}} = 486 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

故
$$S_o = \frac{119 \times 10^3}{18.2 \times 486} = 13.5 \text{ m}^2$$

14. 在列管式换热器中, 用冷水冷却某油品, 水在直径为 $\phi 19 \times 2 \text{ mm}$ 的列管内流动。已知管内水侧对流传热系数为 2 000 W/(m²·°C), 管外油侧对流传热系数为 250 W/(m²·°C)。该换热器使用一段时间后, 管壁两侧均形成垢层, 水侧垢层热阻为 0.000 25 m²·°C/W, 油侧垢层热阻为 0.000 2 m²·°C/W。管壁导热系数为 45 W/(m·°C)。试求产生污垢后热阻增加的百分数及总传热系数 K_o。

解: 总传热系数可按下式计算

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{a_o} + R_{\omega} + \frac{b d_o}{\lambda d_m} + R_u \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{a_i d_i}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{250} + 0.0002 + \frac{0.002 \times 19}{45 \times 17} + 0.00025 \times \frac{19}{15} + \frac{19}{2000 \times 15}}$$

$$= \frac{1}{0.004 + 0.0002 + 0.0000497 + 0.000317 + 0.000633} = \frac{1}{0.0052} = 192 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

产生污垢后热阻增加的百分数为

$$\frac{R_{so} + R_{si} \frac{d_o}{d_i}}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_o}{d_w} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i}} = \frac{0.0002 + 0.000317}{0.004 + 0.0000497 + 0.000633} \times 100\% = 11\%$$

15. 常压下空气以 10 m/s 的平均流速在长为 4 m、管径为 $\phi 60 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的钢管中流动, 温度从 150 °C 升高到 250 °C, 试求管壁对空气的对流传热系数。

解: 定性温度 $t = \frac{150 + 250}{2} = 200 \text{ } ^\circ\text{C}$

于附录查得空气在常压、200 °C 下物性如下:

$$c_p = 1.026 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\lambda = 0.0393 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\mu = 2.6 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$\rho = 0.746 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$\frac{L}{d_i} = \frac{4}{0.053} = 75.5 > 50$$

$$Re = \frac{d_w u \rho}{\mu} = \frac{0.053 \times 10 \times 0.746}{2.6 \times 10^{-5}} = 1.52 \times 10^4 > 10^4$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1.026 \times 10^3 \times 2.6 \times 10^{-5}}{0.0393} = 0.68$$

故 $\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023 \times \frac{0.0393}{0.053} (1.52 \times 10^4)^{0.8} (0.68)^{0.4} = 32.4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

16. 在套管换热器中, 内管直径为 $\phi 38 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$, 外管直径为 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 。甲苯在环隙中流动, 流速为 0.8 m/s, 进、出口温度分别为 90 °C 和 30 °C。试求甲苯侧的对流传热系数。

解: 在定性温度 $t = \frac{90 + 30}{2} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$ 下甲苯的物性于附录中可查得:

$$\lambda = 0.127 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C}), \mu = 0.39 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}, c_p = 1.85 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}), \rho = 830 \text{ kg}/\text{m}^3$$

套管换热器环隙当量直径为

$$d_e = 4 \times \frac{\frac{\pi}{4} d_2^2 - \frac{\pi}{4} d_1^2}{\pi d_2 + \pi d_1} = d_2 - d_1 = 0.05 - 0.038 = 0.012 \text{ m}$$

$$Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.012 \times 830 \times 0.8}{0.39 \times 10^{-3}} = 2.04 \times 10^4 > 10^4$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1.85 \times 10^3 \times 0.39 \times 10^{-3}}{0.127} = 5.68$$

故 $\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_e} Re^{0.8} Pr^{0.3} = 0.023 \times \frac{0.127}{0.012} \times (2.04 \times 10^4)^{0.8} (5.68)^{0.3} = 1150 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

17. 质量流量为 3 kg/s 的水, 通过内径为 10 cm 的铜管, 从 5 °C 被加热到 15 °C, 管壁的温度保持为 90 °C, 试求铜管的长度。

解: 定性温度 $t = \frac{5 + 15}{2} = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$ 下水的物性如下:

$$c_p = 4.19 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}), \rho = 999.7 \text{ kg}/\text{m}^3, \mu = 1.31 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}, \lambda = 0.575 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C}), Pr = 9.52$$

$$Re = \frac{4G}{\pi d_i} = \frac{4 \times 3}{\pi \times 0.1 \times 1.31 \times 10^{-3}} = 29160 > 10^4$$

对流传热系数可由下式计算

$$\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023 \times \frac{0.575}{0.1} \times (29\ 160)^{0.8} (9.52)^{0.4} = 1\ 215\ \text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

铜管的长度可由对流传热速率方程和热量衡算式联解求得

$$Q = W_a c_{pc} (t_2 - t_1) = \alpha \pi d_i L (t_w - t)$$

$$\text{即 } 3 \times 4.19 \times 10^3 (15 - 5) = 1\ 215 \times 3.14 \times 0.1 L (90 - 10)$$

$$\text{解得 } L = 4.12\ \text{m}$$

18. 在套管换热器中,一定流量的水在内管流过,温度从 25 °C 升高到 75 °C,并测得管内水侧的对流传热系数为 1 500 W/(m²·°C)。若相同体积流量的某油品通过该换热器的内管而被加热,试求此时管内油侧的对流传热系数。假设两种情况下流体均呈湍流流动。已知两流体在定性温度下的物性如下:

	$\rho, \text{kg}/\text{m}^3$	$\mu, \text{Pa} \cdot \text{s}$	$c_p, \text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$	$\lambda, \text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$
水	1 000	0.54×10^{-3}	4.17	0.65
油品	810	5.1×10^{-3}	2.01	0.15

解:两种情况下对流传热系数 α_i 均可用下式计算

$$\alpha_i = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{d_i u \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{0.4} = 0.023 \frac{\rho^{0.8} c_p^{0.4} \lambda^{0.6} u^{0.8}}{\mu^{0.4} d_i^{0.2}}$$

因 d, u 不变,两种情况下 α 之比为

$$\frac{\alpha_i}{\alpha'_i} = \frac{\left(\frac{\rho}{\rho'} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p}{c'_p} \right)^{0.4} \left(\frac{\lambda}{\lambda'} \right)^{0.6}}{\left(\frac{\mu}{\mu'} \right)^{0.4}} = \frac{\left(\frac{1\ 000}{810} \right)^{0.8} \left(\frac{4.17}{2.01} \right)^{0.4} \left(\frac{0.65}{0.15} \right)^{0.6}}{\left(\frac{0.54 \times 10^{-3}}{5.1 \times 10^{-3}} \right)^{0.4}} = 9.38$$

则管内油侧对流传热系数为

$$\alpha'_i = \frac{1\ 500}{9.38} = 160\ \text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

19. 流量为 720 kg/h 的常压饱和蒸气在直立的列管式换热器的列管外冷凝。换热器的列管直径为 $\phi 25\ \text{mm} \times 2.5\ \text{mm}$, 长为 2 m。列管外壁面温度为 94 °C。试按冷凝要求估算换热器的管数(设管内侧传热可满足要求)。换热器的热损失可忽略。

解:由附录查得常压饱和水蒸气冷凝温度为 100 °C, 汽化热为 $2\ 258 \times 10^3\ \text{J}/\text{kg}$ 。

$$\text{定性温度为 } t_m = \frac{1}{2} (t_s + t_w) = \frac{1}{2} (100 + 94) = 97\ ^\circ\text{C}$$

水在 97 °C 下物性于附录可查得

$$\lambda = 0.682\ \text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C}), \rho = 958\ \text{kg}/\text{m}^3, \mu = 0.282 \times 10^{-3}\ \text{Pa} \cdot \text{s}$$

冷凝传热系数 α 先按滞流计算,即

$$\alpha = 1.13 \left[\frac{g \rho^2 \lambda^3 r}{L \mu \Delta t} \right]^{1/4} = 1.13 \left[\frac{9.81 \times 958^2 \times 0.682^3 \times 2\ 258 \times 10^3}{2 \times 0.282 \times 10^{-3} \times (100 - 94)} \right]^{1/4} = 7\ 466\ \text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

换热器的管数可由对流传热速率方程和热量衡算式联解得到,即

$$Q = W_a r = \alpha S_o \Delta t = \alpha \pi d_o L n \Delta t$$

$$\text{故 } n = \frac{720 \times 2\ 258 \times 10^3}{3\ 600 \times 7\ 466 \times \pi \times 0.025 \times 2 \times (100 - 94)} = 64$$

核算流型:

$$M = \frac{W_a}{n \pi d_o} = \frac{720}{3\ 600 \times 64 \times \pi \times 0.025} = 0.039\ 8\ \text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$$

$$Re = \frac{4M}{\mu} = \frac{4 \times 0.0398}{0.282 \times 10^{-3}} = 565 < 1800 (\text{滞流})$$

由此可知, $n = 64$ 即为所求。

20. 在列管式换热器中, 管间通入 133°C 的饱和蒸汽。管内冷水温度由 20°C 升到 80°C 。换热器的列管直径为 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 。现测得基于管外表面积的总传热系数为 $700 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。换热器使用一段时间后, 由于生成垢层, 传热能力下降。若水量不变, 水进口温度仍为 20°C , 出口温度变为 70°C 。试求此时的总传热系数 K_o 和水垢层热阻。

解: 换热器使用一段时间后, 总传热系数用 K'_o 表示, 水垢层热阻用 R_{si} 表示。

由总传热速率方程和热量衡算关系可写出

$$\frac{K'_o}{K_o} = \frac{Q' \Delta t_m}{Q \Delta t_m} = \frac{W c_p (70 - 20)}{W c_p (80 - 20)} \times \frac{\frac{(133 - 20) - (133 - 80)}{\ln \frac{113}{53}}}{\frac{(133 - 20) - (133 - 70)}{\ln \frac{113}{63}}} = 0.77$$

故 $K'_o = 0.77 K_o = 0.77 \times 700 = 540 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

水垢热阻可由下式求得

$$R_{si} \frac{d_o}{d_i} = \frac{1}{K'_o} - \frac{1}{K_o} = \frac{1}{540} - \frac{1}{700} = 0.00042$$

故 $R_m = 0.00042 \times \frac{20}{25} = 0.000336 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$

21. 一定流量的空气在蒸汽加热器中从 20°C 加热到 80°C 。空气在换热器的管内呈湍流流动。绝压为 180 kPa 的饱和蒸汽在管外冷凝。现因生产要求空气流量增加 30% , 而空气的进、出口温度不变, 试问应采取什么措施才能完成任务? 作出定量计算。假设管壁及污垢热阻均可忽略。

解: 由附录查得 p 为 180 kPa 时蒸汽饱和温度为 116.6°C 。

由题意知, $K_o \approx \alpha_i$

$$\alpha_i \propto u^{0.8}$$

假设提高流量后, 物理量符号用上标“'”表示, 即

$$\alpha'_i = (1.3)^{0.8} \alpha_i = 1.23 \alpha_i$$

换热器传热量分别为

$$Q = W_c c_{pc} \Delta t$$

和 $Q' = 1.3 Q = 1.3 W_c c_{pc} \Delta t$

总传热速率方程分别为

$$Q = K S \Delta t_m = \alpha_i S \Delta t_m$$

其中 $\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(116.6 - 20) - (116.6 - 80)}{\ln \frac{96.6}{36.6}} = 61.8^\circ\text{C}$

即 $Q = 61.8 \alpha_i S$ (1)

和 $Q' = 1.3 Q = K' S \Delta t'_m = 1.23 \alpha_i S \Delta t'_m$ (2)

联立式(1)和(2):

$$1.3 \times 61.8 \alpha_i S = 1.23 \alpha_i S \Delta t'_m$$

可得 $\Delta t'_m = \frac{1.3 \times 61.8}{1.23} = 65.3^\circ\text{C}$

$$\text{即} \quad \frac{(T' - 20) - (T' - 80)}{\ln \frac{T' - 20}{T' - 80}} = 65.3$$

$$\ln \frac{T' - 20}{T' - 80} = \frac{60}{65.3} = 0.919$$

解得 $T' = 119.8^\circ\text{C}$

由附录查得, 将饱和蒸汽压强提高至 200 kPa 即可完成传热任务。

22. 一套管换热器, 内管直径为 $\phi 170 \text{ mm} \times 5 \text{ mm}$, 内管内流体的对流传热系数为 $200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 内管外流体的对流传热系数为 $350 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。若两流体均在湍流下进行换热。试分别估算下列情况下总传热系数 K_o 增加的百分数。

(1) 管内流速增加一倍;

(2) 管外流速增加一倍。

假设污垢和管壁热阻均可忽略。

解: 流速增加时用上标“'”表示。

(1) 管内流速增加一倍

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{350} + \frac{170}{200 \times 160}} = 122.4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$K'_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{d_o}{2^{0.8} \alpha_i d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{350} + \frac{170}{2^{0.8} \times 200 \times 160}} = 169.2 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

K_o 增加百分数为

$$\frac{K'_o - K_o}{K_o} \times 100\% = \frac{169.2 - 122.4}{122.4} \times 100\% = 38.2\%$$

(2) 管外流速增加一倍

$$K'_o = \frac{1}{\frac{1}{2^{0.8} \alpha_o} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{2^{0.8} \times 350} + \frac{170}{200 \times 160}} = 143.8 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

K_o 增加百分数为

$$\frac{K'_o - K_o}{K_o} \times 100\% = \frac{143.8 - 122.4}{122.4} \times 100\% = 17.5\%$$

计算结果表明, 增加对流传热系数较小一侧流体的流速, K_o 增加的百分数较高。

23. 在一列管换热器中, 壳方用 110°C 的饱和蒸汽加热管方呈湍流的空气, 空气的温度由 30°C 升到 45°C 。若空气的流量增加 0.5 倍, 试求空气的出口温度, 假设管壁和污垢热阻可忽略 (计算中可作合理的假设)。

解: 对本题两流体的对流传热情况, 可视为 $K_i \approx \alpha_i$ 。

假设空气流量增加后, 其物性不变。

由热量衡算和总传热速率方程可得

$$Q = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) = K_i S_i \Delta t_m = \alpha_i S_i \Delta t_m = \alpha_i S_i \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{110 - 30}{110 - 45}}$$

$$\text{可得} \quad \frac{\alpha_i S_i}{W_c c_{pc}} = \ln \frac{110 - 30}{110 - 45} = 0.2076$$

空气流量增加后, 用上标“'”表示, 即

$$\alpha'_i = (1.5)^{0.8} \alpha_i = 1.383 \alpha_i$$

$$W'_c = 1.5 W_c$$

$$W'_c c_{pc} (t'_2 - t_1) = 1.5 W_c c_{pc} (t'_2 - t_1) = 1.383 \alpha_i S_i \frac{t'_2 - t_1}{\ln \frac{110 - 30}{110 - t'_2}}$$

$$\text{故 } \ln \frac{110 - 30}{110 - t'_2} = \frac{1.383}{1.5} \times \frac{\alpha_i S_i}{W_c c_{pc}} = \frac{1.383}{1.5} \times 0.2076 = 0.1914$$

解得 $t'_2 = 43.94^\circ\text{C}$, 即为空气的出口温度。

24. 一单程列管式换热器, 内装直径为 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的钢管 300 根, 管长为 2 m。流量为 8 000 kg/h 的常压空气在管内流动, 温度由 20°C 加热到 85°C 。壳程为 108°C 饱和蒸汽冷凝。若已知蒸汽冷凝传热系数为 $1 \times 10^4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 换热器热损失及管壁、污垢热阻均可忽略, 试求: (1) 管内空气对流传热系数;

(2) 基于管外表面积的总传热系数;

(3) 说明该换热器能否满足要求。

解: (1) 管内空气对流传热系数

$$\text{定性温度 } t_m = \frac{20 + 85}{2} = 52.5^\circ\text{C}$$

于附录查得常压、 52.5°C 下空气物性:

$$\lambda = 2.85 \times 10^{-2} \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C}), \mu = 1.97 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}, c_p = 1 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}), Pr = 0.697$$

$$\text{又 } Re = \frac{d u \rho}{\mu} = \frac{d W}{\mu A} = \frac{0.02 \times 8000}{3600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.02^2 \times 300 \times 1.97 \times 10^{-5}} = 2.4 \times 10^4 > 10^4$$

$$\text{故 } \alpha_i = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023 \times \frac{2.85 \times 10^{-2}}{0.02} (2.4 \times 10^4)^{0.8} (0.697)^{0.4} = 90.6 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

(2) 基于管外表面积的总传热系数

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i}} = \frac{1}{\frac{1}{1 \times 10^4} + \frac{25}{90.6 \times 20}} = 72 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

(3) 检验换热器是否合用

根据传热任务要求传热面积为

$$S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m}$$

$$\text{其中 } Q = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) = \frac{8000}{3600} \times 1 \times (85 - 20) = 144.4 \text{ kW}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(108 - 20) - (108 - 85)}{\ln \frac{108 - 20}{108 - 85}} = 48.4^\circ\text{C}$$

$$\text{故 } S_o = \frac{144.4 \times 10^3}{72 \times 48.4} = 41.4 \text{ m}^2$$

现有换热器传热面积为

$$S'_o = n \pi d_o L = 300 \times \pi \times 0.025 \times 2 = 47 \text{ m}^2$$

$S'_o > S_o$, 故该换热器可满足要求。

25. 欲用循环水将流量为 14.65 kg/s 的粗苯液体从 80°C 冷却到 35°C , 循环水的初温为 30°C , 试选择适宜的列管式换热器。

计算时不要求核算压强降。

解: 因粗苯有腐蚀性, 故选苯在管内流动, 并取水的出口温度为 37°C 。

1. 试算及初选换热器的型号

(1) 定性温度及流体物性

$$\text{苯 } T_m = \frac{1}{2}(80 + 35) = 57.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{水 } t_m = \frac{1}{2}(30 + 37) = 33.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

定性温度下流体物性如下

	$\rho, \text{kg/m}^3$	$\mu, \text{Pa}\cdot\text{s}$	$c_p, \text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$	$\lambda, \text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$
苯	879	0.41×10^{-3}	1.842	0.137
水	995	0.745×10^{-3}	4.186	0.622

(2) 计算传热量

$$Q = W_1 c_{ph} (T_1 - T_2) = 14.65 \times 1.842 \times (80 - 35) = 1.214 \times 10^3 \text{ W}$$

(3) 计算平均温度差

先按逆流计, 即

$$\Delta t'_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(80 - 37) - (80 - 30)}{\ln \frac{80 - 37}{80 - 30}} = 17.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{而 } R = \frac{80 - 35}{37 - 30} = 6.43$$

$$P = \frac{37 - 30}{80 - 30} = 0.14$$

查图得 $\varphi_{\Delta t} = 0.85$

$$\text{故 } \Delta t_m = \varphi_{\Delta t} \Delta t'_m = 0.85 \times 17.6 = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

(4) 初选换热器型号

选 $K_m = 400 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

$$\text{因为 } S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m} = \frac{1.214 \times 10^3}{400 \times 15} = 200 \text{ m}^2$$

$$\text{所以 } T_m - t_m = 57.5 - 33.5 = 24 \text{ } ^\circ\text{C} < 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

可选用固定板式换热器。

由附录查出换热器型号为 G800 VI—2.5—200。该换热器规格为

D, mm	800
S, m^2	200
L, m	6
管数	444
管程数	6
管子尺寸, mm	$\phi 25 \times 2.5$
管子排列	\triangle

2. 核算总传热系数和传热面积

(1) 管程对流传热系数 α_i

管程流动面积

$$A_i = n \frac{\pi}{4} d_i^2 = \frac{444}{6} \times \frac{\pi}{4} \times 0.02^2 = 0.0232 \text{ m}^2$$

$$u_i = \frac{W}{\rho A_i} = \frac{14.65}{879 \times 0.0232} = 0.718 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{d_i u_i \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 0.718 \times 879}{0.41 \times 10^{-3}} = 30\,790 > 10^4$$

故 $\alpha_i = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^{0.3} = 0.023 \times \frac{0.137}{0.02} (30\,790)^{0.8} \left(\frac{1.842 \times 10^3 \times 0.41 \times 10^{-3}}{0.137} \right)^{0.3} = 1\,025 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

(2)壳程对流传热系数

$$\alpha_o = 0.36 \frac{\lambda}{d_e} \left(\frac{d_e u_o \rho}{\mu} \right)^{0.55} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

其中 $u_o = \frac{W_c}{\rho A_o}$

W_c 由热量衡算求得, 即

$$Q = W_c c_{pm} (t_2 - t_1)$$

即 $W_c = \frac{1\,214 \times 10^3}{4.186 \times 10^3 \times (37 - 30)} = 41.43 \text{ kg/s}$

$$A_o = hD \left(1 - \frac{d_o}{t} \right) = 0.3 \times 0.8 \times \left(1 - \frac{25}{32} \right) = 0.0525 \text{ m}^2 \quad (\text{取 } h = 0.3 \text{ m})$$

故 $u_o = \frac{41.43}{995 \times 0.0525} = 0.793 \text{ m/s}$

则 $\alpha_o = 0.36 \times \frac{0.622}{0.0202} \times \left(\frac{0.0202 \times 0.793 \times 995}{0.745 \times 10^{-3}} \right)^{0.55} \left(\frac{4.186 \times 10^3 \times 0.745 \times 10^{-3}}{0.622} \right)^{1/3} \times 1.05$
 $= 4\,770 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

(3)污垢热阻

取 $R_{so} = 0.00035 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$, $R_{si} = 0.0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ 。

(4)总传热系数

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + R_{so} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_o}{d_m} + R_{si} \frac{d_o}{d_i} + \frac{1}{\alpha_i d_i}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{4\,770} + 0.00035 + \frac{0.0025}{45} \times \frac{25}{22.5} + 0.0002 \times \frac{25}{20} + \frac{25}{1\,025 \times 20}}$$

$$= 478 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

(5)传热面积

$$S_{\text{计}} = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{1\,214 \times 10^3}{478 \times 15} = 170 \text{ m}^2$$

$$\frac{S_{\text{选}} - S_{\text{计}}}{S_{\text{计}}} = \frac{200 - 170}{170} \times 100\% = 17.6\%$$

故所选换热器型号合适, 即为所求。

2-5 蒸 发

1. 在单效悬筐式蒸发器内, 将 15% CaCl_2 水溶液浓缩到 30%, 分离室内绝对压强为 20 kPa, 试求因溶液蒸气压下降而引起的沸点升高及溶液的相应沸点。

解: 由附录查出 20 kPa 压强下蒸汽的温度为 60.1 °C, 汽化热为 2 354.9 kJ/kg。又查出常压下 30% CaCl_2 水溶液的沸点升高为 10 °C。

20 kPa 压强下水溶液的沸点升高为

$$\Delta' = f\Delta'_s$$

$$\text{其中 } f = \frac{0.0162(T' + 273)^2}{2354.9} = \frac{0.0162(60.1 + 273)^2}{2354.9} = 0.763$$

$$\text{故 } \Delta' = 0.763 \times 10 = 7.63 \text{ °C}$$

溶液沸点 $t = 7.63 + 60.1 = 67.73 \text{ °C}$

2. 在第一题中, 若 CaCl_2 水溶液的平均密度 ρ 为 1 250 kg/m³, 加热管内液柱高度为 2 m。试求该条件下溶液的沸点。

解: 第一题已算出 20 kPa 压强下蒸汽的温度为 60.1 °C, 还算出因溶液蒸气压下降而引起的沸点升高为 7.63 °C。

液柱中部压强

$$p_m = p' + \frac{\rho g l}{2} = 20 + \frac{9.81 \times 1250 \times 2}{2 \times 1000} = 32.3 \text{ kPa}$$

根据 $p_m = 32.3 \text{ kPa}$ 从附录查出相应的液柱中部沸点 $t_m = 68.5 \text{ °C}$, 故因液柱压强而引起的沸点升高, 即温度差损失为

$$\Delta'' = t_m - T' = 68.5 - 60.1 = 8.4 \text{ °C}$$

溶液沸点 $t = T' + \Delta' + \Delta'' = 60.1 + 7.63 + 8.4 = 76.13 \text{ °C}$

3. 欲将 30 °C 的 NaOH 水溶液由 5% 浓缩到 20%。厂中可利用的加热蒸汽绝对压强为 120 kPa。若选用传热外面积为 35 m² 的单效中央循环管式蒸发器, 由于受真空泵性能的限制, 二次蒸汽的绝对压强不能低于 30 kPa。估计溶液蒸气压下降及液柱静压强引起的温度差损失约为 14.9 °C, 基于传热外表面积的总传热系数 K_o 为 1 400 W/(m²·°C)。冷凝水在蒸汽温度下排出, 溶液的稀释热不可忽略, 测出热损失为 610.5 × 10³ kJ/h。试计算加热蒸汽消耗量及该蒸发器每小时能处理的原料液量。

解: 加热蒸汽绝对压强为 120 kPa, 从附录查出相应的温度 $T = 104.5 \text{ °C}$, 汽化热 $r = 2 246.8 \text{ kJ/kg}$ 。

取二次蒸汽的绝对压强为 30 kPa, 从附录查出相应的温度 $T' = 66.5 \text{ °C}$ 、汽化热 $r' = 2 333.7 \text{ kJ/kg}$ 、焓 $H' = 2 622.4 \text{ kJ/kg}$ 。

溶液的沸点 $t = 66.5 + 14.9 = 81.4 \text{ °C}$

(1) 加热蒸汽消耗量

$$\text{单位时间内的传热量 } Q = K_o S_o \Delta t_m = \frac{1400 \times 3600}{1000} \times 35(104.5 - 81.4) = 40.7 \times 10^5 \text{ kJ/kg}$$

热损失 $Q_L = 610.5 \times 10^3 \text{ kJ/h}$

$$Dr = Q + Q_L$$

$$\text{或 } 2246.8D = 40.7 \times 10^5 + 610.5 \times 10^3$$

$$\text{解得 } D = 2083 \text{ kg/h}$$

(2) 溶液的处理量

溶液的浓缩热不可忽略时蒸汽消耗量的计算式为

$$D = \frac{WH' + (F - W)h_1 - Fh_0 + Q_L}{r}$$

其中 $W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_1} \right) = F \left(1 - \frac{5}{20} \right) = 0.75F$

当 $t_0 = 30^\circ\text{C}$ 、 $x_0 = 0.05$ 及 $t_1 = 81.4^\circ\text{C}$ 、 $x_1 = 0.2$ 时, 由图 5-13 查出溶液的焓分别为 $h_0 = 110 \text{ kJ/kg}$ 及 $h_1 = 300 \text{ kJ/kg}$ 。

所以 $2\,083 = \frac{0.75F \times 2\,622.4 + 300(F - 0.75F) - 110F + 610.5 \times 10^3}{2\,246.8}$

解得 $F = 2\,107 \text{ kg/h}$

4. 在自然循环型单效蒸发器内每小时将 $3\,600 \text{ kg}$ 某种水溶液由 10% 浓缩到 30% , 同时消耗绝对压强为 140 kPa 的饱和水蒸气 $3\,000 \text{ kg}$ 。冷凝器内温度为 59°C 、已知因溶液蒸汽压下降及液柱静压强所引起的温度差损失 $(\Delta' + \Delta'')$ 为 23°C 。蒸发器的传热外表面积 S_o 为 40 m^2 。溶液于 30°C 时送入蒸发器, 其比热容为 $3.5 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。若忽略溶液的浓缩热, 试求热损失占总传热量的百分数及总传热系数。冷凝水在蒸气温度下排除。

解: 由附录查出 140 kPa 饱和蒸汽的温度 $T = 109.3^\circ\text{C}$, 汽化热 $r = 2\,234.4 \text{ kJ/kg}$ 。

冷凝器内温度 $T_k = 59^\circ\text{C}$, 取因流动阻力引起的温度差损失 $\Delta''' = 1^\circ\text{C}$, 故二次蒸气温度为

$$T' = T_k + \Delta''' = 59 + 1 = 60^\circ\text{C}$$

从附录查出与 60°C 相应的汽化热 $r' = 2\,355.1 \text{ kJ/kg}$ 。

$$\text{溶液沸点 } t = T' + \Delta' + \Delta'' = 60 + 23 = 83^\circ\text{C}$$

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_1} \right) = 3\,600 \left(1 - \frac{0.1}{0.3} \right) = 2\,400 \text{ kg/h}$$

因可忽略溶液的稀释热, 故用式 5-24 求热损失 Q_L , 即

$$D = \frac{Wr' + Fc_{p0}(t_1 - t_0) + Q_L}{r}$$

将已知值代入上式得

$$3\,000 = \frac{2\,400 \times 2\,355.1 + 3\,600 \times 3.5(83 - 30) + Q_L}{2\,234.4}$$

解得 $Q_L = 38.3 \times 10^4 \text{ kJ/h}$

传热量 $Q = Wr' + Fc_{p0}(t_1 - t_0) = 2\,400 \times 2\,355.1 + 3\,600 \times 3.5(83 - 30) = 632 \times 10^4 \text{ kJ/h}$

热损失占总传热量的百分数为

$$\frac{Q_L}{Q} \times 100\% = \frac{38.3 \times 10^4}{632 \times 10^4} \times 100\% = 6.06\%$$

用下式求传热系数 K_o , 即

$$Q = K_o S_o (T - t)$$

其中 Q 为传热量, 不应将热损失计入, 故 Q 为 $632 \times 10^4 \text{ kJ/h}$, 因此

$$632 \times 10^4 = 40 K_o (109.3 - 83)$$

解得 $K_o = 6\,030 \text{ kJ/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{h}) = 1\,675 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

5. 在单效膜式蒸发器中, 每小时将 $10\,000 \text{ kg}$ 的某种水溶液从 5% 浓缩到 50% 。原料液于沸点温度下进入蒸发器, 比热容为 $3.7 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。分离室的真空度为 60 kPa 、加热蒸汽的表压强为 30 kPa 。蒸发器的基于传热外表面积的总传热系数为 $2\,000 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。忽略溶液的浓缩热效应。已知常压下因溶液的蒸汽压下降而引起的沸点升高为 13°C , 加热蒸汽的热量有

10%损失于周围环境中。试求：

(1) 蒸发器的传热外表面积；

(2) 加热蒸汽消耗量。

当地大气压强为 101.33 kPa。

解：由附录查出的及算出的加热蒸汽与二次蒸汽的状态参数分别为

加热蒸汽 压强 $p = 101.33 + 30 = 131.33 \text{ kPa}$

温度 $T = 107.2 \text{ }^{\circ}\text{C}$

汽化热 $r = 2240 \text{ kJ/kg}$

二次蒸汽 压强 $p' = 101.33 - 60 \approx 41.3 \text{ kPa}$

温度 $T' = 75.8 \text{ }^{\circ}\text{C}$

汽化热 $r' = 2311 \text{ kJ/kg}$

(1) 蒸发器的传热面积

$$\text{蒸发量 } W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_1} \right) = 10\,000 \left(1 - \frac{5}{50} \right) = 9\,000 \text{ kg/h}$$

已知常压下该水溶液的温度差损失为 $13 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ，操作条件下温度差损失为

$$\Delta' = f\Delta_s$$

$$\text{其中 } f = \frac{0.0162(T' + 273)^2}{r'} = \frac{0.0162(75.8 + 273)^2}{2\,311} = 0.853$$

$$\Delta' = 0.853 \times 13 = 11.1 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

因采用的是膜式蒸发器，可忽略因液柱静压强而引起的温度差损失，故

溶液沸点 $t = T' + \Delta' = 75.8 + 11.1 = 86.9 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$$\text{传热外表面积 } S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t} = \frac{Q}{K_o (T - t)}$$

$$\text{其中 } Q = Wr' + Fc_{p0}(t_1 - t_0) = 9\,000 \times 2\,311 + 10\,000 \times 3.7(86.9 - 86.9) = 20.799 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

$$\text{故 } S_o = \frac{20.799 \times 10^6}{\frac{2\,000 \times 3\,600}{1\,000} (107.2 - 86.9)} = 142.3 \text{ m}^2$$

(2) 加热蒸汽消耗量

$$\text{总消耗的热量 } Q' = \frac{Q}{0.9} = \frac{20.799 \times 10^6}{0.9} = 23.11 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

$$\text{加热蒸汽消耗量 } D = \frac{Q'}{r} = \frac{23.11 \times 10^6}{2\,240} = 10\,317 \text{ kg/h}$$

6. 在双效并流蒸发器中，每小时蒸发 10 000 kg 的 10% 某种水溶液，第一效完成液的组成为 15%，第二效为 30%。两效中溶液的沸点分别为 $108 \text{ }^{\circ}\text{C}$ 及 $95 \text{ }^{\circ}\text{C}$ 。试求溶液自第一效进入第二效时因温度降低而自蒸发的水量及自蒸发量占第二效总蒸发量的百分数。忽略各种温度差损失。

解：两效的蒸发量分别为

$$W_1 = F \left(1 - \frac{x_0}{x_1} \right) = 10\,000 \left(1 - \frac{10}{15} \right) = 3\,333.3 \text{ kg/h}$$

$$W_2 = (F - W_1) \left(1 - \frac{x_1}{x_2} \right) = (10\,000 - 3\,333.3) \left(1 - \frac{15}{30} \right) = 3\,333.4 \text{ kg/h}$$

自动蒸发量为

$$W_{\text{自}} = \frac{(F - W_1) c_{p1} (t_1 - t_2)}{r_2}$$

因第一效完成液浓度为15%，故其比热容为

$$c_{p1} = c_{pv}(1 - x_1)$$

取水的比热容 $c_{pw} = 4.187 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

所以 $c_{p1} = 4.187(1 - 0.15) = 3.56 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

已知 $t_1 = 108^\circ\text{C}$ $t_2 = 95^\circ\text{C}$

题意忽略各种温度差损失，故第二效二次蒸汽温度等于该效溶液沸点，即 95°C ，则附录查出相应的汽化热 $r' = 2270.9 \text{ kJ/kg}$ 。

故 $W_{v1} = \frac{(10000 - 3333.3) \times 3.56(108 - 95)}{2270.9} = 135.9 \text{ kg/h}$

$$\frac{W_{v1}}{W_2} = \frac{135.9}{3333.4} = 0.0408 = 4.08\%$$

7. 在双效并流自然循环型蒸发器中，每小时将 10000 kg 、比热容为 $3.77 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 的某种水溶液由 10% 浓缩到 50% 。原料液于第一效沸点下加入蒸发器中。第一效加热蒸汽的绝对压强为 500 kPa 、冷凝器中的绝对压强为 15 kPa 。各效基于传热外面积的总传热系数为 $K_1 = 1170 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 、 $K_2 = 700 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。测得各种温度差损失为： $\Delta'_1 = 8.8^\circ\text{C}$ 、 $\Delta'_2 = 37.5^\circ\text{C}$ 、 $\Delta''_1 = 0.9^\circ\text{C}$ 、 $\Delta''_2 = 7.9^\circ\text{C}$ 。取第一效与第二效的热损失系数分别为 0.95 及 0.9 。在溶液的组成和温度变化不太大时，上述的各种温度差损失及热损失系数数值均可近似地认为是常数。各效冷凝水均在蒸汽温度下排除。试求：

- (1) 总蒸发量；
- (2) 第一效加热蒸汽消耗量；
- (3) 蒸发器的传热外面积(按各效传热面积相等的原则计)。

解：本题已知各种温度差损失，故在列焓衡算之前可以省去先估算各效蒸发量 W_i 、各效排出液组成 x_i 等步骤。只要估算出各效二次蒸汽压强 p'_i ，然后从冷凝器开始向第一效(或从第一效加热蒸汽开始向冷凝器)逐步推算出焓衡算时所需的各种温度数据，并根据这些温度数据查出相应的汽化热。

(1) 总蒸发量 W

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_2} \right) = 10000 \left(1 - \frac{10}{50} \right) = 8000 \text{ kg/h}$$

(2) 第一效加热蒸汽消耗量

① 第一效二次蒸汽压强：设蒸汽通过各效的压强降相等，即

$$\Delta p = \frac{p_1 - p_k}{2} = \frac{500 - 15}{2} \approx 243 \text{ kPa}$$

第一效二次蒸汽压强为

$$p'_1 = p_1 - \Delta p = 500 - 243 = 257 \text{ kPa}$$

从附录查出相应的温度 $T'_1 = 128.1^\circ\text{C}$ 、汽化热 $r'_1 = 2183 \text{ kJ/kg}$ 。

冷凝器的压强为

$$p_k = 15 \text{ kPa}$$

从附录查出相应的温度 $T_k = 53.5^\circ\text{C}$ 。

取 $\Delta''_{2-k} = 1^\circ\text{C}$ ，故第二效二次蒸汽温度为

$$T'_2 = 54.5^\circ\text{C}$$

从附录查出与 54.5°C 相应的汽化热 $r'_2 = 2367.6 \text{ kJ/kg}$ 。

② 各效二次蒸汽的参数、溶液沸点、温度差损失及有效温度差等：从冷凝器压强 p_k 开始向第一效的方向

逐步算出(或查出)列焓衡算及计算传热面积所需的数值,并列于本题附表1中。

习题7附表1

项目		效数序号	1	2
加热蒸汽	温度 $T, ^\circ\text{C}$		151.7	$T_2 = T_1 - \Delta T_{1-2}$ $= 128.1 - 1$ $= 127.1$
	汽化热, kJ/kg		2 113.2	2 185.8
二次蒸汽	温度 $T', ^\circ\text{C}$		128.1	54.5
	汽化热, kJ/kg		2 183	2 367.8
温度差损失	$\Delta', ^\circ\text{C}$		8.8	37.5
	$\Delta'', ^\circ\text{C}$		0.9	7.9
	$\Delta'', ^\circ\text{C}$		1	1
溶液沸点 $t, ^\circ\text{C}$			$t_1 = T_1 + \Delta'_1 + \Delta''_1$ $= 128.1 + 8.8 + 0.9$ $= 137.8$	$t_2 = T_2 + \Delta'_2 + \Delta''_2$ $= 54.5 + 37.5 + 7.9$ $= 99.9$
有效温度差 $\Delta t, ^\circ\text{C}$			$\Delta t_1 = T_1 - t_1$ $= 151.7 - 137.8$ $= 13.9$	$\Delta t_2 = 127.1 - 99.9$ $= 27.2$
总有效温度差 $\Sigma \Delta t, ^\circ\text{C}$			$13.9 + 27.2 = 41.1$	

③焓衡算:原料液于第一效溶液沸点下进入蒸发器内,且冷凝水在蒸汽温度下排出,故

$$W_1 = \frac{y_1 D_1 r_1}{r'_1} = \frac{0.95 \times 2\,113.2}{2\,183} D_1 = 0.919\,6 D_1$$

$$W_2 = W - W_1 = \eta_2 \left\{ \frac{W_1 r_2}{r'_2} + (F c_{p0} - W_1 c_{pw}) \frac{t_1 - t_0}{r'_2} \right\}$$

取水的比热容 $c_{pw} = 4.187 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$,将已知值代入上式,得

$$8\,000 - W_1 = 0.9 \left[\frac{2\,185.8}{2\,367.6} W_1 + (10\,000 \times 3.77 - 4.187 W_1) \frac{137.8 - 99.9}{2\,367.6} \right]$$

解得 $W_1 = 4\,211.6 \text{ kg/h}$ $W_2 = 3\,788.4 \text{ kg/h}$ $D_1 = 4\,580 \text{ kg/h}$

(3)传热外面积

各效传热外面积可用传热速率式计算:

$$S_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{D_1 r_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{4\,580 \times 2\,113.2}{\frac{1\,170 \times 3\,600}{1\,000} \times 13.9} = 165.3 \text{ m}^2$$

$$S_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{D_2 r_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{W_1 r_2}{\frac{700 \times 3\,600}{1\,000} \times 27.2} = 134.3 \text{ m}^2$$

各效传热面积相对偏差为

$$\frac{165.3 - 134.3}{134.3} \times 100\% = 23.1 > 3\%$$

故计算结果不能接受,重复以上计算。

(4)重算各效传热外面积

$$S = \frac{S_1 \Delta t_1 + S_2 \Delta t_2}{\Sigma \Delta t} = \frac{165.3 \times 13.9 + 134.3 \times 27.2}{41.1} = 144.78 \text{ m}^2$$

$$\Delta t'_1 = \frac{S_1 \Delta t_1}{S} = \frac{165.3 \times 13.9}{144.78} = 15.87 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_2 = \frac{S_2 \Delta t_2}{S} = \frac{134.3 \times 27.2}{144.78} = 25.23 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

各效操作参数列于本题附表 2 中。

习题 7 附表 2

项目 \ 效数序号		1	2
加热蒸汽	温度 T , $^{\circ}\text{C}$	151.7	$T_2 = t_2 + \Delta t_2$ $= 99.9 + 25.23$ $= 125.13$
	汽化热, kJ/kg	2 113.2	2 191.4
二次蒸汽	温度 T' , $^{\circ}\text{C}$	$T'_1 = T_2 + \Delta'_{1-2}$ $= 125.13 + 1$ $= 126.13$	54.5
	汽化热, kJ/kg	2 188.6	2 367.6
溶液沸点 t , $^{\circ}\text{C}$		$t_1 = T'_1 + \Delta'_1 + \Delta''_1$ $= 126.13 + 8.8 + 0.9$ $= 135.83$	$t_2 = T'_2 + \Delta'_2 + \Delta''_2$ $= 54.5 + 37.5 + 7.9$ $= 99.9$
有效温差 Δt , $^{\circ}\text{C}$		$\Delta t_1 = T_1 - t_1$ $= 151.7 - 135.83$ $= 15.87$	$\Delta t_2 = 25.23$
总有效温差 $\Sigma \Delta t$, $^{\circ}\text{C}$		15.87 + 25.23 = 41.1	

注:各效中各种温度差损失不变,故未列入表中。

加热蒸汽消耗量

$$W_1 = \frac{\eta_1 D_1 r_1}{r'_1} = \frac{0.95 \times 2\,113.2}{2\,188.6} D_1 = 0.917\,3\, D_1$$

$$W_2 = W - W_1$$

$$\begin{aligned} \text{或 } 8\,000 - W_1 &= \eta_2 \left[\frac{W_1 r_2}{r'_2} + (Fc_{p0} - W_1 c_{pw}) \frac{t_1 - t_2}{r'_2} \right] \\ &= 0.9 \left[\frac{2\,191.4}{2\,367.6} W_1 + (10\,000 \times 3.77 - 4.187 W_1) \frac{135.83 - 99.9}{2\,367.6} \right] \end{aligned}$$

$$\text{解得 } W_1 = 4\,215 \text{ kg/h} \quad W_2 = 3\,785 \text{ kg/h} \quad D_1 = 4\,595 \text{ kg/h}$$

各效传热外面积

$$S_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{D_1 r_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{4\,595 \times 2\,113.2}{\frac{1\,170 \times 3\,600}{1\,000} \times 15.87} = 145.26 \text{ m}^2$$

$$S_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{D_2 r_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{W_1 r_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{4\,215 \times 2\,191.4}{\frac{700 \times 3\,600}{1\,000} \times 25.23} = 145.28 \text{ m}^2$$

各效面积相对偏差为

$$\frac{145.28 - 145.26}{145.26} \times 100\% = 0.014\% < 3\%$$

故计算的传热面积可以接受。

下 册

2-1 蒸 馏

1. 已知苯—甲苯混合液中苯的质量分数为 0.25, 试求其摩尔分数和混合液的平均摩尔质量。

解: 苯的摩尔分数按下式换算:

$$x_A = \frac{a_A / M_A}{a_A / M_A + a_B / M_B}$$

其中 $M_A = 78 \text{ kg/kmol}$ $M_B = 92 \text{ kg/kmol}$

所以 $x_A = \frac{0.25/78}{0.25/78 + 0.75/92} = 0.282$

苯—甲苯混合液的平均摩尔质量为

$$M_m = x_A M_A + x_B M_B = 0.282 \times 78 + 0.718 \times 92 = 88.1 \text{ kg/kmol}$$

2. 苯—甲苯混合液在压强为 101.33 kPa 下的 $t-x-y$ 图见教材图 1-1。若该混合液苯初始组成为 0.4 (摩尔分数), 试求:

(1) 该溶液的泡点温度及其瞬间平衡气相组成。

(2) 将该溶液加热到 100 °C 时, 试问溶液处于什么状态? 各相组成为若干?

(3) 将该溶液加热到什么温度, 才能使其全部气化为饱和蒸气? 此时的蒸气组成为若干?

解: (1) 由苯—甲苯混合液的 $t-x-y$ 图查得 $x_A = 0.4$ 时, 泡点温度 t_b 为 95.5 °C

平衡蒸气组成 $y_A \approx 0.615$

(2) 将溶液加热到 100 °C 时, 该溶液处于气、液共存区, 气、液相组成为

$$y \approx 0.47 \quad x \approx 0.26$$

(3) 将该溶液加热到 102 °C 才全部气化为饱和蒸气, 此时 $y = x_F = 0.4$ 。

3. 苯—甲苯混合液中苯的初始组成为 0.4 (摩尔分数, 下同), 若将其在一定总压下部分气化, 测得平衡的液相组成为 0.258、气相组成为 0.455, 试求该条件下的气液比。

解: 苯—甲苯混合液部分气化时气液比可按杠杆规则求得, 即

$$\frac{V}{L} = \frac{x_F - x}{y - x_F} = \frac{0.4 - 0.258}{0.455 - 0.4} = 2.58$$

4. 某两组分理想溶液, 在总压为 26.7 kPa 下的泡点温度为 45 °C, 试求气、液平衡组成和物系的相对挥发度。

设在 45 °C 下组分的饱和蒸气压为

$$p_A^\circ = 29.8 \text{ kPa} \quad p_B^\circ = 9.88 \text{ kPa}$$

解: 气、液平衡组成和物系的相对挥发度计算如下:

$$x = \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} = \frac{26.7 - 9.88}{29.8 - 9.88} = 0.844 \quad y = \frac{p_A^\circ}{P} x = \frac{29.8}{26.7} \times 0.844 = 0.942$$

* 下册习题中所用的图号、表号及公式号与教材对应。

$$\alpha = \frac{p_A^\circ}{p_B^\circ} = \frac{29.8}{9.88} = 3.02$$

5. 在常压下将某原料液组成为 0.5 (易挥发组分的摩尔分数) 的两组分溶液进行平衡蒸馏, 若气化率为 1/3, 试求气、液相组成。

假设在操作条件下气、液平衡关系为

$$y = 0.46x + 0.55$$

解: 由题意知 $q = \frac{2}{3}$

进料方程为

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} = \frac{\frac{2}{3}}{\frac{2}{3}-1}x - \frac{0.5}{\frac{2}{3}-1} = -2x + 1.5 \quad (1)$$

平衡方程为

$$y = 0.46x + 0.55 \quad (2)$$

平衡蒸馏时气、液相组成可由式(1)和式(2)联立解得

$$x = 0.386 \quad y = 0.728$$

6. 在连续精馏塔中分离二硫化碳(A)和四氯化碳(B)混合液。原料液流量为 1 000 kg/h, 组成为 0.30 (组分 A 的质量分数, 下同)。若要求釜残液组成不大于 0.05, 馏出液中二硫化碳回收率为 90%。试求馏出液流量 (kmol/h) 和组成 (组分 A 的摩尔分数)。

解: 由全塔物料衡算可知:

$$F' = D' + W' = 1\,000 \quad (1)$$

$$F'a_F = D'a_D + W'a_W \quad (2)$$

由题意知 $D'a_D = 0.9F'a_F$ (3)

将式(3)代入式(2)可得

$$F'a_F = 0.9F'a_F + W'a_W$$

故 $W' = \frac{0.1 \times 1\,000 \times 0.3}{0.05} = 600 \text{ kg/h}$

$$D' = 1\,000 - 600 = 400 \text{ kg/h}$$

$$a_D = \frac{0.9Fa_F}{D'} = \frac{0.9 \times 1\,000 \times 0.3}{400} = 0.675$$

馏出液摩尔组成为

$$x_D = \frac{a_D/M_A}{a_D/M_A + (1-a_D)/M_B}$$

其中 $M_A = 76 \text{ kg/kmol} \quad M_B = 154 \text{ kg/kmol}$

故 $x_D = \frac{0.675/76}{0.675/76 + 0.325/154} = 0.808$

馏出液摩尔流量为

$$D = \frac{D'}{M_m}$$

其中 $M_m = M_A x_A + M_B x_B = 76 \times 0.808 + 154 \times 0.192 = 91 \text{ kg/kmol}$

故 $D = \frac{400}{91} = 4.4 \text{ kmol/h}$

7. 在常压连续精馏塔中分离某两组分理想溶液。原料液流量为 100 kmol/h, 组成为 0.3 (易挥发组分的摩尔分数, 下同), 泡点进料。馏出液组成为 0.95, 釜残液组成 0.05, 操作回流

比为 3.5, 试求:

(1) 塔顶和塔底产品流量, kmol/h;

(2) 精馏段与提馏段的上升蒸气流量和下降液体流量, kmol/h。

解: (1) 塔顶和塔底产品流量可由全塔物料衡算求得:

$$F = D + W = 100$$

$$F x_F = D x_D + W x_W$$

即 $0.3 F = 0.95 D + 0.05 W$

$$0.3 \times 100 = 0.95(100 - W) + 0.05 W$$

解得 $W = 72.2 \text{ kmol/h}$ $D = 100 - W = 100 - 72.2 = 27.8 \text{ kmol/h}$

(2) 精馏段上升蒸气流量和下降液体流量分别为

$$V = (R + 1) D = (3.5 + 1) \times 27.8 = 125.1 \text{ kmol/h}$$

$$L = R D = 3.5 \times 27.8 = 97.3 \text{ kmol/h}$$

提馏段上升蒸气流量和下降液体流量分别为

$$V' = V - (1 - q) F = 125.1 \text{ kmol/h} \quad (\text{因为 } q = 1)$$

$$L' = L + q F = 97.3 + 1 \times 100 = 197.3 \text{ kmol/h}$$

8. 在连续精馏塔中分离两组分理想溶液, 原料液流量为 75 kmol/h, 泡点进料。若已知精馏段操作线方程和提馏段操作线方程分别为

$$y = 0.723x + 0.263 \quad (1)$$

$$y = 1.25x - 0.018 \quad (2)$$

试求: (1) 精馏段和提馏段的下降液体流量, kmol/h;

(2) 精馏段和提馏段的上升蒸气流量, kmol/h。

解: (1) 精馏段和提馏段的下降液体流量

$$L = R D$$

$$L' = L + q F$$

其中 由精馏段操作线方程式(1)可知

$$\frac{R}{R+1} = 0.723 \quad \text{解得 } R = 2.61$$

$$\frac{x_D}{R+1} = 0.263 \quad \text{解得 } x_D = 0.95$$

由提馏段操作线方程式(2)和对角线方程 $y = x$ 联解, 可得 $x_W = 0.072$ 。

由式(1)和式(2)联立解得两操作线交点坐标为 $x = 0.533$ 。

因为 $q = 1$, 所以 $x_F = x = 0.533$ 。

馏出液流量可由全塔衡算式得到

$$D = \frac{F(x_F - x_W)}{x_D - x_W} = \frac{75 \times (0.533 - 0.072)}{0.95 - 0.072} = 39.4 \text{ kmol/h}$$

则 $L = 2.61 \times 39.4 = 102.8 \text{ kmol/h}$

$$L' = 102.8 + 1 \times 75 = 177.8 \text{ kmol/h}$$

(2) 精馏段和提馏段上升蒸气流量

因为 $q = 1$, 所以

$$V = V' = (R + 1) D = (2.61 + 1) \times 39.4 = 142.3 \text{ kmol/h}$$

9. 在常压连续精馏塔中, 分离甲醇—水溶液。若原料液组成为 0.4 (甲醇的摩尔分数), 温度为 30 °C, 试求进料热状况参数。

已知进料的泡点温度为 75.3 °C, 操作条件下甲醇和水的汽化热分别为 1 055 kJ/kg 和 2 320 kJ/kg, 甲醇和水的比热容分别为 2.68 kJ/(kg·°C) 和 4.19 kJ/(kg·°C)。

解: 进料热状况按下式计算:

$$q = \frac{r_m + c_{pm} \Delta t}{r_m}$$

其中 $r_m = x_A M_A r_A + x_B M_B r_B = 0.4 \times 32 \times 1\,055 + 0.6 \times 18 \times 2\,320 = 38\,560 \text{ kJ/kmol}$

$$c_{pm} = x_A M_A c_{pA} + x_B M_B c_{pB} = 0.4 \times 32 \times 2.68 + 0.6 \times 18 \times 4.19 = 79.6 \text{ kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)}$$

故 $q = \frac{38\,560 + 79.6 \times (75.3 - 30)}{38\,560} = 1.094$

10. 在连续精馏塔中, 已知精馏段操作线方程和 q 线方程分别为

$$y = 0.75x + 0.21 \quad (1)$$

$$y = -0.5x + 0.66 \quad (2)$$

试求: (1) 进料热状况参数 q ;

(2) 原料液组成 x_F ;

(3) 精馏段操作线和提馏段操作线的交点坐标 x_q 和 y_q 。

解: (1) 进料热状况参数 q

由 q 方程式(2)可知:

$$\frac{q}{q-1} = -0.5$$

解得 $q = 0.333$, 气液混合物进料

(2) 原料液组成 x_F

由式(2)可知:

$$-\frac{x_F}{q-1} = 0.66$$

或 $-\frac{x_F}{0.333-1} = 0.66$

解得 $x_F = 0.44$

(3) 两操作线交点坐标 x_q 和 y_q

因 q 线是两操作线交点轨迹方程, 故 x_q 和 y_q 可由式(1)和式(2)联解求得:

$$0.75x + 0.21 = -0.5x + 0.66$$

解得 $x_q = x = 0.36 \quad y_q = 0.48$

11. 在连续精馏塔中分离两组分理想溶液。原料液流量为 100 kmol/h, 组成为 0.4 (易挥发组分的摩尔分数, 下同), 泡点进料, 馏出液组成为 0.95, 釜残液组成为 0.05, 操作回流比为 2.3, 试写出精馏段操作线方程和提馏段操作线方程。

解: 精馏段操作线方程为

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} = \frac{2.3}{2.3+1} x_n + \frac{0.95}{2.3+1} = 0.697 x_n + 0.288$$

提馏段操作线方程为

$$y'_{m+1} = \frac{L + qF}{L + qF - W} x'_m - \frac{W}{L + qF - W} x'_s$$

其中 $F = D + W = 100 \quad (1)$

$$F x_F = D x_D + W x_W$$

$$100 \times 0.4 = 0.95 D + 0.05 W \quad (2)$$

联立式(1)和式(2)解得

$$D = 38.9 \text{ kmol/h}, W = 61.1 \text{ kmol/h}$$

且 $L = RD = 2.3 \times 38.9 = 89.5 \text{ kmol/h}$

故 $y'_{m+1} = \frac{89.5 + 1 \times 100}{89.5 + 100 - 61.1} x'_m - \frac{61.1 \times 0.05}{89.5 + 100 - 61.1} = 1.476x'_m - 0.023$

12. 在连续精馏塔中分离两组分理想溶液。已知原料液组成为 0.5 (易挥发组分的摩尔分数,下同), 泡点进料, 馏出液组成为 0.95, 操作回流比为 2.0, 物系的平均相对挥发度为 3.5, 塔顶为全凝器, 试用逐板计算法求精馏段理论板数。

解: 精馏段理论板数由精馏段操作线方程和气液平衡方程逐板计算, 求得:

精馏段操作线方程为

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{2}{2+1}x + \frac{0.95}{3} = 0.667x + 0.317 \quad (1)$$

气液平衡方程为

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

或 $x = \frac{y}{\alpha - (\alpha - 1)y} = \frac{y}{3.5 - 2.5y} \quad (2)$

逐板计算过程如下:

$$\begin{aligned} \text{由 } y_1 = x_D = 0.95 &\xrightarrow{\text{式(2)}} x_1 = 0.844 \xrightarrow{\text{式(1)}} y_2 = 0.88 \\ &\xrightarrow{\text{式(2)}} x_2 = 0.677 \xrightarrow{\text{式(1)}} y_3 = 0.769 \xrightarrow{\text{式(2)}} x_3 = 0.49 < x_F (=0.5) \end{aligned}$$

故精馏段理论板数 $n = 2$, 加料板为第 3 层理论板。

13. 在常压连续精馏塔中分离苯—甲苯混合物。原料液组成为 0.44 (苯的摩尔分数,下同), 气液混合物进料, 其中液化率为 $1/3$ 。若馏出液组成为 0.975, 釜液组成为 0.023 5, 回流比为 3.5, 试求理论板数和适宜的进料位置。

气液平衡数据见例 1-2 附表。

解: 图解过程略。

$$N_T = 12 \text{ (不包括再沸器)}$$

适宜的进料位置为从塔顶往下计的第七层理论板。

14. 在连续精馏塔中分离两组分理想溶液。原料液组成为 0.35 (易挥发组分的摩尔分数,下同), 馏出液组成为 0.9, 物系的平均相对挥发度为 2.0, 回流比为最小回流比的 1.4 倍, 试求以下两种进料情况下的操作回流比。

(1) 饱和液体进料;

(2) 饱和蒸气进料。

解: (1) 饱和液体进料

最小回流比按下式计算:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q}$$

因饱和液体进料 $q = 1$ 时, $x_q = x_F = 0.35$

$$y_q = \frac{\alpha x_q}{1 + (\alpha - 1)x_q} = \frac{2 \times 0.35}{1 + 0.35} = 0.52$$

故 $R_{\min} = \frac{0.9 - 0.52}{0.52 - 0.35} = 2.24$

则 $R = 1.4 R_{\min} = 1.4 \times 2.24 = 3.14$

(2)饱和蒸气进料

因 $q = 0$ 时, $y_q = x_v = 0.35$

$$x_q = \frac{y_q}{\alpha - (\alpha - 1)y_q} = \frac{0.35}{2 - 0.35} = 0.212$$

故 $R_{\min} = \frac{0.9 - 0.35}{0.35 - 0.212} = 3.99$

则 $R = 1.4 \times 3.99 = 5.59$

15. 在连续精馏塔中分离两组分理想溶液。塔顶采用全凝器。实验测得塔顶第一层塔板的单板效率 $E_{ML,1} = 0.6$ 。物系的平均相对挥发度为 3.0, 精馏段操作线方程为 $y = 0.833x + 0.15$ 。试求离开塔顶第二层塔板的上升蒸气组成 y_2 。

解: 由精馏段操作线方程知

$$\frac{R}{R+1} = 0.833 \quad \text{解得 } R = 4.99$$

$$\frac{x_D}{R+1} = 0.15 \quad \text{解得 } x_D = 0.90$$

由默弗里效率表达式可得

$$E_{ML,1} = \frac{x_D - x_1}{x_D - x_1^*} = 0.6$$

其中 $x_1^* = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1}$

因 $y_1 = x_D = 0.9$, 故 $x_1^* = \frac{0.9}{3 - 2 \times 0.9} = 0.75$

则 $\frac{0.9 - x_1}{0.9 - 0.75} = 0.6$

解得 $x_1 = 0.81$

离开第二层塔板的上升蒸气组成为

$$y_2 = 0.833x_1 + 0.15 = 0.833 \times 0.81 + 0.15 = 0.825$$

16. 在常压连续精馏塔中, 分离习题 13 中的苯—甲苯混合物。原料液流量为 100 kmol/h, 全塔操作平均温度可取为 90 °C, 空塔气速为 0.8 m/s, 板间距为 0.35 m, 全塔效率为 50%, 试求:

(1)塔径;

(2)塔的有效高度。

解:(1)塔径

塔径按下式计算:

$$D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}}$$

为求 V_s 先作全塔物料衡算, 即由习题 13 知:

$$D + W = F = 100$$

$$Dx_D + Wx_W = Fx_F$$

即 $0.975D + 0.0235W = 0.44F = 44$

解得 $D \approx 43.8 \text{ kmol/h}$

精馏段上升蒸气流量为

$$V = (R+1)D = (3.5+1) \times 43.8 = 197.1 \text{ kmol/h}$$

提馏段上升蒸气流量为

$$V' = V - (1-q)F = 197.1 - (1-0.333) \times 100 = 130.4 \text{ kmol/h}$$

塔径按精馏段蒸气流量计算, 即

$$V_s = \frac{V \times 22.4}{3600} \times \frac{T}{T_0} = \frac{22.4 \times 197.1}{3600} \times \frac{273+90}{273} = 1.63 \text{ m}^3/\text{s}$$

则
$$D = \sqrt{\frac{4 \times 1.63}{\pi \times 0.8}} = 1.6 \text{ m}$$

(2) 塔的有效高度

由习题 13 求得 $N_T = 12$ (不包括再沸器)

$$N_F = \frac{N_T}{E_T} = \frac{12}{0.5} = 24$$

则
$$Z = (N_F - 1)H_T = (24 - 1) \times 0.35 = 8.05 \text{ m}$$

17. 在常压连续精馏塔中, 分离苯—甲苯混合液。原料液流量为 10 000 kg/h, 组成为 0.50 (苯的摩尔分数, 下同), 泡点进料。馏出液组成为 0.99, 釜残液组成为 0.01。操作回流比为 2.0, 泡点回流。塔底再沸器用绝压为 200 kPa 的饱和蒸汽加热, 塔顶全凝器中冷却水的进、出口温度分别为 25 °C 和 35 °C。试求:

(1) 再沸器的热负荷和加热蒸汽消耗量;

(2) 冷凝器的热负荷和冷却水消耗量。

假设设备的热损失可忽略。苯的气化热为 389 kJ/kg, 甲苯的气化热为 360 kJ/kg。

解: (1) 再沸器的热负荷和加热蒸汽消耗量

由题意知原料液平均摩尔质量为

$$M_F = M_A x_A + M_B x_B = 78 \times 0.5 + 92 \times 0.5 = 85 \text{ kg/kmol}$$

原料液摩尔流量为

$$F = \frac{F'}{M_F} = \frac{10\,000}{85} = 117.65 \text{ kmol/h}$$

全塔物料衡算为

$$D + W = F = 117.65$$

$$0.99D + 0.01W = 117.65 \times 0.5 = 58.82$$

解得 $D \approx 58.9 \text{ kmol/h}$ $W = 117.65 - 58.9 \approx 58.8 \text{ kmol/h}$

因泡点进料, 则有

$$V' = V = (R + 1)D = (2 + 1) \times 58.9 = 176.7 \text{ kmol/h}$$

再沸器热负荷为

$$Q_B = Vr'$$

r' 近似按纯甲苯计, 则

$$Q_B = 176.7 \times 360 \times 92 = 5.85 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

加热蒸汽消耗量为

$$W_h = \frac{Q_B}{r}$$

由附录查得 200 kPa 下水的气化热 r 为 2 205 kJ/kg。

故
$$W_h = \frac{5.85 \times 10^6}{2\,205} = 2\,650 \text{ kg/h}$$

(2) 冷凝器热负荷和冷却水消耗量

冷凝器热负荷为

$$Q_c = Vr$$

r 近似按纯苯计, 则有

$$Q_c = 176.7 \times 389 \times 78 = 5.36 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

冷却水消耗量为

$$W_c = \frac{Q_c}{c_{p,c} \Delta t} = \frac{5.36 \times 10^6}{4.187(35 - 25)} = 1.28 \times 10^5 \text{ kg/h}$$

2-2 气体吸收

1. 每 1 000 g 水中含有 18.7 g 氨, 试计算氨的水溶液的浓度 c 、物质的量分率 x 及物质的量比组成 X 。

解: 近似取水的密度 ρ_1 代替溶液密度 ρ , 则

$$c = \frac{18.7}{\frac{17 \times 1\,000}{1\,000 + 18.7}} = 1.08 \text{ kmol/m}^3$$

$$x = \frac{18.7}{17} / \left(\frac{18.7}{17} + \frac{1\,000}{18} \right) = 0.019\,42$$

$$X = \frac{x}{1-x} = \frac{0.019\,42}{1-0.019\,42} = 0.019\,8$$

或
$$X = \frac{18.7}{17} / \frac{1\,000}{18} = 0.019\,8$$

2. 在 101.33 kPa、10 °C 时, 100 g 水中溶解 1 g 氨。已知在此浓度范围内溶液服从亨利定律, 相平衡常数 $m = 0.5$ 。试求亨利系数 E 、溶解度系数 H 及溶液上方氨的平衡分压 p^* 。

解: $m = E/P$

$$E = mp = 0.5 \times 101.33 = 50.67 \text{ kPa}$$

$$H \approx \rho_1 / EM_s = 1\,000 / (50.67 \times 18) = 1.096 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$$

$$x = \frac{1}{17} / \left(\frac{100}{18} + \frac{1}{17} \right) = 0.010\,48$$

$$p^* = Ex = 50.67 \times 0.010\,48 = 0.531 \text{ kPa}$$

3. 在 101.33 kPa、20 °C 时, 氧气在水中的溶解度可用下式表示, 即

$$p = 4.06 \times 10^6 x$$

式中 p ——氧在气相中的分压, kPa;

x ——氧在液相中的物质的量分数。

试求在上述条件下与空气充分接触后每立方米水中溶有多少克氧。

解: 空气中氧的物质的量分数为 0.21, 则

$$p = 0.21 \times 101.33 = 21.28 \text{ kPa}$$

$$x = p/E = 21.28 / 4.06 \times 10^6 = 5.241 \times 10^{-6} \approx X$$

则每立方米水中溶解的氧为

$$5.241 \times 10^{-6} \times 32 \times \frac{18}{1\,000} = 9.317 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3 (\text{水}) = 9.317 \text{ g/m}^3 (\text{水})$$

4. 在 20 °C、总压为 506.6 kPa 的条件下, 含 CO_2 2% 的混合气体与水充分接触, 试求 CO_2 在水中的平衡溶解度, 分别用物质的量分率 x 、浓度 c 和每 1 000 g 水中含 CO_2 的克数来表示。

20 °C 时 CO_2 在水中的亨利系数查《化工原理》下册表 2-1。

解: 由表 2-1 查得, 20 °C 下 CO_2 在水中的亨利系数 $E = 1.44 \times 10^5 \text{ kPa}$, 则

$$p = 506.6 \times 0.02 = 10.13 \text{ kPa}$$

$$x^* = p/E = 10.13 / (1.44 \times 10^5) = 7.035 \times 10^{-5}$$

$$H = \rho / EM_s = 1\,000 / (1.44 \times 10^5 \times 18) = 3.858 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$$

$$c' = Hp = 3.858 \times 10^{-4} \times 10.13 = 3.908 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$$

每 1 000 g 水中含有的 CO_2 为

$$3.908 \times 10^{-3} \times 44 \times 10^3 / 1\,000 = 0.172 \text{ g}(\text{CO}_2) / 1\,000 \text{ g}(\text{水})$$

5. 在 101.33 kPa, 0 °C 下的 O_2 与 CO_2 混合气体发生定态的分子扩散过程。已知相距 0.4 cm 的两截面上的分压分别为 18.6 kPa 与 9.3 kPa, 在此条件下的扩散系数为 $1.85 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$, 试计算下列两种情况下 O_2 的扩散速率, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$:

(1) O_2 与 CO_2 作等分子反方向扩散;

(2) CO_2 为停滞组分。

解: (1) 等分子反方向扩散

$$N_A = \frac{D}{RTz} (p_{A,1} - p_{A,2}) = \frac{1.85 \times 10^{-5}}{8.315 \times 273 \times 4 \times 10^{-3}} (18.6 - 9.3) = 1.895 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

(2) O_2 通过停滞组分的扩散

$$N_A = \frac{Dp}{RTz} \ln \frac{p_{B,2}}{p_{B,1}} = \frac{1.85 \times 10^{-5} \times 101.33}{8.315 \times 273 \times 4 \times 10^{-3}} \ln \frac{101.33 - 9.3}{101.33 - 18.6} = 2.2 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

或将 (1) 得到的结果用漂流因数校正, 得

$$p_{B,m} = (p_{B,2} - p_{B,1}) / \ln \frac{p_{B,2}}{p_{B,1}} = \frac{(101.33 - 9.3) - (101.33 - 18.6)}{\ln \frac{101.33 - 9.3}{101.33 - 18.6}} = 87.29 \text{ kPa}$$

$$\text{则 } N_A = 1.895 \times 10^{-5} \times \frac{101.33}{87.29} = 2.2 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

6. 一浅盘内盛有 2 mm 厚的水层, 在 25 °C 的恒温下逐渐蒸发并扩散到大气中。假定扩散始终是通过一层厚度为 5 mm 的静止空气层, 此层外空气中的水蒸气分压为 0.98 kPa。扩散系数为 $2.65 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$, 大气压强为 101.33 kPa。求蒸干水层所需时间。

解: 25 °C 下水层表面的饱和蒸气压为 3.168 4 kPa, 则

$$N_A = \frac{Dp}{RTz} \ln \frac{p_{B,2}}{p_{B,1}} = \frac{2.65 \times 10^{-5} \times 101.33}{8.315 \times 298 \times 5 \times 10^{-3}} \ln \frac{101.33 - 0.98}{101.33 - 3.168\,4} = 4.778 \times 10^{-6} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

对 1 m^2 水盘面积而言, 汽化的水分量为

$$\frac{0.002 \times 1\,000}{18} = \frac{1}{9} \text{ kmol}$$

$$\text{则 } \theta = \frac{1}{9} / (4.778 \times 10^{-6}) = 2.325 \times 10^4 \text{ s} = 6.458 \text{ h}$$

7. 含溶质 10% (体积) 的气体混合物与 $c_A = 0.015 \text{ kmol/m}^3$ 的水溶液在 101.33 kPa 的恒压下接触。操作条件下的平衡关系为 $p = 164.0c \text{ kPa}$ 。试计算:

(1) 溶质是从气相向液相转移还是相反;

(2) 以气相组成表示的传质推动力 Δp , kPa;

(3) 以液相组成表示的传质推动力 Δc , kmol/m^3 。

解: (1) 溶质传递方向

$$p = 0.1 \times 101.33 = 10.133 \text{ kPa}$$

$$p^* = 164c = 164 \times 0.015 = 2.46 \text{ kPa}$$

由于 $p > p^*$, 故溶质从气相向液相转移。

(2) 以气相组成表示的总推动力

$$\Delta p = p - p^* = 10.133 - 2.46 = 7.673 \text{ kPa}$$

(3) 以液相组成表示的总推动力

$$c^* = p/164 = 10.133/164 = 0.06179 \text{ kmol/m}^3$$

$$\Delta c = c^* - c = 0.06179 - 0.015 = 0.04679 \text{ kmol/m}^3$$

8. 试根据马克斯威尔-吉利兰公式分别估算 0℃、101.33 kPa 时氨和氯化氢在空气中的扩散系数 D , m^2/s , 并将计算结果与表 2-2 中的数据相比较。

解: (1) 氨在空气中的扩散系数

由表 2-2 查得, $v_A = 25.8 \text{ cm}^3/\text{mol}$, $v_B = 29.9 \text{ cm}^3/\text{mol}$

又知 $M_A = 17 \text{ g/mol}$ $M_B = 29 \text{ g/mol}$

$$\text{则 } D = \frac{4.36 \times 10^{-5} T^{1.5} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}}{p \left(v_A^{1/3} + v_B^{1/3} \right)^2} = \frac{4.36 \times 10^{-5} (273)^{1.5} \left(\frac{1}{17} + \frac{1}{29} \right)^{1/2}}{101.33 (25.8^{1/3} + 29.9^{1/3})^2} = 1.615 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

文献数据为 $1.7 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$, 估算值与之接近。

(2) 氯化氢在空气中的扩散系数

氯化氢的分子体积为 $v_A = 21.6 + 3.7 = 25.3 \text{ cm}^3/\text{mol}$

$M_A = 36.5 \text{ g/mol}$

$$D = \frac{4.36 \times 10^{-5} (273)^{1.5} \left(\frac{1}{36.5} + \frac{1}{29} \right)^{1/2}}{101.33 (25.3^{1/3} + 29.9^{1/3})^2} = 1.324 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

文献值为 $1.30 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$, 估算值与之非常接近。

9. 于 101.33 kPa、27℃ 下用水吸收混于空气中的甲醇蒸气。甲醇在气、液两相中的浓度很低, 平衡关系服从亨利定律。已知溶解度系数 $H = 1.995 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$, 气膜吸收分系数 $k_G = 1.55 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$, 液膜吸收分系数 $k_L = 2.08 \times 10^{-5} \text{ kmol}/\left(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}\right)$ 。试求吸收总系数 K_G 并算出气膜阻力在总阻力中所占的百分数。

解: (1) 吸收总系数

$$K_G = 1 / \left(\frac{1}{k_G} + \frac{1}{H k_L} \right) = 1 / \left(\frac{1}{1.55 \times 10^{-5}} + \frac{1}{1.995 \times 2.08 \times 10^{-5}} \right) = 1.128 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$$

(2) 气膜阻力占总阻力的百分数

$$\frac{1/k_G}{1/K_G} = \frac{K_G}{k_G} = \frac{1.128 \times 10^{-5}}{1.55 \times 10^{-5}} = 0.7277 = 72.77\%$$

10. 在逆流操作的塔内用水吸收混于空气中的低浓度甲醇, 操作温度 27℃、压强 101.33 kPa。定态操作下塔某截面上气相中甲醇的分压为 5 kPa, 液相中甲醇浓度为 $2.11 \text{ kmol}/\text{m}^3$ 。试根据上题中的有关数据计算该截面上的吸收速率。

解: 与液相平衡的气相分压为

$$p^* = c/H = 2.11/1.995 = 1.058 \text{ kPa}$$

则 $N_A = K_G(p - p^*) = 1.128 \times 10^{-5} (5 - 1.058) = 4.447 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

11. 在逆流操作的吸收塔中, 于 101.33 kPa、25℃ 下用清水吸收混合气体的 H_2S , 将其组成由 2% 降至 0.1% (体积分率)。该系统符合亨利定律, 且亨利系数 $E = 5.52 \times 10^4 \text{ kPa}$ 。若取吸收剂用量为理论最小用量的 1.2 倍, 试计算操作液气比 L/V 及出口液相组成 X_1 。

若操作压强改为 1013.3 kPa, 其他条件保持不变, 再求 L/V 及 X_1 。

解: 本题旨在讨论压强对吸收操作的影响。

(1) 101.33 kPa 下的 L/V 及 X_1

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.02}{1-0.02} = 0.02041, Y_2 \approx 0.001, X_2 = 0$$

$$m = \frac{E}{P} = \frac{5.52 \times 10^4}{101.33} = 544.8$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{m(Y_1 - Y_2)}{Y_1} = \frac{544.8(0.02041 - 0.001)}{0.02041} = 518.1$$

$$\frac{L}{V} = 1.2 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.2 \times 518.1 = 621.7$$

则 $X_1 = \frac{V(Y_1 - Y_2)}{L} = \frac{0.02041 - 0.001}{621.7} = 3.122 \times 10^{-5}$

(2) 1013.3 kPa 下的 L/V 及 X_1

$$m = 5.52 \times 10^4 / 1013.3 = 54.48$$

$$L/V = 1.2(L/V)_{\min} = 1.2 \times \frac{54.48(0.02041 - 0.001)}{0.02041} = 62.17$$

$$X_1 = \frac{V(Y_1 - Y_2)}{L} = \frac{0.02041 - 0.001}{62.17} = 3.122 \times 10^{-4}$$

比较两压强下数据看出, 提高压强有利于吸收。

12. 于常压下操作的填料塔中用清水吸收焦炉气中的氨。焦炉气处理量为 5 000 标准 m^3/h , 氨的含量为 10 g/标准 m^3 , 要求氨的回收率不低于 99%。水的用量为最小用量的 1.5 倍。焦炉气入塔温度为 30 $^{\circ}\text{C}$, 空塔气速为 1.1 m/s 。操作条件下的平衡关系为 $Y = 1.2X$, 气相总体积吸收系数为 $K_y a = 0.0611 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。试分别用对数平均推动力法及脱吸因数法求气相总传质单元数, 再求所需的填料层高度。

解: $y_1 = \frac{10}{17 \times 10^3} \times \frac{1}{22.4} = 0.01318$

$$V = \frac{5000}{22.4}(1 - y_1) = 223.2(1 - 0.01318) = 220.3 \text{ kmol/h}$$

$$Y_1 = \frac{0.01318}{1 - 0.01318} = 0.01336$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.01336(1 - 0.99) = 0.0001336$$

$$(L/V)_{\min} = \varphi_A m = 0.99 \times 1.2 = 1.188$$

$$L/V = 1.5(L/V)_{\min} = 1.5 \times 1.188 = 1.782$$

$$X_1 = \frac{\varphi_A Y_1 V}{L} = \frac{0.99 \times 0.01336}{1.782} = 0.007422$$

(1) 传质单元数

对数平均推动力法:

$$\Delta Y_m = \frac{(Y_1 - mX_1) - (Y_2 - mX_2)}{\ln \frac{Y_1 - mX_1}{Y_2 - mX_2}} = \frac{(0.01336 - 1.2 \times 0.007422) - 0.0001336}{\ln \frac{0.01336 - 1.2 \times 0.007422}{0.0001336}} = 1.232 \times 10^{-3}$$

$$N_{\text{oc}} = \frac{\varphi_A Y_1}{\Delta Y_m} = \frac{0.99 \times 0.01336}{1.232 \times 10^{-3}} = 10.74$$

脱吸因数法:

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{1.2}{1.782} = 0.6734$$

$$N_{\text{oc}} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$$

$$= \frac{1}{1-0.6734} \ln \left[(1-0.6734) \frac{0.01336-0}{0.0001336-0} + 0.6734 \right] = 10.74$$

(2) 填料层高度

$$V_s = \frac{5000}{3600} \times \frac{273+30}{273} = 1.542 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\Omega = \frac{V_s}{u} = \frac{1.542}{1.1} = 1.402 \text{ m}^2$$

$$H_{oc} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{220.3}{3600 \times 1.402 \times 0.0611} = 0.7144 \text{ m}$$

$$Z = N_{oc} H_{oc} = 10.74 \times 0.7144 = 7.67 \text{ m}$$

13. 在逆流操作的填料塔中用清水洗涤混合气体中的可溶组分氨。已知：入塔气体中含氨 1.5% (体积分数)，惰性气体质量流速为 $0.026 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，操作液气比 $L/V = 0.92$ ，操作条件下的相平衡关系为 $Y = 0.8X$ 。填料层高度为 6 m，气相总体积吸收系数 $K_y a = 0.06 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ，试求：

(1) 尾气中氨的组成 Y_2 ；

(2) 欲将吸收率提高到 99.5%，此时的用水量 L ， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

$$\text{解：} Y_1 = \frac{0.015}{1-0.015} = 0.01523$$

$$X_2 = 0$$

$$S = \frac{mV}{L} = 0.8/0.92 = 0.87$$

$$H_{oc} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{0.026}{0.06} = 0.4333 \text{ m}$$

$$N_{oc} = Z/H_{oc} = 6/0.4333 = 13.85$$

(1) 尾气中 NH_3 的含量 Y_2

由 $N_{oc} = 13.85$ 及 $S = 0.87$ ，查图 2-15，得

$$\frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} = 40 \quad (Y_2^* = 0)$$

$$Y_2 = \frac{Y_1}{40} = \frac{0.01523}{40} = 0.000381$$

$$\text{则} \quad \varphi_A = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} = \frac{0.01523 - 0.000381}{0.01523} = 0.975 = 97.5\%$$

本问题也可由脱吸因数表示的 N_{oc} 求算式求解，即

$$13.85 = \frac{1}{1-0.87} \ln \left[(1-0.87) \frac{Y_1}{Y_2} + 0.87 \right]$$

$$\text{解得} \quad Y_2 = 0.000382$$

(2) 用水量 L

在已有设备中进行吸收操作，对气膜控制过程 N_{oc} 基本不变，即 $N_{oc} = 13.85$ ，此时的横标值为

$$\frac{Y_1}{Y_2} = \frac{1}{1-\varphi_A} = \frac{1}{1-0.995} = 200$$

由 $N_{oc} = 13.85$ 与 $Y_1/Y_2 = 200$ 查《化工原理》下册图 2-15，得 $S = 0.71$

$$\text{则} \quad L' = \frac{mV}{0.71} = \frac{0.8 \times 0.026}{0.71} = 0.0293 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$\text{或} \quad L' = 105.5 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

14. 在一板式塔中用清水吸收混于空气中的丙酮蒸气。混合气体流量为 30 kmol/h, 其中含丙酮 1% (体积), 要求吸收率不低于 90%, 用水量为 90 kmol/h。该塔在 101.33 kPa、27℃ 下等温操作, 丙酮在气、液两相中的平衡关系为 $Y^* = 2.53X$ 。试求所需的理论板层数。

$$\text{解: } Y_1 = \frac{0.01}{1-0.01} = 0.0101$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.0101(1 - 0.9) = 0.00101$$

$$X_2 = 0$$

$$V = 30(1 - y_1) = 30(1 - 0.01) = 29.7 \text{ kmol/h}$$

$$X_1 = \varphi_A Y_1 V/L = 0.9 \times 0.0101 \times 29.7/90 = 0.003$$

$$A = L/mV = 90/(2.53 \times 29.7) = 1.198$$

$$\text{则 } N_1 = \frac{1}{\ln A} \ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2} = \frac{1}{\ln 1.198} \ln \frac{0.0101 - 2.53 \times 0.003}{0.00101} = 5.04$$

15. 在一填料层高度为 3 m 的逆流操作填料塔中用清水吸收混于空气中的氨。混合气中含氨 5% (体积), 要求吸收率为 90%, 操作的脱吸因数 $S = 1$, 平衡关系符合亨利定律, 可表达为 $Y = mX$ 。试求气相总传质单元高度 H_{OC} 与等板高度 $HETP$ 。

$$\text{解: } Y_1 = \frac{0.05}{1-0.05} = 0.05263$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.05263(1 - 0.9) = 0.005263$$

$$X_2 = 0$$

由于 $S = 1$, 即操作线与平衡线为互相平行的直线, 于是 $N_{OC} = N_T$, 且可由下式计算, 即

$$N_{OC} = N_T = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_2} = \frac{0.05263 - 0.005263}{0.005263} = 9$$

$$\text{则 } HETP = H_{OC} = Z/N_T = 3/9 = \frac{1}{3} \text{ m}$$

16. 有一吸收塔, 填料层高度 3 m, 操作压强为 101.33 kPa, 温度为 20℃, 用清水吸收混于空气中的氨。混合气体质量速度 $V = 580 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 含氨 6%, 吸收率为 99%; 水的质量速度 $W = 770 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。该塔在等温下逆流操作, 平衡关系为 $Y^* = 0.9X$ 。 $K_G a$ 与气相质量速度的 0.8 次方成正比而受液体质量速度 W 的影响甚小。试估算当操作条件分别作下列改变时, 填料层高度如何变化才能保持原来的吸收率 (塔径不变):

- (1) 操作压强增加一倍;
- (2) 液体流量增加一倍;
- (3) 气体流量增加一倍。

解: 本题计算思路是, 先求得原工况下的 N_{OC} 及 H_{OC} , 然后根据操作条件的变化, 对有关参数进行修正。

原工况计算如下:

$$Y_1 = \frac{0.06}{1-0.06} = 0.06383$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.06383(1 - 0.99) = 0.0006383$$

$$M_m = 29(1 - 0.06) + 17 \times 0.06 = 28.28 \text{ kg/kmol}$$

$$\frac{V}{\Omega} = \frac{580}{28.28}(1 - 0.06) = 19.28 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$\frac{L}{\Omega} = \frac{770}{18} = 42.78 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$S = mV/L = 0.9 \times 19.28/42.78 = 0.4056$$

$$N_{OC} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1}{Y_2} + S \right] = \frac{1}{1-0.4056} \ln \left[(1-0.4056) \frac{0.06383}{0.0006383} + 0.4056 \right] = 6.884$$

$$H_{OC} = Z/N_{OC} = 3/6.884 = 0.4358 \text{ m}$$

(1) 操作压强加倍

$$m' = 0.9/2 = 0.45$$

$$S' = \frac{1}{2} S = \frac{1}{2} \times 0.4056 = 0.2028$$

$$N'_{OC} = \frac{1}{1-0.2028} \ln \left[(1-0.2028) \frac{0.06383}{0.0006383} + 0.2028 \right] = 5.496$$

$$H'_{OC} = \frac{V}{2PK_C a \Omega} = \frac{1}{2} H_{OC} = \frac{1}{2} \times 0.4358 = 0.2179 \text{ m}$$

$$Z' = N'_{OC} H'_{OC} = 5.496 \times 0.2179 = 1.198 \text{ m}$$

比原来减小 1.802 m。

(2) 液体流量加倍

气膜控制体系, 液体流量基本不影响 H_{OC} , 而影响 N_{OC} 的数值, 同理

$$S'' = \frac{1}{2} S = 0.2028$$

$$N''_{OC} = 5.496$$

$$Z'' = 5.496 \times 0.4358 = 2.395 \text{ m}$$

比原来减小 0.605 m。

(3) 气体流量加倍

气体流量加倍, 同时引起 N_{OC} 及 H_{OC} 的加大。

$$S''' = 2S = 2 \times 0.4056 = 0.8112$$

$$N'''_{OC} = \frac{1}{1-0.8112} \ln \left[(1-0.8112) \frac{0.06383}{0.0006383} + 0.8112 \right] = 15.78$$

$$H'''_{OC} = (2)^{0.2} H_{OC} = 1.149 \times 0.4358 = 0.5006 \text{ m}$$

$$Z''' = 0.5006 \times 15.78 = 7.9 \text{ m}$$

比原来填料层增加 4.9 m。

17. 用过热蒸气在一逆流操作的填料塔中脱除吸收液中的溶质组分 A。已知: 操作气液比 $V/L=0.465$, 平衡关系为 $Y=3.21X$, 吸收液的组成为 0.1066, 要求再生液中溶质含量不超过 0.0075 (以上均为物质的量比), 液相总传质单元高度 $H_{OL}=0.68 \text{ m}$, 试求所需填料层高度。

$$\text{解: } X_1 = 0.1066 \quad X_2 = 0.0075$$

$$A = L/mV = 1/(3.21 \times 0.465) = 0.6699 \quad Y_1 = 0$$

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln \left[(1-A) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_1 - mX_1} + A \right]$$

$$= \frac{1}{1-0.6699} \ln \left[(1-0.6699) \frac{3.21 \times 0.1066}{3.21 \times 0.0075} + 0.6699 \right] = 5.088$$

$$Z = 5.088 \times 0.68 = 3.46 \text{ m}$$

2-3 蒸馏和吸收塔设备

1. 拟在筛板塔中每小时用 6 m^3 、密度 $\rho_L = 997 \text{ kg/m}^3$ 的液体吸收混合气体中有效组分, 气体的平均密度 $\rho_V = 1.25 \text{ kg/m}^3$ 、平均流量 $V_h = 2700 \text{ m}^3/\text{h}$ 。操作条件下物系的表面张力 $\sigma = 0.0733 \text{ N/m}$ 。由工艺计算知共需 20 层实际塔板以完成分离任务, 允许气体通过每层实际塔板的压强降为 1000 Pa 。

系统的介质比较清洁而且不起泡沫。

试设计符合上述要求的筛板塔。

设计计算:

一、工艺计算

(一) 筛板塔的有效高度

初取板距 $H_T = 0.35 \text{ m}$

有效高度 $z = 0.35 \times 20 = 7 \text{ m}$

(二) 塔径

按式 3-2 计算塔径:

$$D = \sqrt{\frac{4V_h}{3600\pi u}}$$

取空塔气速 $u = 0.75 u_{\max}$, 用式 3-3 求 u_{\max} , 即

$$u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

式中负荷系数 C 由图 3-9 查取。图中横标为

$$\frac{L_h}{V_h} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{0.5} = \frac{6}{2700} \left(\frac{997}{1.25} \right)^{0.5} = 0.0628$$

初取板上清液层高度 $h_L = 0.06 \text{ m}$

图 3-9 中参数 $H_T - h_L = 0.35 - 0.06 = 0.29 \text{ m}$

由图 3-9 查出 $C_{20} = 0.057 \text{ m/s}$ 。

用式 3-4 校正 C_{20} :

$$C = C_{20} \left(\frac{\delta}{20} \right)^{0.2} = 0.057 \left(\frac{0.0733 \times 1000}{20} \right)^{0.2} = 0.0739 \text{ m/s}$$

故
$$u_{\max} = 0.0739 \sqrt{\frac{997 - 1.25}{1.25}} = 2.086 \text{ m/s}$$

$$u = 0.75 u_{\max} = 0.75 \times 2.086 = 1.565 \text{ m/s}$$

所以
$$D = \sqrt{\frac{4V_h}{3600\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 2700}{3600 \times \pi \times 1.565}} = 0.781 \text{ m}$$

取 $D = 0.8 \text{ m}$

校核速度 u

$$u = \frac{2700}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.8)^2} = 1.49 \text{ m/s}$$

(三) 溢流装置

采用单溢流弓形溢流管。

(1) 出口堰 采用平的出口堰。

① 堰长 l_w

取 $\frac{l_w}{D} = 0.7$

故 $l_w = 0.7 \times 0.8 = 0.56 \text{ m}$

验算堰上液流强度, 即

$$\begin{aligned} \text{堰上液流强度} &= \frac{\text{液体体积流量}}{\text{堰长}} \\ &= \frac{6}{0.56} = 10.71 \text{ m}^3/(\text{m} \cdot \text{h}) < 100 \sim 130 \text{ m}^3/(\text{m} \cdot \text{h}) \end{aligned}$$

故溢流长度 l_w 合适。

② 堰高 h_w 按式 3-6 计算:

$$h_L = h_w + h_{ow}$$

已取 $h_L = 0.06 \text{ m}$

用式 3-7 计算堰上液层高度 h_{ow} :

$$h_{ow} = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{L_h}{l_w} \right)^{2/3}$$

取 $E \approx 1$

所以 $h_{ow} = \frac{2.84}{1000} \left(\frac{6}{0.56} \right)^{2/3} = 0.0138 \text{ m}$

故 $h_w = h_L - h_{ow} = 0.06 - 0.0138 = 0.0462 \text{ m}$

取 $h_w = 45 \text{ mm} = 0.045 \text{ m}$ (圆整)

重算 h_L :

$$h_L = h_w + h_{ow} = 0.045 + 0.0138 = 0.0588 \text{ m}$$

即前面取 $h_L = 0.06 \text{ m}$, 现修正为 0.0588 m 。修正的幅度不大, 故直径 D 不必重算。

(2) 弓形溢流管的宽度 W_d 及面积 A_f

由图 3-14 查 W_d 及 A_f 。已知 $l_w/D = 0.7$, 由图 3-14 查出:

$$\frac{W_d}{D} = 0.15$$

$$\frac{A_f}{A_T} = 0.09$$

弓形溢流管宽度 $W_d = 0.15D = 0.15 \times 0.8 = 0.12 \text{ m}$

弓形溢流管面积 $A_f = 0.09A_T = 0.09 \times \frac{\pi}{4} (0.8)^2 = 0.0452 \text{ m}^2$

用式 3-11 验算液体在降液管中停留时间:

$$\theta = \frac{3600 A_1 H_1}{I_k} = \frac{3600 \times 0.0452 \times 0.35}{6} = 9.49 \text{ s} > 5 \text{ s}$$

故降液管尺寸合适。

(3) 降液管底隙高度 h_0

因工作介质比较清洁,故取液体通过降液管底隙速度 $u'_0 = 0.08 \text{ m/s}$,则

$$h_0 = \frac{L_h}{3600 l_w u'_0} = \frac{6}{3600 \times 0.56 \times 0.08} = 0.0372 \text{ m} < h_w = 0.045 \text{ m}$$

h_0 小于 h_w ,说明液封良好。

(4) 进口堰

不设进口堰。

(四) 塔板布置

(1) 各区尺寸

① 破沫区宽度 W_s : 因 $D < 1.5 \text{ m}$, 取 $W_s = 0.06 \text{ m}$ 。

② 无效区宽度 W_c : 取 $W_c = 0.04 \text{ m}$ 。

(2) 筛孔直径及其排列

① 筛孔直径 d_0 : 取筛孔直径 d_0 /钢板厚度 $\delta = 1.33$, 采用 3 mm 厚的钢板制造筛板, 故

$$d_0 = 1.33 \times 3 \approx 4 \text{ mm}$$

② 筛孔中心距 t : 按正三角形排列, 取 $t = 3 d_0$, 故

$$t = 3 \times 4 = 12 \text{ mm}$$

(3) 筛孔总数 n

按正三角形排列筛孔时, 用式 3-15 计算筛孔总数 n :

$$n = \frac{1.155 A_a}{t^2}$$

其中鼓泡区面积 A_a 用式 3-16 计算:

$$A_a = 2 \left[x \sqrt{R^2 - x^2} + \frac{\pi R^2}{180} \sin^{-1} \left(\frac{x}{R} \right) \right]$$

参考图 3-11 对 A_a 进行计算。

$$\text{鼓泡区宽度的 } 1/2 = x = \frac{D}{2} - (W_a + W_s) = \frac{0.8}{2} - (0.12 + 0.06) = 0.22 \text{ m}$$

$$\text{鼓泡区半径 } R = \frac{D}{2} - W_c = \frac{0.8}{2} - 0.04 = 0.36 \text{ m}$$

$$\text{故 } A_a = 2 \left(0.22 \sqrt{0.36^2 - 0.22^2} + \frac{\pi \times 0.36^2}{180} \sin^{-1} \frac{0.22}{0.36} \right) = 0.2958 \text{ m}^2$$

$$\text{筛孔数 } n = \frac{1.155 A_a}{t^2} = \frac{1.155 \times 0.2958}{0.012^2} = 2373$$

(4) 开孔率 φ

用式 3-18 计算开孔率:

$$\varphi = 0.907 \left(\frac{d_0}{t} \right)^2 = 0.907 \left(\frac{4}{12} \right)^2 = 0.101 = 10.1 \%$$

二、筛板的流体力学验算

(一)塔板压强降

用式 3-19a 计算气体通过一层筛板的流动阻力:

$$h_p = h_c + h_l + h_o$$

(1)气体通过干筛板的流动阻力 h_c

用式 3-20a 计算:

$$h_c = 0.051 \left(\frac{u_0}{C_0} \right)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)$$

其中气体通过筛孔的速度为

$$u_0 = \frac{V_s}{n \cdot \frac{\pi}{4} d_0^2} = \frac{2\,700}{3\,600 \times 2\,373 \times \frac{\pi}{4} (0.004)^2} = 25.2 \text{ m/s}$$

已知 $d_0/\delta = 1.33$, 由图 3-17 查出筛孔的流量系数 $C_0 = 0.8$, 故气体通过干筛板的流动阻力

$$h_c = 0.051 \left(\frac{25.2}{0.8} \right)^2 \left(\frac{1.25}{997} \right) = 0.063\,4 \text{ m 液柱}$$

(2)气体通过液层阻力 h_l

用式 3-21 计算:

$$h_l = \epsilon' h_L = \epsilon' (h_w + h_{ow})$$

前面已算出 $h_L = 0.058\,8 \text{ m 液柱}$ 。充气系数 ϵ' 由图 3-18 查取, 图中横标为

$$F_0 = u_a \sqrt{\rho_v}$$

气体通过液层上部的速度 u_a 用式 3-23 计算:

$$u_a = \frac{V_s}{A_T - A_f} = \frac{2\,700}{3\,600 \left(\frac{\pi}{4} \times 0.8^2 - 0.045\,2 \right)} = 1.64 \text{ m/s}$$

故气相动能因数 $F_0 = 1.64 \sqrt{1.25} = 1.83 \sqrt{\text{kg/m}^3/\text{s}}$

由图 3-18 查得充气系数 $\epsilon' = 0.58$, 故气体通过液层阻力

$$h_l = 0.58 \times 0.058\,8 = 0.034 \text{ m 液柱}$$

(3)克服表面张力而引起的流动阻力 h_o

因 h_o 很小一般忽略不计。

气体通过一层筛板的流动阻力为

$$h_p = h_c + h_l + h_o \approx h_c + h_l = 0.063\,4 + 0.034 = 0.097\,4 \text{ m 液柱}$$

与 h_p 相对应的压强降为

$$\Delta p_p = h_p \rho_L g = 0.097\,4 \times 997 \times 9.81 = 952.6 \text{ Pa/层实际塔板} < 1\,000 \text{ Pa/层实际塔板}$$

算出通过每层实际塔板的压降小于规定值 $1\,000 \text{ Pa}$, 故前面计算可以接受。

(二)液泛

用式 3-28 检验降液管内是否发生液泛:

$$H_d \leq \Phi (H_T + h_{ow})$$

前面已算出 $H_T = 0.35 \text{ m}$; $h_w = 0.045 \text{ m}$ 。

由题给条件知工作介质液体比较清洁且不起泡沫,故取考虑降液管内充气情况及操作安全的校正系数 Φ 为 0.5,因此:

$$\Phi(H_T + h_w) = 0.5(0.35 + 0.045) = 0.1975 \text{ m 液柱}$$

用式 3-25 计算降液管中清液层高度 H_d :

$$H_d = h_p + h_l + h_d$$

前面已算出 $h_p = 0.0974 \text{ m 液柱}$,及 $h_l = 0.0588 \text{ m 液柱}$ 。用式 3-26 计算与液体通过降液管的压强降相当的液柱高度 h_d :

$$h_d = 0.153(u'_0)^2$$

前面曾取液体通过降液管底隙的速度 $u'_0 = 0.08 \text{ m/s}$,故

$$h_d = 0.153(0.08)^2 = 0.000979 \text{ m 液柱}$$

$$\begin{aligned} H_d &= h_p + h_l + h_d = 0.0974 + 0.0588 + 0.000979 \\ &= 0.1572 \text{ m 液柱} < \Phi(H_T + h_w) = 0.1957 \text{ m 液柱} \end{aligned}$$

(三)漏液

若稳定系数 $K_0 = u_0/u_{0,\max} > 1$,则不会产生严重漏液现象。

前面已算出气体通过筛孔的速度 $u_0 = 25.2 \text{ m/s}$ 。用式 3-30 计算漏液点的筛孔速度:

$$u_{0,\max} = 4.43 C_0 \sqrt{\frac{(0.0056 + 0.13h_L - h_d)\rho_L}{\rho_V}}$$

忽略与气体克服液体表面张力所产生的压强降相当的液柱高度 h_d ;已查出筛孔流量系数 $C_0 = 0.8$;已算出 $h_L = 0.0588 \text{ m 液柱}$ 。漏液点的筛孔速度

$$u_{0,\max} = 4.43 \times 0.8 \sqrt{\frac{(0.0056 + 0.13 \times 0.0588) \times 997}{1.25}} = 11.52 \text{ m/s}$$

因此 $K = \frac{25.2}{11.52} = 2.19 > 1$

前面计算合适。

(四)雾沫夹带量 e_v

用式 3-32 计算雾沫夹带量:

$$e_v = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma} \left(\frac{u_a}{H_T - h_f} \right)^{3.2}$$

题给操作条件下物系的表面张力 $\sigma = 0.0733 \text{ N/m}$;已规定 $H_T = 0.35 \text{ m}$;已算出气体通过液层上部速度 $u_a = 1.64 \text{ m/s}$ 。按式 3-33 计算泡沫层高度:

$$h_f = 2.5h_L = 2.5 \times 0.0588 = 0.147 \text{ m}$$

故 $e_v = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{0.0733} \left(\frac{1.64}{0.35 - 0.147} \right)^{3.2} = 0.0623 \text{ kg 液/kg 气}$

校核 $\frac{u_a}{H_T - h_f} = \frac{1.64}{0.35 - 0.147} = 8.08 \text{ s}^{-1} < 12 \text{ s}^{-1}$

用式 3-32 计算雾沫夹带是正确的。

(五)液面落差

筛板塔液面落差很小,可以不考虑其影响。

三、塔板负荷性能图

(一)雾沫夹带线

根据式 3-32 求雾沫夹带线方程

$$e_v = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma} \left(\frac{u_a}{H_T - h_f} \right)^{3.2}$$

设法寻出 $u_a = f(V_s)$ 及 $h_f = f(L_s)$ 的关系代入上式,即可得出 $V_s = f(L_s)$ 的关系;取 e_v 的极限值,即 $e_v = 0.1 \text{ kg 液/kg 气}$;题给操作条件下物系表面张力 $\sigma = 0.073 \text{ 3 N/m}$,规定 $H_T = 0.35 \text{ m}$ 。气体通过液层上部的速度 u_a 用式 3-23 表达,即

$$u_a = \frac{V_s}{A_T - A_f}$$

$$\text{塔截面积 } A_T = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} (0.8)^2 \text{ m}^2$$

已算出弓形溢流管截面积 $A_f = 0.045 \text{ 2 m}^2$,故

$$u_a = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4} (0.8)^2 - 0.045 \text{ 2}} = 2.187 V_s$$

设 $u_a / (H_T - h_f) < 12 \text{ s}^{-1}$,故可用式 3-33 计算泡沫层高度:

$$h_f = 2.5 h_L = 2.5 (h_w + h_{ow})$$

其中 $h_w = 0.045 \text{ m}$

$$h_{ow} = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{3600 L_s}{l_w} \right)^{2/3} = \frac{2.84}{1000} \left(\frac{3600 L_s}{0.56} \right)^{2/3} = 0.981 \text{ 9 } L_s^{2/3} \quad (\text{取 } E \approx 1)$$

故 $h_f = 0.25 (0.045 + 0.981 \text{ 9 } L_s^{2/3}) = 0.112 \text{ 5} + 2.455 L_s^{2/3}$

此处本应校核 $u_a / (H_T - h_f)$ 是否小于 12 s^{-1} ,但数据尚不充足,故留在后面进行校核。

将以上诸值代入 e_v 的表达式中:

$$0.1 = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{0.073 \text{ 3}} \left[\frac{2.187 V_s}{0.35 - (0.112 \text{ 5} + 2.455 L_s^{2/3})} \right]^{3.2}$$

$$\text{整理得 } V_s = 1.017 \text{ 3} - 10.516 L_s^{2/3} \quad (1)$$

于本题附图中标绘式(1),得雾沫夹带线 1。

(二)液泛线

式 3-34 为表达液泛情况的方程式,即

$$\phi(H_T + h_w) = (h_c + h_f) + (h_w + h_{ow}) + h_d$$

与雾沫夹带情况一样,根据上式寻求液泛时的 $V_s = f(L_s)$ 。

已知 $\phi(H_T + h_w) = 0.197 \text{ 5 m 液柱}$,用 3-20a 求 h_c 与 V_s 的关系:

$$h_c = 0.051 \left(\frac{u_0}{C_0} \right)^2 \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)$$

$$\text{其中 } u_0 = \frac{V_s}{n \frac{\pi}{4} d_0^2} = \frac{V_s}{2 \text{ 373} \times \frac{\pi}{4} (0.004)^2} = 33.55 V_s$$

故 $h_r = 0.051 \left(\frac{33.55 V_s}{0.8} \right)^2 \left(\frac{1.25}{997} \right) = 0.1125 V_s^2 \quad (C_0 = 0.8)$

用式 3-21 求 h_l 与 L_s 的关系:

$$h_l = \varepsilon' (h_w + h_{ow})$$

取充气系数 $\varepsilon' = 0.58$

雾沫夹带项中已算出:

$$h_{ow} = 0.9819 L_s^{2/3}$$

故 $h_l = 0.58(0.045 + 0.9819 L_s^{2/3}) = 0.0261 + 0.5695 L_s^{2/3}$

本题未设进口堰,故采用式 3-27 求 h_d 与 L_s 的关系:

$$h_d = 0.153 u'_0$$

液体通过溢流管底隙的计算式为

$$u'_0 = \frac{L_s}{h_0 l_w} = \frac{L_s}{0.0372 \times 0.56} = 48 L_s$$

故 $h_d = 0.153(48 L_s)^2 = 352.5 L_s^2$

将以上诸值代入液泛情况表达式:

$$0.1975 = [0.1125 V_s^2 + (0.0261 + 0.5695 L_s^{2/3})] + (0.045 + 0.9819 L_s^{2/3}) + 352.5 L_s^2$$

整理得 $V_s^2 = 1.124 - 13.79 L_s^{2/3} - 3133 L_s^2$ (2)

根据式(2)在本题附图中标绘液泛线 2。

(三)液相负荷上限线

按式 3-11 寻求液相负荷上限线的方程式:

$$\theta = \frac{A_f H_T}{L_s}$$

取液体在降液管中停留时间 θ 为 5 s,故

$$L_s = \frac{A_f H_T}{\theta} = \frac{0.0452 \times 0.35}{5} = 0.00316 \text{ m}^3/\text{s}$$
 (3)

按上式关系在本题附图中标绘出液相负荷上限线 3。

(四)漏液线

按式 3-30 寻求漏液线方程式:

$$u_{0,\min} = 4.43 C_0 \sqrt{\frac{(0.0056 + 0.13 h_{L1} - h_g) \rho_L}{\rho_V}}$$

忽略因克服表面张力而引起的阻力,故 $h_g \approx 0$ 。

已算出 $u_0 = 33.55 V_s$, 现改为

$$u_{0,\min} = 33.55 V_{s,\min}$$

前面还算出 $h_{ow} = 0.9819 L_s^{2/3}$

故 $h_L = h_w + h_{ow}$
 $= 0.045 + 0.9819 L_s^{2/3}$

将以上诸值代入表达漏液情况的方程:

$$33.55 V_{s,\min} = 4.43 \times 0.8 \sqrt{\frac{[0.0056 + 0.13(0.045 + 0.9819 L_s^{2/3})] 997}{1.25}}$$

$$\text{整理得 } V_{s,\min} = 0.1056 \sqrt{9.133 + 101.8 L_s^{2/3}} \quad (4)$$

按式(4)在本题附图中标绘出漏液线4。

(五)液相负荷下限线

按式 3-7 寻求表达液相负荷下限的方程:

$$h_{rw} = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{L_h}{l_w} \right)^{2/3}$$

取堰上液层高度 h_{rw} 的极限值为 0.006 m, 收缩系数 $E \approx 1$, 已知 $l_w = 0.56$ m, 故

$$0.006 = \frac{2.84}{1000} \left(\frac{3600 L_s}{0.56} \right)^{2/3}$$

$$\text{或 } L_s = 0.000478 \text{ m}^3/\text{s} \quad (5)$$

将式(5)标绘于本题附图中, 得液相负荷下限线5。

验算雾沫夹带线计算中的 $u_a/(H_T - h_f)$ 是否小于 12 s^{-1} 。计算过程列于本例附表1中。

习题1 附表1

项目 \ 极限情况	下限	上限
液相流量 $L_s, \text{m}^3/\text{s}$	0.000478	0.00316
泡沫层高度 h_f, m $h_f = 0.1125 + 2.455 L_s^{2/3}$	0.128	0.165
气相流量 $V_s, \text{m}^3/\text{s}$ $V_s = 1.0173 - 10.516 L_s^{2/3}$	0.953	0.791
气相通过液层上方速度 $u_s, \text{m/s}$ $u_s = 2.187 V_s$	2.084	1.73
$\frac{u_s}{H_T - h_f}$	$9.14 < 12$	$9.35 < 12$

在两种极限情况下 $u_s/(H_T - h_f)$ 均小于 12 s^{-1} , 故前面所用的计算式正确。

(六)操作线

根据操作线气、液相负荷值在本题附图中确定坐标点P, 点P与原点的连线OP即为操作线。操作点P的坐标为

$$V_s = \frac{2700}{3600} = 0.75 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$L_s = \frac{6}{3600} = 0.00167 \text{ m}^3/\text{s}$$

由本题附图看出本操作气相负荷上限为雾沫夹带所限, 下限由液相负荷下限所限。

(七)弹性

由图读出

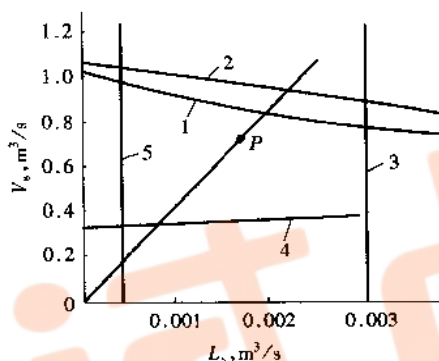
$$V_{\max} = 0.85 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_{\min} = 0.32 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{弹性} = \frac{0.85}{0.32} = 2.66$$

(八)设计总结表

精馏段的计算结果列于本例附表 2 中。



习题 1 附图

习题 1 附表 2

项 目		设计数据
溢 流 装 置	有效高度 z, m	7
	塔径 D, m	0.8
	板间距 H_T, m	0.35
	空塔气速 $u, \text{m/s}$	1.49
	塔板溢流型式	单溢流
	降液管形式	弓形
	溢流堰	平堰
	出口堰高度 h_w, m	0.045
	出口堰宽度 l_w, m	0.56
	降液管宽度 W_d, m	0.12
	降液管面积 A_f, m^2	0.045 2
	降液管底隙高度 h_0, m	0.045
	进口堰	不设置
	板上清液层高度 h_L, m	0.058 8
	破沫区宽度 W_s, m	0.06
	无效区宽度 W_c, m	0.04
	鼓泡区面积 A_d, m^2	0.295 8
	筛孔直径 d_0, mm	4
	筛孔排列方式	正三角形
	孔中心距 t, mm	12
	筛孔总数 $n, \text{个}$	2 373

续表

项 目	设计数据
开孔率 $\varphi, \%$	10.1
每层塔板的压降 $\Delta p_p, \text{Pa/层塔板}$	952.6
降液管内清液层高度 H_d, m	0.195 7
液体在降液管内停留时间 θ, s	9.49
雾沫夹带量 $e_v, \text{kg 液体/kg 气体}$	0.062 3
稳定系数 K	2.19
负荷上限	雾沫夹带控制
负荷下限	液相负荷下限控制
气相最大负荷 $V_{s, \max}, \text{m}^3/\text{s}$	0.85
气相最小负荷 $V_{s, \min}, \text{m}^3/\text{s}$	0.32
操作弹性	2.66

2. 在直径为 0.8 m 的填料塔内, 用某种液体洗涤混合气体, 已知数据为: 液体流量 $w_L = 3\ 400 \text{ kg/h}$, 气体流量 $w_V = 1\ 170 \text{ kg/h}$, 液体平均密度 $\rho_L = 850 \text{ kg/m}^3$, 液体平均粘度 $\mu_L = 0.8 \text{ mPa}\cdot\text{s}$, 气体平均密度 $\rho_V = 1.3 \text{ kg/m}^3$ 。

若采用乱堆的 $25 \text{ mm} \times 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 陶瓷拉西环, 根据工艺计算知达到洗涤要求共需 5 m 填料层。允许气体通过填料层的压强降为 711 Pa 。

试判断该塔能否正常操作。

解: 由表 3-5 查出 $25 \text{ mm} \times 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的乱堆陶瓷拉西环的填料因子为 450 L/m 。

根据塔径算出的空塔速度 u 等于或小于由允许压强降算出的空塔速度 u_p , 则该塔可以正常操作。

$$u = \frac{1\ 170}{3\ 600 \times \frac{\pi}{4} (0.8)^2} = 0.5 \text{ m/s}$$

利用图 3-6 计算 u_p , 图的横标值为

$$\frac{w_L}{w_V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.25} = \frac{3\ 400}{1\ 170} \left(\frac{1.3}{850} \right)^{0.25} = 0.114$$

每米填料层允许的压强降为

$$\Delta p = \frac{711}{5} = 142.2 \text{ kPa/m} \approx 14.5 \times 9.81 \text{ Pa/m}$$

由图 3-6 查出图的纵标值为

$$\frac{u_p^2 \varphi \psi \rho_V}{g \rho_L \mu_L^{0.2}} = 0.02$$

其中密度校正系数 $\psi = \frac{1\ 000}{850}$

$$\text{故 } \frac{u_p^2 \times 450 \times \frac{1\ 000}{850}}{9.81} \times \frac{1.3}{850} \times 0.8^{0.2} = 0.02$$

解得 $u_p = 0.503 \text{ m/s} > u = 0.5 \text{ m/s}$

故塔可以正常操作。

2-4 液—液萃取

1. 某溶液中含溶质40%(质量分数,下同),其余为稀释剂B。试在三角形坐标图上标出该溶液组成的坐标点位置F。若向该溶液中加入等量的纯溶剂S,再在图上确定和点M的位置,并读出混合液的组成 x_A 、 x_B 及 x_S 。

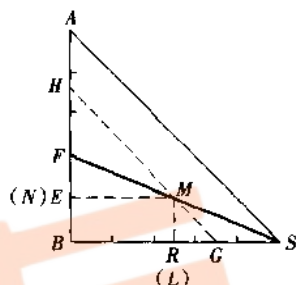
解:由 $x_F = 0.4$ 在AB边上定出点F,此即原料液的坐标点。

由 $S = F$ 利用杠杆规则确定和点M,由图读得:

$$x_A = \overline{BE} = 0.2$$

$$x_B = \overline{SG} = 0.3$$

$$x_S = \overline{BR} = 0.5$$



习题1附图

2. 25℃时,醋酸(A)—庚醇-3(B)—水(S)的平衡数据如本题附表所示。试求:

(1)在直角三角形相图上作出溶解度曲线及辅助曲线,在直角坐标图上作出分配曲线;

(2)由50 kg 醋酸、50 kg 庚醇-3和100 kg 水组成的混合液,经过充分混合而静置分层后,确定平衡的两液相的组成和量;

(3)上述两液层中溶质A的分配系数及溶剂的选择性系数。

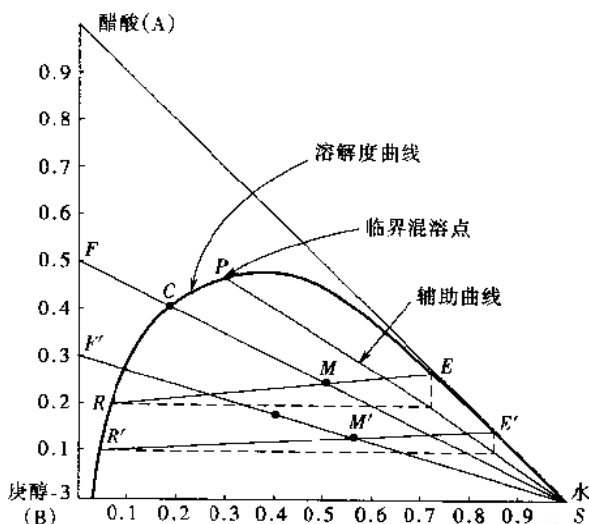
解:(1)在直角三角形相图上作出溶解度曲线及辅助曲线,在直角坐标图上作出分配曲线,如本题附图所示。

习题2附表1 溶解度曲线数据(质量分数)

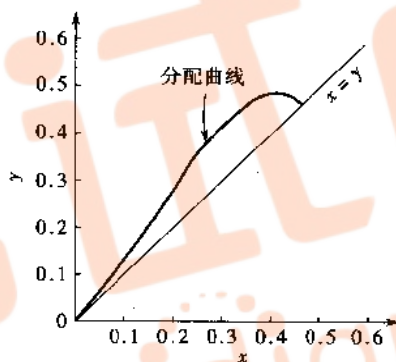
醋酸(A)	庚醇-3(B)	水(S)	醋酸(A)	庚醇-3(B)	水(S)
0	96.4	3.6	48.5	12.8	38.7
3.5	93.0	3.5	47.5	7.5	45.0
8.6	87.2	4.2	42.7	3.7	53.6
19.3	74.3	6.4	36.7	1.9	61.4
24.4	67.5	7.9	29.3	1.1	69.6
30.7	58.6	10.7	24.5	0.9	74.6
41.4	39.3	19.3	19.6	0.7	79.7
45.8	26.7	27.5	14.9	0.6	84.5
46.5	24.1	29.4	7.1	0.5	92.4
47.5	20.4	32.1	0.0	0.4	99.6

习题2附表2 联结线数据(醋酸的质量分数)

水层	庚醇-3层	水层	庚醇-3层
6.4	5.3	38.2	26.8
13.7	10.6	42.1	30.5
19.8	14.8	44.1	32.6
26.7	19.2	48.1	37.9
33.6	23.7	47.6	44.9



习题 2、习题 3 附图 1



习题 2 附图 2

(2) 共轭相的组成和量

由题给数据在本题附图 1 上确定点 F 及和点 M , 过点 M 试差作联结线 ER , 由图上读得两相组成为

E 相 $y_A = 0.27$ $y_B = 0.01$ $y_S = 0.72$

R 相 $x_A = 0.20$ $x_B = 0.74$ $x_S = 0.06$

两相的量由杠杆规则计算, 即

$$E = (F + S) \frac{RM}{ER} = 200 \times \frac{43}{66} = 130 \text{ kg}$$

$$R = 200 - 130 = 70 \text{ kg}$$

(3) 分配系数和选择性系数

$$k_A = \frac{y_A}{x_A} = \frac{0.27}{0.20} = 1.35$$

$$\beta = k_A \frac{x_B}{y_B} = 1.35 \times \frac{0.74}{0.01} = 100$$

3. 在单级萃取装置中, 用纯水萃取含醋酸 30% (质量, 下同) 的醋酸—庚醇—3 混合液

1 000 kg, 要求萃余相中醋酸的组成不大于10%, 操作条件下的平衡数据见习题2。试求:

(1) 水的用量为若干 kg;

(2) 萃余相的量 R 及醋酸的萃余率(即萃余相中的醋酸占原料液中醋酸的百分率)。

解: 根据题给数据在习题2附图1上确定点 F' 及 R' , 联结 $F'S$, 借助辅助曲线过点 R' 作联结线 $R'E'$ 并与 $F'S$ 交于点 M' 。水的用量和萃余相的量可用杠杆规则确定。

(1) 水的用量

$$S' = F' \frac{F'M'}{MS} = 1\,000 \times \frac{59}{46} = 1\,283 \text{ kg}$$

(2) 萃余相的量和萃余率

$$R' = (F' + S') \frac{E'M'}{E'R'} = (1\,000 + 1\,283) \times \frac{29}{82} = 807.4 \text{ kg}$$

$$\text{萃余率 } \varphi_R = \frac{R' x'_R}{F' x'_F} = \frac{807.4 \times 0.1}{1\,000 \times 0.3} = 0.269 = 26.9\%$$

4.25 °C 下, 用甲基异丁基甲酮从含丙酮40%(质量%, 下同)的水溶液中萃取丙酮。原料液的流量为1 500 kg/h。操作条件下的平衡数据见本题附表。试求:

(1) 欲在单级萃取装置中获得最大组成的萃取液时, 萃取剂的用量为若干(kg/h);

(2) 若将(1)求得的萃取剂用量分作两等份进行两级错流萃取, 则最终萃余相的组成和流量为若干;

(3) 比较(1)、(2)两种操作方式中丙酮的萃取率(即回收率)。

习题4附表1 25 °C 时丙酮—水—甲基异丁基甲酮的平衡数据(均为质量分数)

丙酮(A)	水(B)	MIBK(S)	丙酮(A)	水(B)	MIBK(S)
0	2.2	97.8	48.5	24.1	27.4
4.6	2.3	93.1	50.7	25.9	23.4
18.9	3.9	77.2	46.6	32.8	20.6
24.4	4.6	71.0	42.6	45.0	12.4
28.9	5.5	65.6	30.9	64.1	5.0
37.6	7.8	54.6	20.9	75.9	3.2
43.2	10.7	46.1	3.7	94.2	2.1
47.0	14.8	38.2	0	98.0	2.0
48.5	18.8	32.7			

习题4附表2 25 °C 时丙酮—水—甲基异丁基丙酮的联结线数据(均为质量分数)

水层中的丙酮	MIBK 层中的丙酮	水层中的丙酮	MIBK 层中的丙酮
5.58	10.66	29.5	40
11.83	18.0	32.0	42.5
15.35	25.5	36.0	45.5
20.6	30.5	38.0	47.0
23.8	35.3	41.5	48.0

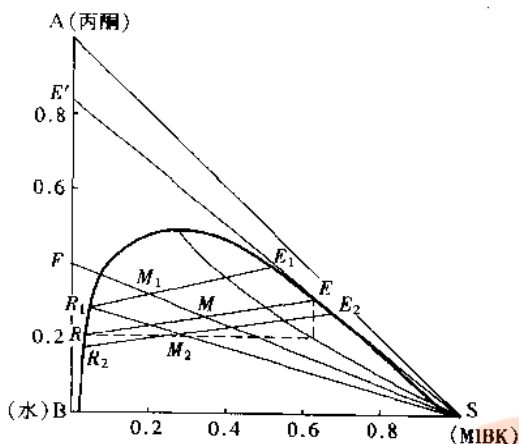
解: 由题给平衡数据和联结线数据在等腰直角三角形坐标图上作出溶解度曲线和辅助曲线, 如本题附图所示。由 $x_F = 0.4$ 作出点 F , 连接 FS 。

(1) 萃取剂的用量

由 S 作溶解度曲线的切线 SE_{\max} , 过点 E_{\max} 作联结线 $E_{\max}R$, 于 FS 线交于点 M 。利用杠杆规则计算萃取剂

用量,即

$$S = F \frac{\overline{FM}}{\overline{MS}} = 1\,500 \times \frac{36}{71} = 760 \text{ kg}$$



习题 4 附图

(2) 两级错流萃取的萃余相流量和组成
每级萃取剂的用量为

$$S_1 = \frac{1}{2} \times 760 = 380 \text{ kg/h}$$

$$M_1 = F + S_1 = 1\,500 + 380 = 1\,880 \text{ kg/h}$$

$$R_1 = M_1 \times \frac{\overline{E_1 M_1}}{\overline{R_1 E_1}} = 1\,880 \times \frac{32}{48} = 1\,253 \text{ kg/h}$$

联结 $R_1 S$, 由 R_1 和 S_1 的量确定和点 M_2 , 过 M_2 作联结线 $E_2 R_2$ (试差), 则

$$R_2 = M_2 \times \frac{\overline{E_2 M_2}}{\overline{R_2 E_2}} = (1\,253 + 380) \times \frac{40}{64} = 1\,020 \text{ kg/h}$$

由图读得 $x_2 = 0.18$ 。

(3) 两种操作方式中丙酮的萃出率

单级萃取中, $y_A = 0.31$

$$E_1 = M \frac{\overline{RM}}{\overline{ER}} = (1\,500 + 760) \frac{30}{59} = 1\,149 \text{ kg/h}$$

$$\text{丙酮萃出率 } \varphi_E = \frac{E_1 y_A}{F x_F} = \frac{1\,149 \times 0.31}{1\,500 \times 0.40} = 0.594 = 59.4\%$$

两级错流萃取中丙酮的萃出率为

$$\varphi'_E = 1 - \frac{R_2 x_2}{F x_F} = 1 - \frac{1\,020 \times 0.18}{1\,500 \times 0.40} = 0.694 = 69.4\%$$

由上面计算结果看出, 在萃取剂用量相同的前提下, 两级错流萃取的效果优于单级萃取。

5. 在多级错流接触萃取装置中, 以水作萃取剂从含乙醛 6% (质量, 下同) 的乙醛—甲苯混合液中提取乙醛。原料液的流量为 120 kg/h, 要求最终萃余相中乙醛的含量不大于 0.5%。每级中水的用量均为 25 kg/h。操作条件下, 水和甲苯可视作完全不互溶, 以乙醛的质量比组成表示的平衡关系为

$$Y = 2.2 X$$

试求所需的理论级数(作图法和解析法)。

解:由题给条件可知

$$X_F = 6/94 = 0.0638$$

$$X_a = 0.5/99.5 \approx 0.005$$

$$Y_S = 0$$

$$B = F(1 - x_F) = 120(1 - 0.06) = 113 \text{ kg/h}$$

(1)作图法求理论级数

依平衡关系式知,分配曲线为通过原点的直线,如本题附图 OK 所示。操作线斜率为

$$-\frac{B}{S} = -\frac{113}{25} \approx -4.52$$

由 X_F 值在 $X-Y$ 坐标图的横标上定出点 $J(X_F, 0)$, 过点 J 作斜率为 -4.52 的操作线交分配曲线于点 N 。点 N 即代表第一理论级所对应 E_1, R_1 两相的组成坐标点。过点 N 作 X 轴的垂线交 X 轴于点 T 。重复前边步骤, $X_7 = 0.0035 < X_a$, 共需 6.5 个理论级。

(2)解析法求 n

$$A_m = \frac{KS}{B} = \frac{2.2 \times 25}{113} = 0.487$$

$$n = \ln \frac{1}{(1 + A_m)} \ln \frac{X_F}{X_a}$$

$$= \ln \frac{1}{(1 + 0.487)} \ln \frac{0.0638}{0.005} = 6.4$$

作图法和解析法所得结果非常吻合。

6. 在 25°C 下,用纯溶剂 S 在两级逆流接触萃取装置中萃取 A, B 混合液中的溶质 A 。原料液的处理量为 800 kg/h , 其中组分 A 的组成为 0.32 (质量分数,下同), 要求最终萃余相中 A 的含量不大于 0.012 。采用的溶剂比 (S/F) 为 0.81 。操作范围内级内的溶解度关系为

$$y_A = 0.76x_A^{0.42}$$

$$y_S = 0.996 - y_A$$

$$x_S = 0.01 + 0.06x_A$$

试核算经两级萃取能否达到分离要求。

$$\text{解: } S = 0.81F = 0.81 \times 800 = 648 \text{ kg/h}$$

$$y_{0,A} = 0$$

$$y_{0,S} = 1$$

以萃取装置为控制体作物料衡算,即

$$800 + 648 = R_n + E_1$$

$$\text{组分 A } 800 \times 0.32 = x_{n,A} R_n + E_1 y_{1,A}$$

$$\text{组分 S } 648 = x_{n,S} R_n + E_1 y_{1,S}$$

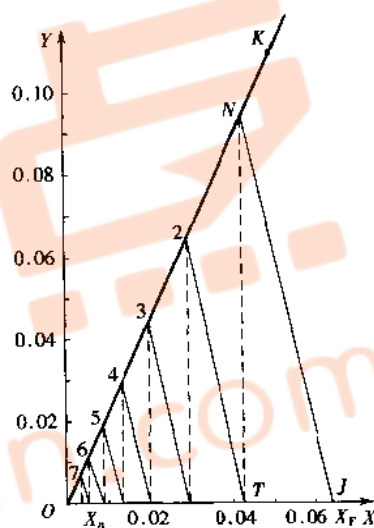
$$\text{式中 } x_{n,S} = 0.01 + 0.06 \times 0.012 = 0.01072$$

$$y_{1,S} = 0.996 - y_{1,A}$$

联解上面诸式,得到

$$E_1 = 895 \text{ kg/h} \quad R_n = 553 \text{ kg/h}$$

$$y_{1,A} = 0.2786 \quad x_{1,A} = 0.09179$$



习题 5 附图

$$y_{1,S} = 0.7174 \quad x_{1,S} = 0.01551$$

再对第一理论级物料衡算及相平衡关系式,即

$$800 + E_2 = R_1 + 895$$

$$\text{组分 A} \quad 800 \times 0.32 + E_2 y_{2,A} = 0.09179 R_1 + 0.2786 \times 895$$

$$\text{组分 S} \quad E_2 y_{2,S} = 0.01551 R_1 + 0.7174 \times 895$$

$$\text{式中} \quad y_{2,S} = 0.996 - y_{2,A}$$

联解上面诸式,得到

$$E_2 = 703.5 \text{ kg/h} \quad R_1 = 608.5 \text{ kg/h}$$

$$y_{2,A} = 0.06994 \quad y_{2,S} = 0.9261$$

$$x_{2,A} = (y_{2,A}/0.76)^{\frac{1}{0.42}} = (0.06994/0.76)^{\frac{1}{0.42}} = 0.00342 < x_n$$

两个理论级可满足分离要求。

7. 在填料层高度为 3 m 的填料萃取塔中用纯溶剂 S 萃取 A、B 混合液中的溶质组分 A。原料液流量为 1 500 kg/h, 其中组分 A 的质量比组成为 0.018, 要求组分 A 的回收率不低于 90%, 溶剂用量为最小用量的 1.2 倍。试求:

- (1) 溶剂的实际用量;
- (2) 填料层的等板高度 HETS, m;
- (3) 填料层的总传质单元数 N_{OE} 。

组分 B、S 可视作完全不互溶, 操作条件下的分配曲线数据如本题附表所示。

习题 7 附表 分配曲线数据

$X, \text{kgA/kgB}$	0.002	0.006	0.01	0.014	0.018	0.020
$Y, \text{kgA/kgS}$	0.0018	0.0052	0.0085	0.012	0.0154	0.0171

解: 由题给数据在 $X-Y$ 坐标图中给出分配曲线 OP 。由图看出, OP 为通过原点的直线。对于组分 B、S 完全不互溶体系, 操作线也为直线, 故可用平均推动力方法求 N_{OE} 。

$$X_F = 0.018$$

$$X_n = X_F(1 - 0.9) = 0.018 \times 0.1 = 0.0018$$

$$B = \frac{F}{1 + X_F} = \frac{1500}{1 + 0.018} = 1473 \text{ kg/h}$$

(1) 溶剂的实际用量

由 X_n, X_F 及 $Y_S = 0$, 在 X 轴上定出点 F 及 R_n , 过 F 作 X 轴的垂线交分配曲线于点 N' , 连接 $R_n N'$ 线即对应溶剂最小用量的操作线。

$$\delta_{\max} = \frac{B}{S_{\min}} = \frac{0.0154}{0.018 \times 0.9} = 0.951$$

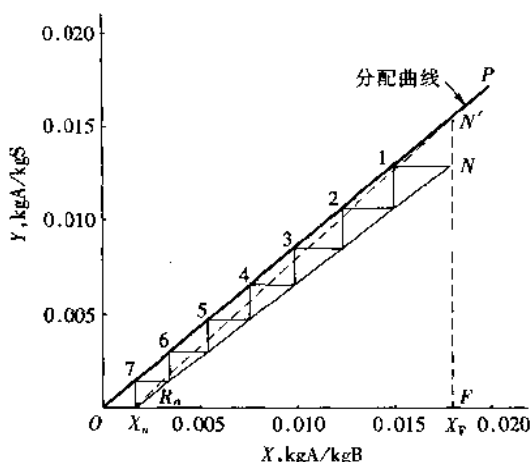
$$S_{\min} = \frac{B}{\delta_{\max}} = \frac{1473}{0.951} = 1550 \text{ kg/h}$$

$$S = 1.2 S_{\min} = 1.2 \times 1550 = 1860 \text{ kg/h}$$

(2) 等板高度 HETS

$$HETS = \frac{h}{n}$$

由 $\frac{B}{S} = \frac{1473}{1860} = 0.792$, 过点 R_n 作操作线 $R_n N$ 。从点 N 开始在操作线与分配曲线之间作阶梯, 共需 7 个理



习题 7 附图

论级,故

$$HETS = \frac{3}{7} = 0.43 \text{ m}$$

(3) 传质单元数 N_{OE}

由图读得 $\Delta Y_1 = Y_1^* - Y_1 = 0.0154 - 0.0128 = 0.0026$

$$\Delta Y_2 = Y_2^* - Y_2 = 0.0014 - 0 = 0.0014$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.0026 - 0.0014}{\ln \frac{0.0026}{0.0014}} = 0.001938$$

$$N_{OE} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.018 - 0}{0.001938} = 8.36$$

8. 在具有两个理论级的逆流萃取装置中,用流量为 60 kg/h 的纯溶剂 S 从两组分混合液中萃取溶质 A 。原料液的流量 $F = 150 \text{ kg/h}$,其中溶质的质量比组成为 0.25 。操作条件下,组分 B, S 可视为完全不互溶,以质量比表示相组成的分配系数 $K_A = 1$ 。试求最终萃取相的组成 X_2 。

解:本题用解析法求解。由题给条件可得

$$B = \frac{F}{1 + X_F} = \frac{150}{1 + 0.25} = 120 \text{ kg/h}$$

$$Y_S = 0$$

$$Y^* = K_A X = X$$

$$A_m = \frac{KS}{B} = \frac{1 \times 60}{120} = 0.5$$

$$2 = \frac{1}{\ln A_m} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A_m} \right) \frac{X_F}{X_2} + \frac{1}{A_m} \right] = \frac{1}{\ln 0.5} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{0.5} \right) \frac{0.25}{X_2} + \frac{1}{0.5} \right]$$

解得 $X_2 = 0.1429$

本题也可用如下方法计算:

由溶质的总衡算,可列出

$$B(X_F - X_2) = S(Y_1 - Y_S) = SY_1$$

或 $X_2 = X_F - \frac{S}{B} Y_1 = 0.25 - 0.5 Y_1$

(1)

将 $Y_1 = X_1$ 代入式(1),可得

$$X_2 = 0.25 - 0.5X_1 \quad (2)$$

由第二级物料衡算及平衡关系,可得

$$B(X_1 - X_2) = SY_2 = SX_2$$

$$\text{解得} \quad X_1 = 1.5X_2 \quad (3)$$

将式(3)代入式(2)可解得

$$X_2 = 0.1429$$

9. 在逆流萃取塔中用纯溶剂 S 萃取 A、B 两组分混合液中的溶质 A。组分 B、S 可视为完全不互溶。操作条件下以质量比组成表示的平衡关系可表示为

$$Y = 0.8X$$

已知:原料液的质量比组成 $X_F = 0.65$, 最终萃余相的质量比组成不大于 0.05, 操作溶剂比 $(S/B) = 1.25$ 。试求:

(1) 实际溶剂用量为最小用量的倍数;

(2) 所需的理论级数和萃余相总传质单元数。

解:(1) S 与 S_{\min} 的比值

$$\text{由题给条件} \quad \frac{S}{B} = 1.25 \quad Y_2 = 0$$

$$\frac{S_{\min}}{B} = \frac{X_F - X_n}{Y_1^*} = \frac{0.65 - 0.05}{0.8 \times 0.65} = 1.154$$

$$\frac{S}{S_{\min}} = \frac{1.25}{1.154} = 1.083$$

(2) n 和 N_{OR}

$$A_m = \frac{KS}{B} = 0.8 \times 1.25 = 1.0$$

由 $A_m = 1$ 可知,操作线与分配曲线为互成平行的直线,故

$$n = N_{OR} = \frac{X_F - X_n}{X_n} = \frac{0.65 - 0.05}{0.05} = 12$$

2-5 干 燥

1. 常压下湿空气的温度为 $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、相对湿度为 10% 。试求该湿空气中水气的分压 p 、湿度 H 、比容 v_H 、比热容 c_H 及焓 I 。

解: $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ 水的饱和蒸气压为 $p_s = 31.16\text{ kPa}$, 则

$$p = 0.1 p_s = 0.1 \times 31.16 = 3.116\text{ kPa}$$

$$H = 0.622 \frac{p}{p - p_s} = 0.622 \times \frac{3.116}{101.33 - 3.116} = 0.01973\text{ kg/kg 绝干气}$$

$$c_H = 1.01 + 1.88H = 1.01 + 1.88 \times 0.01973 = 1.047\text{ kJ/(kg 绝干气} \cdot ^{\circ}\text{C)}$$

$$v_H = (0.772 + 1.244H) \frac{273 + t}{273} = (0.772 + 1.244 \times 0.01973) \frac{273 + 70}{273} = 1.001\text{ m}^3/\text{kg 绝干气}$$

$$I = (1.01 + 1.88H)t + 2490H = (1.01 + 1.88 \times 0.01973) \times 70 + 2490 \times 0.01973 = 122.4\text{ kJ/kg 绝干气}$$

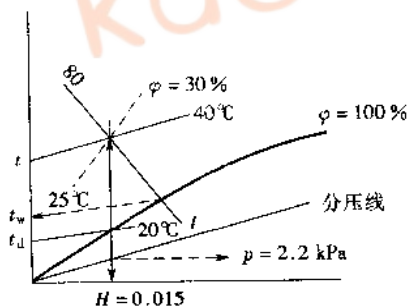
2. 在 $H-I$ 图上确定本题附表中空格内的数值, 并绘出分题(2)的解题示意图。

习题 2 附表

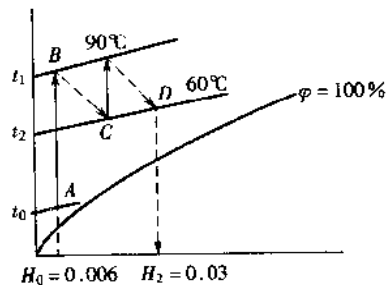
	t $^{\circ}\text{C}$	t_w $^{\circ}\text{C}$	t_d $^{\circ}\text{C}$	H kg/kg 绝干气	φ $\%$	I kJ/kg 绝干气	p kPa
1	(30)	(20)	15	0.011	40	60	1.9
2	(40)	25	(20)	0.015	30	80	2.2
3	(60)	35	30	(0.03)	23	140	4.5
4	(50)	37	35.5	0.042	(50)	160	6.2
5	(50)	32	28	0.027	30	(120)	4.0
6	(70)	45	42.5	0.063	30	240	(9.5)

解: (1) 空格内数据填于表内相应格内。

(2) 已知 t 和 t_d 两个独立变量, 确定空气状态参数的过程如本例附图所示。



习题 2 附图



习题 3 附图

3. 用热空气干燥某种湿物料, 新鲜空气的温度 $t_0 = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、湿度 $H_0 = 0.006\text{ kg/kg 绝干气}$, 为保证干燥产品质量, 空气在干燥器内的温度不能高于 $90\text{ }^{\circ}\text{C}$, 为此, 空气在预热器内加热到

90℃后送入干燥器,当空气在干燥器内温度降至60℃时,再用中间加热器将空气加热至90℃,空气离开干燥器时温度降至 $t_2 = 60^\circ\text{C}$,假设两段干燥过程均可视为等焓过程,试求:

- (1)在湿空气 $H-I$ 图上定性表示出空气通过干燥器的整个过程;
- (2)汽化每千克水分所需的新鲜空气量。

解:(1)空气通过干燥器的状态变化如本题附图所示。

原空气(H_0, t_0)等湿升温至90℃(对应点 B),在干燥器中沿等 I 线降温至60℃时再升温至90℃,当温度降至60℃时离开干燥器。此时,对应的 $H_2 = 0.03 \text{ kg/kg}$ 绝干气。

(2)单位新鲜空气耗用量

$$l = \frac{1}{H_2 - H_0} = \frac{1}{0.03 - 0.006} = 41.67 \text{ kg/kg 水}$$

$$l_w = l(1 + H_0) = 41.67(1 + 0.006) = 41.94 \text{ kg 湿空气/kg 水}$$

4. 温度 $t_0 = 20^\circ\text{C}$ 、湿度 $H_0 = 0.01 \text{ kg/(kg 绝干气)}$ 的常压新鲜空气在预热器被加热到 $t_1 = 75^\circ\text{C}$ 后,送入干燥器内干燥某种湿物料。测得空气离开干燥器时温度 $t_2 = 40^\circ\text{C}$ 、湿度 $H_2 = 0.024 \text{ kg/kg 绝干气}$ 。新鲜空气的消耗量为 2000 kg/h 。湿物料温度 $\theta_1 = 20^\circ\text{C}$ 、含水量 $w_1 = 2.5\%$,干燥产品的温度 $\theta_2 = 35^\circ\text{C}$ 、 $w_2 = 0.5\%$ (均为湿基)。湿物料平均比热容 $c_m = 2.89 \text{ kJ/(kg/绝干料} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。忽略预热器的热损失,干燥器的热损失为 1.3 kW 。操作在恒定条件中进行,试求:

- (1)每小时从湿物料中汽化出水的质量;
- (2)湿物料的质量流量;
- (3)干燥系统消耗的总热量;
- (4)干燥系统的热效率。

解:由题给条件可得

$$L = \frac{L_w}{1 + H_0} = \frac{2000}{1 + 0.01} = 1980 \text{ kg/h}$$

$$X_1 = \frac{0.025}{1 - 0.025} = 0.02564 \text{ kg/kg 绝干料}$$

$$X_2 \approx 0.005 \text{ kg/kg 绝干料}$$

(1)汽化的水分量

$$W = L(H_2 - H_0) = 1980(0.024 - 0.01) = 27.72 \text{ kg/h}$$

(2)湿物料的处理量

$$W = G(X_1 - X_2) = G(0.02564 - 0.005) = 27.72$$

$$G = 1343 \text{ kg 绝干料/h}$$

$$G_1 = G(1 + X_1) = 1343(1 + 0.02564) = 1377 \text{ kg/h}$$

(3)干燥系统消耗的总热量

$$\begin{aligned} Q &= 1.01L(t_2 - t_0) + W(2490 + 1.88t_2) + Gc_m(\theta_2 - \theta_1) + Q_L \\ &= 1980 \times 1.01(40 - 20) + 27.72(2490 + 1.88 \times 40) + 1343(35 - 20) \times 2.89 + 1.3 \times 3600 \\ &= 39996 + 71107 + 58219 + 4680 = 1.74 \times 10^5 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

或 $Q = 48.2 \text{ kW}$

(4)干燥系统的热效率

$$\eta = \frac{W(2490 + 1.88t_2)}{Q} = \frac{71107}{174009} = 0.409 = 40.9\%$$

5. 在常压干燥器中,用新鲜空气干燥某种湿物料。已知条件为:温度 $t_0 = 15\text{ }^\circ\text{C}$ 、焓 $I_0 = 33.5\text{ kJ/kg}$ 绝干气的新鲜空气,在预热器中加热到 $t_1 = 90\text{ }^\circ\text{C}$ 后送入干燥器,空气离开干燥器时的温度为 $50\text{ }^\circ\text{C}$ 。预热器的热损失可以忽略,干燥器的热损失为 $11\,520\text{ kJ/h}$,没有向干燥器补充热量。每小时处理 280 kg 湿物料,湿物料进干燥器时温度 $\theta_1 = 15\text{ }^\circ\text{C}$ 、干基含水量 $X_1 = 0.15\text{ kg 水/kg 绝干料}$,离开干燥器时物料温度 $\theta_2 = 40\text{ }^\circ\text{C}$ 、 $X_2 = 0.01\text{ kg 水/kg 绝干料}$ 。绝干物料比热容 $c_s = 1.16\text{ kJ/(kg 绝干料}\cdot^\circ\text{C)}$ 。试求:

- (1) 干燥产品质量流量;
- (2) 水分蒸发量;
- (3) 新鲜空气消耗量(用作图法求空气离开干燥器的状态参数);
- (4) 干燥器的热效率。

解:本题为实际干燥过程的计算。由题给条件可得:

$$G = \frac{G_1}{1 + X_1} = \frac{280}{1 + 0.15} = 243.5\text{ kg/h}$$

$$I_0 = (1.01 + 1.88H_0)t_0 + 2\,490H_0 = 33.5$$

将 $t_0 = 15\text{ }^\circ\text{C}$ 代入该式解得

$$H_0 = 0.007\,29\text{ kg/kg 绝干气}$$

- (1) 干燥产品流量

$$G_2 = G(1 + X_2) = 243.5(1 + 0.01) = 245.9\text{ kg/h}$$

- (2) 水分蒸发量

$$W = G(X_1 - X_2) = 243.5(0.15 - 0.01) = 34.1\text{ kg/h}$$

- (3) 新鲜空气消耗量

由物料衡算

$$L = \frac{W}{H_2 - H_0} = \frac{34.1}{H_2 - 0.007\,29} \quad (1)$$

对于干燥器作热量衡算($Q_D = 0$)

$$L(I_1 - I_2) = G(I_2 - I_1) + Q_L$$

式中 $I_1 = (1.01 + 1.88 \times 0.007\,29) \times 90 + 2\,490 \times 0.007\,29 = 110.3\text{ kJ/kg 绝干气}$

$$I_1 = (c_s + 4.187X_1)\theta_1 = (1.16 + 4.187 \times 0.15) \times 15 = 26.8\text{ kJ/kg 绝干料}$$

$$I_2 = (1.16 + 4.187 \times 0.01) \times 40 = 48.1\text{ kJ/kg 绝干料}$$

则 $L(110.3 - I_2) = 243.5(48.1 - 26.8) + 11\,520$

经整理得到

$$L = \frac{16\,707}{110.3 - I_2} \quad (2)$$

$$I_2 = (1.01 + 1.88H_2) \times 50 + 2\,490H_2 = 50.5 + 2\,584H_2 \quad (3)$$

联解式(1)至式(3),得到

$$H_2 = 0.020\,62\text{ kg/kg 绝干气}$$

故 $L = \frac{34.1}{0.020\,62 - 0.007\,29} = 2\,558\text{ kg 绝干气/h}$

$$L_w = L(1 + H_0) = 2\,558(1 + 0.007\,29) = 2\,576\text{ kg 湿空气/h}$$

求解空气离开干燥器的状态参数也可在 $H-I$ 图上进行。

联立式(1)及式(2)(略去下标 2),经整理得到

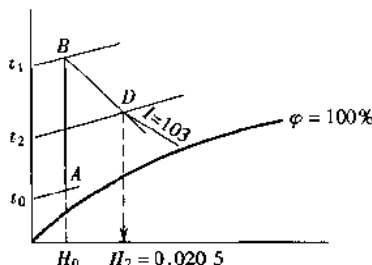
$$I = 113.9 - 490H$$

将上述线性方程标绘在本例附图上, 所得直线 BC 与 $t_2 = 50^\circ\text{C}$ 等温线的交点 D , 该点即为空气离开干燥器的状态参数坐标点, 由图读出:

$H_2 = 0.0205 \text{ kg/kg 绝干气}$ $I_2 = 103 \text{ kJ/kg 绝干气}$
与解析法所得 H_2 非常相近。

(4) 干燥器的热效率

$$\eta = \frac{W(2490 + 1.88t_2)}{Q_p} = \frac{34.1(2490 + 1.88 \times 50)}{2558(110.3 - 33.5)} = 0.4485 = 44.85\%$$



习题 5 附图

6. 将 500 kg 湿物料由最初含水量 $w_1 = 15\%$ 干燥到 $w_2 = 0.8\%$ (均为湿基)。已测得干燥条件下降速阶段的干燥速率曲线为直线, 物料的临界含水量 $X_c = 0.11 \text{ kg 水分/kg 绝干料}$, 平衡含水量 $X^* = 0.002 \text{ kg 水分/kg 绝干料}$, 以及等速阶段的干燥速率为 $1 \text{ kg 水分}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 一批操作中湿物料提供的干燥表面积为 40 m^2 , 试求干燥时间。

解: 本题包括了恒速与降速两个干燥阶段, 且由题给条件可得:

$$G' = 500(1 - 0.15) = 425 \text{ kg}$$

$$X_1 = \frac{0.15}{1 - 0.15} = 0.1765$$

$$X_2 = \frac{0.008}{1 - 0.008} = 0.00806$$

$$\tau_1 = \frac{G'(X_1 - X_c)}{U_c S} = \frac{425(0.1765 - 0.11)}{1 \times 40} = 0.7066 \text{ h}$$

$$\tau_2 = \frac{G'}{U_c S} (X_c - X^*) \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} = \frac{425}{1 \times 40} (0.11 - 0.002) \ln \frac{0.11 - 0.002}{0.00806 - 0.002} = 3.305 \text{ h}$$

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 0.7066 + 3.305 = 4.012 \text{ h}$$

7. 在常压逆流转筒干燥器中, 干燥某疏松颗粒状物料, 试设计转筒干燥器, 指定转筒的倾斜率 $T = 0.02 \text{ m/m}$ 。已知数据为

(1) 生产能力: 每小时干燥 1570 kg 湿物料。

(2) 空气状态: 空气进、出干燥器的温度分别为 $t_1 = 120^\circ\text{C}$ 、 $t_2 = 60^\circ\text{C}$, 空气进干燥器的湿度 $H_1 = 0.01 \text{ kg/kg 绝干气}$ 。

(3) 物料状态: 物料进、出干燥器的干基含水量 $X_1 = 1 \text{ kg/kg 绝干料}$ 、 $X_2 = 0.0363 \text{ kg/kg 绝干料}$, 颗粒平均粒度 $d_p = 600 \mu\text{m}$, 湿物料平均密度为 790 kg/m^3 。

在以上条件下, 实测出空气离开干燥器的流量为 32600 kg/h ; 干燥时间为 2.87 h 。

解: 略。

自测题答案

1-1 自测题答案

一、填空题

1. 560 mmHg 2. 位能 静压能 3. $\text{Pa}\cdot\text{s}$ P 或 cP $1\text{ cP} = 1 \times 10^{-2} P = 1 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 4. $\tau = \mu \frac{du}{dy}$ 牛顿型
 滞流 5. 流体静力学 任意截面 表压强 真空度 6. 抛物线 2 管壁粗糙度 Re 减小 7. ϵ/d 及 Re
 ϵ/d Re 8. 零 滞流内 薄 9. 不 摩擦阻力 10. 局部 平均速度 转子流量计 11. 定节流面积 变
 动压强差 定压强差 变动的截面积 12. 不是 流动状态 13. 1 20 14. $\sum h_i = \lambda \frac{l + \sum l_o}{d^5} \frac{u^2}{2}$ J/kg 15.
 $u_1/u_2 = (d_2/d_1)^2$ 16. 阻力系数法与当量长度法 17. 总机械能 位能、功能和静压能 不一定相等 互相
 转换 18. $(p_1 - p_2)/p_1 < 20\%$

二、选择题

1. D 2. D 3. A 4. A 5. D 6. B 7. D 8. D 9. A 10. C 11. C

三、计算题

1. $\rho_m = 3.38 \text{ kg/m}^3$ 2. $p_1 = 35.51 \times 10^3 \text{ Pa}$ (表压) 3. (1) $p_A \neq p'_A, p_B = p'_B$ (2) $h = 1.16 \text{ m}$ 4. $u = 2.8 \text{ m/s}$
 5. (1) $w = 109.5 \times 10^3 \text{ kg/h}$

(2) 先将 2—2' 面上软管挟死, 然后将它与压差计分开。尚缺少由 U 管左侧指示剂液面到 U 形弯管中心
 处的垂直距离 x 。计算式为

$$p_1 = p_a + R' g \rho_A + \rho_A g (x + h_1 + h_2)$$

R' 为拔去软管后压差计上的读数。

6. 喷嘴内侧压强 $= 68 \times 10^3 \text{ Pa}$ (真空度) 7. $h_2 = 864.5 \text{ mm}$ 8. $\Delta p_f = 2\ 256.3 \text{ Pa}$ 9. 管出口插入液面下合
 理。 10. 阀门开度为 1/4 时的当量长度为 29.52 m 11. (1) $N = 857.3 \text{ W}$ (2) $p = 216 \times 10^3 \text{ Pa}$ (表) 12. $N =$
 522 W 13. (1) 与细管相连的支管内指示剂液面较高 (2) $R = 97.1 \text{ mm}$ 14. $V = 476.4 \text{ m}^3/\text{h}$ 15. $Re = 1\ 266$ 属
 于滞流 16. 略

1-2 自测题答案

一、填空题

1. 叶轮 泵壳 轴封装置 2. 转能, 即使部分动能转换为静压能 3. $H-Q$ 、 $N-Q$ 、 $\eta-Q$ 4. 转速 水
 5. 气缚 6. 气蚀 7. 泵对单位重量液体提供的有效能量 m 8. 会 9. 泵的特性曲线和管路曲线交点
 10. 减小 减小 下降 增大 11. 不变 不变 增大 12. $\Delta h = \frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g}$ 13. 增大 增加 14. 出口阀
 门 旁路 15. 关闭 打开 16. $\frac{H_m - H_s}{H_m}$ 17. 增大 不变 18. 泵的流量与管路情况无关, 压头仅由输送系
 统要求决定 19. 风机对 1 m^3 气体提供的能量 Pa 20. $N = \frac{H_T Q}{\eta}$

二、选择题

1. C 2. C 3. B 4. A 5. A 6. D 7. A 8. D 9. C 10. B

三、计算题

1. $\eta = 52.8\%$ 2. $Q = 53.8 \text{ m}^3/\text{h}$ $H = 20.6 \text{ m}$ 3. $\Delta h = 4.26 \text{ m}$ $H_e = 5.71 \text{ m}$ 4. (1) $p_1 = 44\ 145 \text{ Pa}$ (表压)
(2) $H_e = 3 \text{ m}$, 大于实际安装高度, 该泵可安全运行 5. $Q = 14.4 \text{ m}^3/\text{h}$ 6. (1) $H_e = 18 + 1.806 \times 10^5 Q_e^2$ (2)
16.6% 7. IS 100-80-160 泵 8. 因新管路系统要求流量为 $15 \text{ m}^3/\text{h}$ 、压头为 16 m , 均分别低于泵所能提供的流量和压头, 故该泵在新的输送条件下仍可适用。

1-3 自测题答案

一、填空题

1. 加速运动 恒速运动 恒速运动 2.2 1/2 3. 越小 4. 气体的停留时间 $\theta \geq$ 沉降时间 θ_s 5. 滞流
6. 降尘室底面积 高度 7. 生产能力 除尘效率 允许压降 8. 降尘室 惯性除尘 旋风分离器 9. 固体
颗粒沉积于过滤介质表面而形成滤饼层的操作 固体颗粒沉积于较厚的过滤介质床层内部的操作 10. 1/4
11. 板框压滤机 叶滤机 转筒真空过滤机 12. 沉降式 分离式 过滤式 13. 常速离心机 高速离心机 超高速离心机

二、选择题

1. D 2. A 3. C 4. B 5. A 6. B

三、计算题

1. 约 123.9 倍 2. 先除尘 $V_s = 10.93 \text{ m}^3/\text{s}$ 先升温 $V_s = 5.982 \text{ m}^3/\text{s}$ 折算到 20°C 时 $V_s = 2.604 \text{ m}^3/\text{s}$
3. (1) $\eta_0 = 86\%$ (2) $d_c = 5.36 \times 10^{-6} \text{ m}$
4. (1) $5.556 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ (2) $\Delta V = 2.071 \text{ m}^3$
5. (1) $K = 5 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ $q_e = 0.031 \text{ m}^3/\text{m}^2$ $\theta_c = 19.2 \text{ s}$ $V_c = 0.25 \text{ m}^3$ (2) 2.181 m^3
6. (1) 3.031 m^3 (2) 1.829 h
7. (1) $6.927 \text{ m}^3/\text{h}$ (2) 8.35 mm

1-4 自测题答案

一、填空题

1. 热传导 热对流 热辐射 2. 单位温度差下热传导热通量或表示热传导能力的大小 $\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 3.
金属的 $\lambda >$ 非金属固体 $\lambda >$ 液体 $\lambda >$ 气体 λ 4. $Q = a\Delta t$ 流体温度和壁面温度差 5. 流体物性 流动状况
和原因 传热面的形状和布置 6. 层流内层 提高流体的流速 7. 热流方向 0.4 0.3 8. 对流传热系
数的准数 $\frac{\alpha l}{\lambda}$ 物性影响的准数 $c_p \mu / \lambda$ 9. 膜状冷凝 滴状冷凝 10. 自然对流 泡核沸腾 膜状沸腾
11. 间壁两侧流体传热的总热阻 设法减小起决定作用的分热阻 12. 管程 原油 13. U 形 浮头式 带补
偿圈的固定管板式 14. 套管式 管壳式 平板式等 15. 空气 蒸汽

二、选择题

1. A 2. B 3. D 4. A 5. B 6. B 7. C 8. B 9. C 10. B

三、计算题

1. (1) $q = 343.7 \text{ W}/\text{m}^2$ (2) $t = 89.1^\circ\text{C}$ 2. (1) $t_2 = 813^\circ\text{C}$ (2) $t_3 = 232^\circ\text{C}$ (3) $q = 670 \text{ W}/\text{m}^2$ 3. 减少
42.4% $\lambda_1 = 1.38 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ $\lambda_2 = 1.07 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 4. $Q = 68.7 \text{ kW}$ 5. $\frac{Q}{L} = 191.4 \text{ W}/\text{m}$ $t_3 = 131.2^\circ\text{C}$ 6.
 $q' = 1.25q$ 导热系数小的材料在内层 7. $\alpha_1 = 44.8 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 8. 1.66 倍 9. $\alpha_1 = 213 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 10. Q
 $= 2\ 500 \text{ kW}$ 11. $W_e = 1\ 925 \text{ kg}/\text{h}$ 12. $t_2 = 31.2^\circ\text{C}$ 13. $\Delta t_{\text{对井}} = 64.5^\circ\text{C}$, $\Delta t_{\text{对逆}} = 84.9^\circ\text{C}$ 14. $\Delta t_m \approx 40^\circ\text{C}$ 15.
 $K_1 = 38.4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, $K_0 = 30.7 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 16. $L = 4.07 \text{ m}$ 17. 约增加 1% 18. $K_0 = 504 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ K_0 值
下降 49.3% 19. $T = 102.5^\circ\text{C}$ 20. 不合用 可增大冷却水用量 21. (1) $\alpha_1 = 90 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ (2) $K_0 = 71.5 \text{ W}/$

($\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$) (3) 可满足要求 22. (1) $W_k = 88.6 \text{ kg/h}$ (2) $L = 9.34 \text{ m}$ (3) $t_2 = 75.3 ^\circ\text{C}$ 23. 1.83 倍 24. $t_2 \approx 44 ^\circ\text{C}$ 25. (1) $\alpha_1 = 358 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ (2) $T = 186 ^\circ\text{C}$

1-5 自测题答案

一、填空题

1. 蒸发 1 kg 水分消耗的加热蒸汽量, kg/kg 2. (1) 因溶液蒸汽压下降而引起 (2) 因液柱静压强而引起 (3) 因流动阻力而引起 3. 相等 4. (1) 蒸发 $W \text{ kg/h}$ 水分 (2) 将 $F \text{ kg/h}$ 原料液从温度 t_0 加热到蒸发操作的沸点 t_1 (3) 损失于周围环境中 5. 循环型(非膜式)和非循环型(膜式) 6. 单位时间内从溶液中蒸发的水分 蒸发量 7. 单位时间单位传热面积上蒸出的水分量 $U = W/S \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 8. 不如 相等 n 倍 9. 沸腾侧污垢热阻和沸腾传热系数 及时放出不凝性气体 急剧下降 10. 总温差损失等于或大于加热蒸汽温度与冷凝器温度之差 $\Sigma \Delta \geq (T - T_k)$ 无法进行 11. 抽出由溶液带入的不凝性气体 蒸发器内真空度 12. 大于 在多效系统中温度差损失 n 次, 而单效只损失一次

二、计算题

1. $T = 134.1 ^\circ\text{C}$

1-6 自测题答案

一、填空题

1. 组分在溶剂中溶解度之差异 2. 难溶 3. 不变 减小 不变 4. 大于 上方 5. $X^* - X \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 6. 气膜 7. 易溶 0.099 7 8. 液膜阻力 $\frac{H}{k_G}$ 9. 几乎不变 增大 10. 通过气、液两膜层的分子扩散过程 11. 增大 增加 12. 无限高 13. 90% 14. mV/L 平衡线和操作线斜率之比 15. 填料的特性 流体的物性 液气比 16. 液泛 液体再分布

二、选择题

1. A 2. D 3. A 4. C 5. C 6. B 7. A 8. B 9. C 10. C

三、计算题

1. $y = 0.05$ $Y = 0.052$ 6 2. $c = 0.882 \text{ kmol}/\text{m}^3$ $x = 0.015$ 6 $X = 0.015$ 9 3. $x = 5.24 \times 10^{-6}$ 9.32 g (O_2)/ m^3 4. $E = 75.9 \text{ kPa}$ $H = 7.32 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{Pa})$ $m = 0.749$ 5. (1) 吸收 (2) 平衡状态 (3) 脱吸 6. $k_y = 3.84 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ $k_x = 1.02 \times 10^{-2} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ $K_y = 3.66 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 气膜控制 7. $N_A = 6.11 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 8. $\Delta Y_1 = 0.032$ 4 $\Delta Y_2 = 0.005$ 03 9. $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = m\varphi$ 10. (1) $X_1 = 0.016$ 2 (2) $L' = 325.5 \text{ kg/h}$ 11. (1) $\frac{L}{V} = 777$ $X_1 = 2.50 \times 10^{-5}$ (2) $\frac{L}{V} = 77.7$ $X_1 = 2.5 \times 10^{-4}$ 12. $N_{\text{OC}} = 49$ 13. $H_{\text{OC}} = 1.37 \text{ m}$ 14. $Z = 3.95 \text{ m}$ 15. $K_1 \alpha = 299.4 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 16. 原填料层可降至 1.8 m 17. (1) $X_1 = 0.031$ 33 (2) $H_{\text{OC}} = 0.848 \text{ m}$ 18. $Z = 5.38 \text{ m}$

1-7 自测题答案

一、填空题

1. 均相液体混合物 挥发度差异 2. 相同 大于 3. 大于 4. 下降 升高 升高 不利 5. 易挥发组分 难挥发组分 不能用普通蒸馏方法分离 6. 互呈平衡 液相组成均匀一致 7. 0.794 8. $R = 3$ $x_D = 0.96$ 9. 塔顶易挥发组分含量高 塔底压力高于塔顶 10. $x = 0.411$ $y = 0.632$ $\alpha = 2.46$ 11. 五种 冷液体 小于 12. $y_n = 0.82$ $x_n = 0.70$ $y_{n+1} = 0.75$ $x_{n+1} = 0.62$ 13. (1) $>$ (2) $>$ (3) $<$ (4) $<$ (5) $<$ 14. ∞ 0 $y_{n+1} = x_n$ 15. 塔板压降 液泛 雾沫夹带 漏液 液面落差 16. 雾沫夹

带线 液泛线 液相负荷上限线 漏液线 液相负荷下限线 适宜操作区 适宜操作区内 17.上移 下移 右移 18.操作线与负荷性能图上曲线的两个交点所对应的气体流量的上限与下限的比值

二、选择题

1.A 2.A 3.B 4.C 5.C 6.C 7.A 8.C 9.C 10.C 11.A 12.B 13.A、C 14.A 15.C

三、计算题

1. $t_b = 95.4^\circ\text{C}$ 2. $x_A = 0.580$ 3. $\alpha_m = 2.48$ 4. (1) $D/F = 0.379$ (2) $x_w = 0.064$ 5. $D = 35.7 \text{ kmol/h}$ $x_D = 0.97$ 6. (1) $\eta_D = 97.59\%$ (2) $y_{n+1} = 0.722x_n + 0.267$ (3) $y'_{m+1} = 1.329x'_m - 0.006$ 7. $V = V' = 189.5 \text{ kmol/h}$ 8. $q = 1.073$ 9. $N_T = 10$ (包括再沸器) $N_F = 5$ 10. $y_{n+1} = 0.714x_n + 0.257$ $y'_{m+1} = 1.685x'_m - 0.034$ 11. (1) $R = 5.65$ (2) $R = 3.29$ 12. (1) $x_F = 0.3$ $q = 1.2$ (2) $y_{n+1} = 0.76x_n + 0.225$ 13. $y_2 = 0.912$ 14. $E_{Mv,n} = 50\%$ 15. (1) $z = 15.6 \text{ m}$ (2) $D = 0.77 \text{ m}$

1-8 自测题答案

一、填空题

1.溶解度的差异 2.纯物质 二元混合液 三元混合液 3. y_A/x_A 愈好 4.物系 温度 组成 5.加大 减小 6.越大 7.2.643 无穷大 大于1 8.两相区 单相区 两相区 9.2.438 84.3 10.溶解度 选择性 组分 B、S 的互溶度 萃取剂回收的难易 11.两相区 12.逐级接触 微分接触 微分接触式 级式接触式 13.脉冲填料塔 液体脉动筛板塔 往复筛板塔 14.混合-澄清槽 塔式萃取器 离心式萃取器

二、选择题

1.D 2.C 3.D 4.A B

三、计算题

1. (1) $y'_{\max} = 0.8$ $x' = 0.08$ $S/F = 2.95/2.75$ $E'/R' = 0.32/0.4$ (2) 采用两级逆流或错流萃取均可达到要求 2. (1) 1.071 (2) 14 3. 0.142 9 4. (1) 1.108 (2) 9.23 (3) 0.433 3 m

1-9 自测题答案

一、填空题

1.不变 降低 增高 不变 2. $\varphi = 100\%$ 不变 降低 降低 降低 3.干湿球温度计 4.露点 5.湿物料表面的水汽分压大于干燥介质中的水汽分压,存在传热传质推动力 热量传递和质量传递 6. 0.028 43 113.3 7.减小 增大 8.温度 湿度 流速 9.表面汽化 干燥介质的状况、流速及其与物料的接触方式 内部迁移 物料结构、尺寸及其与干燥介质的接触方式、物料本身的温度 10.热空气的湿球温度 11. 0.17 0.39 12. $U = \frac{dW}{Sd\tau} = -\frac{GdX}{Sd\tau}$ $U = \frac{\alpha(t-t_w)}{r_L}$ 13. 4.0 0.20 0.04 14.干燥器不补充热量,忽略干燥器的热损失,忽略加热物料所消耗的热量 相等(该题也可用下列方式回答: $Q_0 = 0$, $Q_L = 0$, $G(F_2 - F_1) = 0$ $I_1 = I_2$) 15.厢式干燥器 气流干燥器 流化床干燥器 16.加速运动 恒速运动 加速运动段

二、选择题

1.C 2.B 3.D 4.A 5.A 6.C 7.A 8.B 9.D 10.C 11.D 12.C 13.B 14.C 15.B 16.D 17.C

三、计算题

1. $p = 3.156 \text{ kPa}$ $t = 70.3^\circ\text{C}$ $I = 123.4 \text{ kJ/kg}$ 绝干气, $t_d = 25^\circ\text{C}$ $v_H = 1.002 \text{ m}^3/\text{kg}$ 绝干气
2. (1) $\Delta I = 61.7 \text{ kJ/kg}$ 绝干气 (2) $W = 0.014 \text{ kg/kg}$ 绝干气;图解过程略
3. (1) 180.4 kg/h (2) 11 920 kg/h (3) 41.5 $^\circ\text{C}$

4. $t_1 = 95.1\text{ }^{\circ}\text{C}$ $Q_p = 14.75\text{ kW}$

5. (1) 159.2 kg/h (2) $9\ 951\text{ kg/h}$ (3) $7.166 \times 10^5\text{ kJ/h}$ 或 199.1 kW (4) $54\ 000\text{ kJ/h}$ 或 15 kW (5) 53.3%

6. $U_c = 3.251\text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ $W = 0.975\text{ kg/h}$ 7. 1.593 h 8. 需延长 0.756 h

考试点
kaoshidian.com

附 录

复习考试大纲

总 要 求

本课程注重工程概念与共性问题的研究(物料衡算、热量衡算、物系的平衡关系与传递速率)。其主体内容包括了一些最基本的单元操作(即过程与设备):流体流动、流体输送机械、传热、吸收、蒸馏、固体物料干燥等。

通过本门课程的学习应达到:

1. 掌握上述各单元操作的基本概念和原理。
2. 掌握各单元操作典型设备的结构、原理、特点。
3. 能对各单元过程及设备进行常规的设计和计算。
4. 能正确分析影响单元操作的主要因素。

内 容

一、流体流动

【要求】 本部分应掌握的内容为:

1. 不同的单位制及单位换算。
2. 流体静力学基本方程及其应用。
3. 流体流动的连续性方程及其应用。
4. 柏努利方程及其应用。
5. 流体流动时的阻力计算。

(一)概述

了解流体流动及输送问题的重要性。

了解流体的连续性。

了解流体的性质:密度、比体积^①。

了解不同的单位制,掌握单位换算。

(二)流体静力学

了解静压强的定义、性质、单位及表示法。

理解静力学基本方程及其应用(U形管压差计、液位测量、液封高度的确定)。

(三)流体运动的衡算方程

了解流动流体的流量和流速;定态流动与非定态流动。

掌握流体流动的质量衡算——连续性方程式及其应用。

掌握流体流动的能量衡算——柏努利方程式及其应用。

理解柏努利方程式应用时应注意的问题(几何意义、能量转换、单位、基准面与截面选取原则)。

① 过去称比容。

(四)管内流体流动现象

了解牛顿粘性定律及流体的粘度,掌握粘度的单位换算。

理解雷诺数与流体流动类型(层流与湍流的特征,速度分布的不同)。

(五)流体流动的阻力

掌握流体在直管中流动阻力的计算。

掌握层流时摩擦系数的计算。

掌握湍流时摩擦系数的计算[$\lambda-Re-(\epsilon/d)$ 关系图的使用]。

了解速度平方区的概念。

了解水力半径、当量直径。

掌握局部阻力的计算(当量长度法、阻力系数法)。

(六)简单管路的计算

掌握一般简单管路的计算。

了解简单管路计算中的试差法。

(七)流速和流量的测量

了解皮托管、孔板流量计、转子流量计的基本结构、测量原理及应用场合。

二、流体输送机械

【要求】 本部分应掌握的内容为:

- 1.离心泵的性能参数、特性曲线、工作点及流量调节。
- 2.离心泵安装高度的确定原则及离心泵的选用方法。

(一)概述

了解流体输送机械在化工生产中的应用。

理解流体输送机械的主要技术指标——压头和流量。

了解流体输送机械的分类。

(二)液体输送机械

理解离心泵的工作原理,了解离心泵的主要零部件。

掌握离心泵的性能参数、特性曲线、工作点和流量调节。

理解离心泵安装高度的确定原则。

了解离心泵类型,掌握其选用方法。

了解往复泵作用原理及结构。

了解往复泵性能参数及流量调节。

了解齿轮泵、螺杆泵、旋涡泵的特点。

(三)气体输送机械

了解离心式通风机及鼓风机的结构与性能。

* 三、非均相物系的分离

【要求】 本部分应掌握的内容为:

- 1.重力沉降和离心沉降。
- 2.过滤基本方程式和恒压过滤的计算。

(一)重力沉降

理解重力沉降速度定义和计算方法。

掌握降尘室的计算原则。

(二)离心沉降

* 为选学内容。读者可根据要求选用。

了解离心沉降速度和离心分离因素。

掌握旋风分离器操作原理、性能和选用。

(三)过滤

了解过滤的基本概念。

理解过滤基本方程式。

掌握恒压过滤的计算。

了解常见过滤设备:板框压滤机和转筒真空过滤机。

四、传热

【要求】 本部分应掌握的内容为:

1.热传导过程的基本原理及其计算方法。

2.对流传热过程的基本原理及其计算方法。

3.传热速率方程的应用($Q = KS\Delta t_m$ 中的 Q 、 S 、 Δt_m 、 K 的计算),能根据计算结果及工艺要求选用合适的换热器。

(一)概述

了解传热过程在化工中的应用。

了解传热的基本方式:热传导、对流传热、热辐射。

(二)热传导

理解傅立叶定律、导热系数、导热推动力和热阻的概念。

掌握单层及多层平壁定态热传导的计算。

理解单层及多层圆筒壁定态热传导的计算。

(三)对流传热

理解对流传热的基本概念。

理解牛顿冷却定律、对流传热系数的概念、对流传热的推动力与热阻。

理解准数方程、准数的意义、定性温度、定性尺寸。

理解流体在圆形直管中作强制对流时传热膜系数的计算。

了解有相变的传热(冷凝、沸腾)。

(四)传热计算

掌握传热速率方程的应用,包括:热负荷 Q 、总传热平均温度差 Δt_m 、总传热系数 K 和传热面积 S 的计算。

理解污垢热阻、总热阻的概念。

理解强化传热的途径。

(五)换热器

了解列管式换热器的结构、特点、选型原则。

了解套管式换热器及板式换热器的结构、特点及应用。

* 五、蒸发

【要求】 本部分应掌握的内容为:

1.蒸发器的结构和选型。

2.单效蒸发及其计算。

3.多效蒸发与单效蒸发的比较。

(一)蒸发器的型式

了解常见蒸发器的结构特点。

了解蒸发器选型基本因素。

(二)单效蒸发器及其计算

理解温度差损失和溶液沸点的计算。

掌握单效蒸发计算,求取蒸发量、加热蒸汽消耗量和蒸发器传热面积的方法。

(三)多效蒸发

了解多效蒸发的流程。

了解多效蒸发中效数的限制和最佳效数。

六、吸收

【要求】 本部分应掌握的内容为:

- 1.亨利定律的表达式及应用。
- 2.吸收速率方程及吸收系数。
- 3.吸收剂用量的确定。
- 4.填料层高度的计算。
- 5.能够运用吸收操作的基本知识和基本原理分析影响吸收操作的主要因素。

(一)概述

了解气体吸收过程在化工生产中的应用及吸收剂选择的原则。

了解吸收操作的依据。

了解吸收过程的分类。

(二)气液相平衡

理解用不同方法表示的相组成及各种相组成之间的换算。

理解气体在液体中的溶解度。

掌握亨利定律不同的表达形式,各系数之间的关系。

理解相平衡与吸收过程的关系——判断过程方向、过程极限,计算过程的推动力。

(三)吸收过程的速率

了解菲克定律:分子扩散、涡流扩散和对流扩散的概念。

理解传质机理、双膜理论。

掌握吸收速率方程式、吸收分系数、总吸收系数。理解气膜控制、液膜控制、双膜控制的吸收过程。

(四)吸收塔计算

掌握低浓度气体吸收的物料衡算和操作线方程。

掌握吸收剂用量与最小液气比。

掌握填料吸收塔填料层高度计算。理解传质单元高度和传质单元数。掌握对数平均推动力法和了解解析法(吸收因数法)。

(五)填料塔

了解填料塔的结构与填料特性(比表面积、空隙率)。

了解填料塔的流体力学特性、气体通过填料层压降、液泛概念。

了解填料塔的附件、支承板、气体和液体分布装置。

七、蒸馏

【要求】 本部分应掌握的内容为:

- 1.理解溶液的相平衡关系、相图和用相对挥发度表示的相平衡方程。
- 2.精馏塔物料衡算和操作线方程。
- 3.图解法求理论板数。
- 4.回流比的选择。
- 5.精馏塔效率。
- 6.影响精馏过程主要因素的分析。

(一)概述

了解液体蒸馏操作在化工生产中的应用。

了解蒸馏操作的依据。

了解蒸馏过程的分类。

(二)双组分理想溶液的气液相平衡

掌握拉乌尔定律,理解沸点—组成图($t-x-y$ 图)和 $x-y$ 图。

理解挥发度及相对挥发度。掌握用相对挥发度关联的相平衡方程式。

(三)精馏原理

理解多次部分汽化和部分冷凝过程。

理解回流(塔顶液相回流与塔底气相回流)在精馏操作中的作用。

(四)双组分连续精馏塔的计算

了解连续精馏装置。

理解理论板的概念与恒摩尔流的假定。

掌握全塔物料衡算和精馏段及提馏段操作线方程。

掌握理论板的两种计算方法:逐板计算法及图解法。

理解进料热状态的影响及 q 线方程。

理解最小回流比、全回流,掌握回流比及其选择。

(五)板式塔

了解板式塔的结构及主要类型(以筛板塔、浮阀塔为主)。

了解板式塔的流体力学特征:气、液两相接触状态。

掌握全塔效率与单板效率的概念与计算。

理解塔板负荷性能图。

八、萃取

【要求】 本部分应掌握的内容为:

1.三元体系的液—液相平衡。

2.萃取过程的计算。

(一)概述

了解萃取操作原理和特点。

(二)三元体系液—液相平衡

理解相平衡关系在三角形相图上的表示方法。理解杠杆规则。

了解萃取过程在相图上的表示。

(三)萃取过程的计算

理解单级萃取的计算。

了解多级逆流萃取的计算。

(四)液—液萃取设备

了解萃取设备的类型和特性。

九、固体物料干燥

【要求】 本部分应掌握的内容为:

1.湿空气的性质及焓—温度图的应用。

2.干燥过程的物料衡算和热量衡算。

3.湿物料所含水分的性质。

4.干燥速率和在恒定干燥条件下干燥时间的确定。

(一)概述

了解固体干燥过程的分类及应用。

了解对流干燥的特点。

(二)湿空气的性质及焓-湿图

掌握温度、相对湿度、水蒸气分压、干球温度、湿球温度、绝热饱和温度、露点、焓的定义。

掌握焓-湿图及其应用(干燥过程中空气状态点变化的图示)。

(三)干燥过程的物料衡算和热量衡算

掌握干燥过程的物料衡算,湿基与干基换算。

掌握连续干燥过程的热量衡算。预热器传热量与理想干燥器计算。

理解干燥器出口空气状态的确定。

(四)干燥速率和干燥时间

理解物料中所含水分的性质:结合水、非结合水、平衡水、自由水。

了解干燥速率,理解在恒定干燥条件下的干燥曲线与干燥速率曲线。

了解在恒定干燥条件下恒速干燥与降速干燥阶段的特点,掌握在恒定干燥条件下干燥时间的计算。

(五)干燥器

了解工业常用干燥器:箱式干燥器、气流干燥器、流化床干燥器的基本结构、操作特点及应用场合。

考试点
kaoshidian.com

模拟试题

一、填空题(共 30 分, 每小格 2 分)

1. 某设备的表压强为 50 kPa, 则它的绝对压强为 _____ kPa; 另一设备的真空度为 360 mmHg, 则它的绝对压强为 _____ mmHg。(当地大气压为 101.33 kPa)
2. 离心泵的主要部件有 _____、_____ 和 _____。
3. 在卧式列管换热器中, 用饱和水蒸气冷凝以加热原油, 则原油宜在 _____ 程流动; 总传热系数接近于 _____ 的对流传热系数。
4. 精馏操作的依据是 _____; 实现精馏连续稳定操作的必要条件是 _____ 和 _____。
5. 吸收过程中, 液相总吸收系数 K_x 和液膜吸收系数 k_x 是以 _____ 和 _____ 为推动力的吸收系数, 其单位是 _____。
6. 若维持不饱和空气的湿度不变, 提高其干球温度, 则空气的湿球温度将 _____, 露点温度将 _____。

二、选择题(共 30 分, 每题为 3 分)

1. 牛顿粘性定律适用于牛顿型流体, 且流体应呈()。
A. 滞流流动 B. 湍流流动 C. 过渡流 D. 静止状态
2. 流体在圆直管中作滞流流动时, 其直管阻力损失与流速 u 的关系为()。
A. 与 u^2 成正比 B. 与 u^1 成正比 C. 与 $u^{1.75}$ 成正比 D. 与 $u^{0.5}$ 成正比
3. 离心泵的轴功率 N 与流量 Q 的关系为()。
A. Q 增大, N 增大 B. Q 增大, N 减小
C. Q 增大, N 先增大后减小 D. Q 增大, N 先减小后增大
4. 通过三层平壁的定态传导过程, 各层界面接触均匀, 第一层两侧面温度为 120 °C 和 80 °C, 第三层外表面温度为 40 °C, 则第一层热阻 R_1 与第二、三层热阻 R_2 、 R_3 的大小为()。
A. $R_1 > (R_2 + R_3)$ B. $R_1 < (R_2 + R_3)$ C. $R_1 = (R_2 + R_3)$ D. 无法确定
5. 在列管式换热器中, 用常压水蒸气冷凝以加热空气, 空气平均温度为 20 °C, 则换热管壁面温度约为()。
A. 20 °C B. 100 °C C. 60 °C D. 40 °C
6. 在精馏塔设计中, 若 x_F 、 x_D 、 x_W 、 R 及 α 均不变, 当 q 值增大时, 则所需理论板数将()。
A. 增大 B. 不变 C. 减小 D. 不确定
7. 在精馏塔中分离某理想两组分溶液, 且 x_D 、 x_W 、 α 及 q 一定, 若进料组成为 $x_{F,1}$, 相应最小回流比为 $R_{m,1}$, 进料组成为 $x_{F,2}$, 相应的最小回流比为 $R_{m,2}$, 现 $x_{F,1} < x_{F,2}$, 则()。
A. $R_{m,1} > R_{m,2}$ B. $R_{m,1} = R_{m,2}$ C. $R_{m,1} < R_{m,2}$ D. 无法比较 $R_{m,1}$ 与 $R_{m,2}$ 的大小
8. 在逆流吸收塔中, 用清水吸收混合气中的溶质。已知液气比 L/V 为 2.7, 平衡关系可表示为 $Y = 1.5X$ (X 、 Y 为摩尔比), 吸收率为 90%, 则液气比与最小液气比之比值为()。
A. 1.5 B. 1.8 C. 2 D. 3
9. 当空气的相对湿度为 98% 时, 其干球温度 t 、湿球温度 t_w 、露点温度 t_d 间关系为()。

- A. $t = t_w = t_d$ B. $t > t_w > t_d$ C. $t < t_w < t_d$ D. $t > t_w = t_d$

10. 物料的平衡水分一定是()。

- A. 非结合水分 B. 自由水分 C. 结合水分 D. 临界水分

三、计算题(共 90 分)

1. (24 分)用离心泵将敞口贮槽中的液体输送到常压高位槽中,两槽液面保持恒定,两液面高度差为 12 m。输送管路直径为 $\phi 42 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$,管路总长为 50 m(包括管件、阀门的当量长度)。泵送液体流量为 $2.015 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ 。操作条件下液体的密度为 1260 kg/m^3 ,粘度为 $1 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。若泵的效率为 60%,试求泵的轴功率, kW。

摩擦系数 λ 可按下列式计算:

滞流时 $\lambda = 64/Re$;湍流时 $\lambda = 0.3164/Re^{0.25}$ 。

2. (22 分)在一单壳程、四管程的列管式换热器中,用饱和水蒸气将流量为 $53 \text{ m}^3/\text{h}$ 的某种油品从 60°C 加热到 80°C ,该油品的密度为 800 kg/m^3 ,粘度为 $6 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$,比热容为 $2 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ 。换热器的管束由 368 根 $\phi 19 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$ 的管子所组成,每根管子长度为 6 m。基于外表面积的总传热系数为 $110 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ 。冷凝水在饱和温度下排出,换热器的热损失可忽略。两流体的平均温度差可按算术平均温度差计算。试求饱和水蒸气的温度。

3. (14 分)在板式精馏塔中,分离某两组分理想溶液。进料量为 100 kmol/h ,组成为 0.5(摩尔分数),饱和液体进料。塔顶为全凝器,塔釜为间接蒸汽加热。塔顶易挥发组分的回收率为 90%。已知精馏段操作线方程式为 $y = 0.8x + 1.9$,试求:

- (1)塔顶及塔底产品流量, kmol/h ;
- (2)精馏段和提馏段上升蒸气流量, kmol/h 。

4. (16 分)在逆流操作的填料吸收塔中,用清水吸收混合气中溶质组分,已知进塔气相组成为 0.013(摩尔比,下同),出塔气相组成为 0.000 067,塔内惰气流量为 35 kmol/h 。操作条件下气液平衡关系为 $Y = 0.75X$ (X 、 Y 为摩尔比),适宜吸收剂用量为最小用量的 2 倍,试求:

- (1)适宜的吸收剂用量, kg/h ;
- (2)气相总传质单元数 N_{OG} 。

5. (14 分)在干燥器中干燥某湿物料。已知进干燥器的湿物料量为 0.278 kg/s ,经干燥后物料的含水量由 40%降至 5%(均为湿基)。湿空度的温度为 20°C 、湿度为 0.0062 kg/kg 绝干气,经预热后进入干燥器,离开干燥器时废气温度为 40°C 、湿度为 0.033 5。试求:

- (1)蒸发水分量, kg/h ;
- (2)所需新鲜空气用量, kg/h 。

模拟试题参考答案和评分标准

一、填空题

1. 151.33 400
2. 叶轮 泵壳 轴封装置
3. 管 原油
4. 组分的挥发度差异 塔顶液相回流 塔底上升蒸气流
5. $X^* - X$ $X_1 - X$ $\text{kmol}/(\text{m}^2\cdot\text{s}\cdot\Delta X)$
6. 增加 不变

二、选择题

1.A 2.B 3.A 4.C 5.B 6.C 7.A 8.C 9.B 10.C

三、计算题

1.解:在贮槽液面 1—1 和高位槽液面 2—2 间列柏努利方程式,并以 1—1 作基准面,可得 (2 分)

$$W_e = g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta u^2}{2} + \sum h_f \quad (2 \text{ 分})$$

其中 $\Delta z = 12 \text{ m}$ $\Delta u = 0$ $\Delta p = 0$ (表压) (3 分)

$$\sum h_f = \left(\lambda \frac{l + l_e}{d} + \sum \xi \right) \frac{u^2}{2} \quad (2 \text{ 分})$$

且 $u = \frac{V_s}{A} = \frac{2.015 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.038^2} = 1.778 \text{ m/s}$ (2 分)

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.038 \times 1.778 \times 1260}{1 \times 10^{-3}} = 8.51 \times 10^4 \text{ (湍流)} \quad (2 \text{ 分})$$

$$\lambda = 0.3164 / Re^{0.25} = 0.3164 / (8.51 \times 10^4)^{0.25} = 0.0185 \quad (2 \text{ 分})$$

$$\sum h_f = \left(0.0185 \times \frac{50}{0.038} + 1.5 \right) \times \frac{1.778^2}{2} = 40.85 \text{ J/kg} \quad (3 \text{ 分})$$

$$W_e = 12 \times 9.81 + 40.85 = 158.5 \text{ J/kg} \quad (2 \text{ 分})$$

$$w_s = V_s \rho = 2.015 \times 10^{-3} \times 1260 = 2.54 \text{ kg/s} \quad (2 \text{ 分})$$

故 $N = \frac{W_e \cdot w_s}{\eta} = \frac{158.5 \times 2.54}{0.6} = 671 \text{ W} = 0.671 \text{ kW}$ (2 分)

2.解:由总传热速率方程知

$$Q = K_o S_o \Delta T_m \quad (3 \text{ 分})$$

其中 $Q = W_c c_{pc} (t_2 - t_1)$ (3 分)

$$W_c = V_s \rho = \frac{53 \times 800}{3600} = 11.78 \text{ kg/s} \quad (2 \text{ 分})$$

$$Q = 11.78 \times 2 \times 10^3 \times (80 - 60) = 4.71 \times 10^5 \text{ W} \quad (2 \text{ 分})$$

$$S_o = n\pi d_o L = 368 \times \pi \times 0.019 \times 6 = 131.7 \text{ m}^2 \quad (4 \text{ 分})$$

$$\Delta T_m = \frac{Q}{K_o S_o} = \frac{4.71 \times 10^5}{110 \times 131.7} = 32.5 \text{ }^\circ\text{C} \quad (2 \text{ 分})$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{(T - 60) + (T - 80)}{2} = 32.5 \quad (2 \text{ 分})$$

解得 $T = 102.5 \text{ }^\circ\text{C}$ (2 分)

验算 $\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = \frac{102.5 - 60}{102.5 - 80} = 1.82 < 2$ 合理 (2 分)

3.解:(1)由精馏段操作线方程 $y = 0.8x + 0.19$ 知

$$\frac{R}{R+1} = 0.8 \text{ 得 } R = 4 \quad (2 \text{ 分})$$

$$\frac{x_D}{R+1} = 0.19 \text{ 得 } x_D = 0.95 \quad (2 \text{ 分})$$

由回收率定义 $\frac{Dx_D}{Fx_F} = 0.9$ (2 分)

故 塔顶产品流量 $D = \frac{0.9 \times 100 \times 0.5}{0.95} = 43.37 \text{ kmol/h}$ (2 分)

塔底 $W = F - D = 100 - 43.37 = 52.63 \text{ kmol/h}$ (2 分)

(2)精馏段上升蒸气量 V 为

$$V = (R+1)D = (4+1) \times 43.37 = 236.9 \text{ kmol/h} \quad (2 \text{ 分})$$

提馏段上升蒸气量 V' , 因饱和液体进料 ($q = 1$), 故

$$V' = V - 236.9 \text{ kmol/h} \quad (2 \text{ 分})$$

4. 解: (1) 适宜吸收剂用量 L

L_{\min} 由吸收塔物料衡算求得

$$V(Y_1 - Y_2) = L_{\min}(X_1^* - X_2) \quad (3 \text{ 分})$$

其中 $X_1^* = \frac{Y_1}{m} = \frac{0.013}{0.75} = 0.0173 \quad (2 \text{ 分})$

$$X_2 = 0 \quad (1 \text{ 分})$$

$$L_{\min} = \frac{35 \times (0.013 - 0.000067)}{0.0173} = 26.2 \text{ kmol/h} \quad (2 \text{ 分})$$

$$L = 2L_{\min} = 2 \times 26.2 = 52.4 \text{ kmol/h} = 943 \text{ kg/h} \quad (2 \text{ 分})$$

(2) 气相总传质单元数 N_{OG}

N_{OG} 可用解析式或平均推动力法计算, 即

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] \quad (2 \text{ 分})$$

其中 $S = \frac{mV}{L} = \frac{0.75 \times 35}{52.4} = 0.5 \quad (2 \text{ 分})$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-0.5} \ln \left[(1-0.5) \times \frac{0.013}{0.000067} + 0.5 \right] = 9.16 \quad (2 \text{ 分})$$

5. 解: (1) 蒸发水分量 W

$$W = G_c(X_1 - X_2) \quad (2 \text{ 分})$$

其中 $G_c = G_t(1 - w_1) = 0.278 \times (1 - 0.4) = 0.1668 \text{ kg/s} \quad (2 \text{ 分})$

$$X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{0.4}{1 - 0.4} = 0.6667 \quad (2 \text{ 分})$$

$$X_2 = \frac{w_2}{1 - w_2} = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.05263 \quad (2 \text{ 分})$$

$$W = 0.1668 \times (0.6667 - 0.05263) = 0.1024 \text{ kg/s} \quad (2 \text{ 分})$$

(2) 新鲜空气用量 L'

绝干空气用量为

$$L = W/(H_2 - H_1) = 0.1024/(0.0335 - 0.0062) = 3.751 \text{ kg/s} \quad (2 \text{ 分})$$

$$L' = L(1 + H_1) = 3.751 \times (1 + 0.0062) = 3.774 \text{ kg/s} \quad (2 \text{ 分})$$