

化工原理实验 讲义

西北师范大学化学化工学院
二零一五

目 录

实验一 认识实验及数据处理方法	1
实验二 流体流动型态及临界雷诺数的测定	6
实验三 伯努利方程实验	8
实验四 流体流动阻力的测定	11
实验五 离心泵特性曲线的测定	19
实验六 流量计性能测定	28
实验七 对流传热系数 α_i 的测定	33
实验八 填料吸收塔的操作及其 K_{ya} 的测定	44
实验九 板式精馏塔的操作及其性能评定	50
实验十 液-液萃取塔的操作及其传质单元高度的测定	58
实验十一 流化床干燥器的操作及其干燥速率曲线的测定	68
实验十二 恒压过滤常数测定实验	73
实验十三 二元气液相平衡数据的测定	83
实验十四 仿真实验	87

实验一 认识实验及数据处理方法

一、实验目的：掌握化工实验数据的处理方法。

二、基本原理

1、实验误差

(1)误差的意义

A、绝对误差和偏差

某量值的绝对误差是指测定值与真值的差。

$$\text{绝对误差} = \text{测定值} - \text{真值}$$

一般说来，真值是未知的，因此，误差也是未知的。但有些情况下真值是可以知道的，又有些情况从相对的意义来说是知道的，真值可知的情況如下：

I、理论真值：例如三角形三内角之和为 180° 。

II、计量学约定真值：例如铂铱合金的国际千克原器的质量等于 1 千克。

III、标准器相对真值：高一级标准器与低一级标准器或普通仪器的误差相比为其 1/5(或 1/3—1/2)时，则可以认为前者是后者的相对真值。例如：标准温度计测量的温度可以作为普通温度计测量值的相对真值。在实际测量中，广泛使用的是相对真值。

实验科学中，在有系统误差情况下，经无限多次测量得到的数据的平均值，即为非常接近于真值的数据；在无系统误差情况下，取有限次测量的平均值，则可作为真值的近似值。测量值与平均测量值之差为偏差。

$$\text{偏差} = \text{测量值} - \text{平均测量值}$$

B、相对误差

相对误差是误差在测量数值中所占的百分率。

$$\text{相对误差} = \text{误差} / \text{真值} \times 100\%$$

由于一般情况下误差总是很小的数值，因此，可以用测定平均值或用测定值代替真值。

$$\text{相对误差} \approx \text{误差} / \text{测定值} \times 100\%$$

(2)误差的分类

误差可分为两类：系统误差和偶然误差

A、系统误差

是由于测定过程中某些经常性的原因所造成的误差，它对测定结果的影响比较固定，在同一条件下的重复测定中重复出现，使测量结果经常偏高或偏低。系统误差中也有对测量结果的影响不是固定的，在不同条件下测定，它们对测定结果影响不同，甚至正负值也不一样。但是，无论是恒定的还是非恒定的系统误差，都是能预先估计的，可以通过适当校正而将其消除，故系统误差又称可测误差。

B、偶然误差

在相同条件下多次测量时，误差的绝对值和符号时大时小，时正时负，故偶然误差又称随机误差，这类误差不能预计，但具有抵偿性质，增加测量次数，偶然误差的平均值趋于零。

(3)准确度和精密度

不准确度是指测定结果偏离真值的程度，它与系统误差的随机误差合成的大小相对应，国内外习惯称之为准确度，其含义乃是不准之意，值得注意，目前在国际上误差名词尚未统一，因此，文献中同一名词的含义却不尽相同；例如：“准确度”一词在有些文献中可单指系统误差。

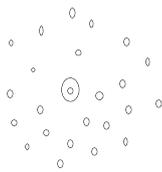
在实际测量过程中，往往需要做几次平行测定。精密度是指测定结果偏离平均值的程度，常用偏差来表示：

$$\text{算术平均误差 } d = \sum_{i=1}^n \frac{|X_i - \bar{X}|}{n}$$

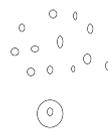
$$\text{标准偏差 } S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})^2}{n-1}}$$

其中 X_i 为单次测定值， \bar{X} 为多次测定值的平均值， n 为测定次数。精密度又称精度，精度这个词也常用作泛指性的广义名词。例如：实验相对误差为 0.01，则常笼统说精度为 10^{-4} 。如果是由系统误差与随机误差共同引起，则可说其准确度为 10^{-4} 。

精密度高只是准确度高必要条件，而不是充分条件，不能说精密度高则准确度一定高。A 图系统误差小而随机误差大，精密度低。B 的系统误差大而随机误差小，精密度高，但准确度并不高。C 的系统误差和随机误差都小，即准确度高。



A



B



C

(4)有效数字及其运算规则

在科学实验中，不仅要准确测量，而且要正确地记录和计算。记录的数字不仅表示数量的大小，而且要正确地反映测量的精确程度。

例如：用电位差计测量热电偶的热电势，记为：0.7649mv 或记为 764.9 μ v，反映的精度是相同的，即第四位数字是可疑的，可能有上下一个单位的误差，即 ± 0.00005 mv 或 ± 0.05 μ v。这里我们称这一测定值具有四位有效数字。测量结果用几位数字来表示，决定于测量仪器的精度和测量值的大小。

在科学工作中，为了清楚地表示出数值的精度，可将有效数字写出，并在第一个有效数字的后面加上小数点，而数值的量用 10 的整数幂来确定。这种用 10 的整数幂来表示数的方法称为科学记数法。

例如：0.000388 可写作 3.88×10^{-4} ，而 38800 可写作 3.88×10^4 。

有效数字运算规则如下：

(1)加和减的舍入规则

有效数字运算过程中，允许多写一位或两位数字，并用小写数字来表示，称之为安全数字，加减运算中，最后结果的有效数字，自左起不超过参加运算的数字的第一个出现的安全数字。例如：

$$\begin{array}{r} 60.43 \\ + 22.327 \\ \hline \end{array}$$

82.757 \approx 82.76 (三位有效数字)

(2)乘和除的舍入规则

乘除运算中，最后结果的有效数字不超过参加运算的数字中的最少有效数字，例如：

$$\begin{array}{r} 2432 \\ \times 0.341 \\ \hline 2432_ \\ 9728 \\ 7296 \\ \hline 829.312 \approx 829 \text{ (两位有效数字)} \end{array}$$

凡有效数字第一位为 8 或 9 时，在乘除运算中，可视为多一个数的有效数。例如：9.27 已接近 10.00，可以认为它是四位有效数。

2、数据处理

在实验过程中，所获得的初始实验数据，常常需要加工整理或进一步推算出其它参量。这些原始数据和一系列计算结果需要用最合适的方式表示出来。在化工实验中，数据处理主要有以下几个方面：

(1)实验数据列成表格

将实验直接测得的一组数据，或根据测量值计算得到的一组数据，按照自变量和应变量的原样，依一定的顺序一一对应列出数据表。例如：热电偶标定实验测得一组数据，以温度为自变量，以热电势为应变变量列成数据表。这种列表法最为简单。但使用起来不一定方便。因为因变量不是等间距的，自变量的间距也不够细。这就需要根据实验数据重新分度。进行一系统插值计算，使表中所列数据有规则地排列起来，而且希望自变量作等间距顺序排列，以便查阅使用方便。

根据部分数据重新列表的方法很多，最好的方法是采用抛物线插值方法，用微型计算机对数据进行处理。附录一给出抛物线插值源程序。

列数据表注意如下事项：

A、表格要有简明扼要而又符合内容的标题名称。

B、项目应写明名称、符号及单位。当数据的数值很大时，应采用科学记数法。例如：

$E=1.42 \times 10^{-3}$ 大气压，当列表时，项目名称写为： $E \times 10^{-3}$ (大气压)，而表中数字写为：1.42。

C、数字的写法应注意有效数字的位数，每列之间小数点对齐。

D、若直接记录实验数据作表，则在实验中应注意自变量尽可能取等间距和整数。

(2)实验数据整理

将实验数据的函数关系整理成图形，形式直观，容易被人们所理解。绘制图形须注意下列几点：

A、坐标分度的选择，要反映出实验数据的有效数字位数，并与被标数值的精度相一致，坐标分度不一定从零开始，要使图形尽量满全幅坐标纸。注意在坐标轴两端要标明变量名称、符号和单位。

B、在同一图形中欲表示几种测量值，则各点要用不同符号（如 \bullet \circ \odot \times Δ ），以示区别。

C、实验曲线以直线最易标绘，使用也方便，因此处理数据时，尽量使曲线直化，例如：反应速度常数与温度的关系为

$$k_T = k_0 e^{-E/RT}$$

若两边取对数则

$$\ln k_T = -\frac{E}{R} \cdot \frac{1}{T} + \ln k_0$$

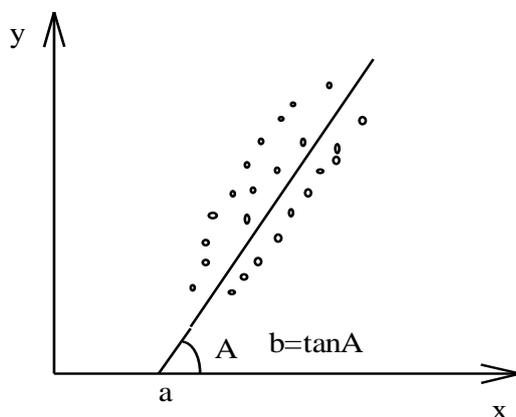
用对数坐标纸作 $k_T \sim 1/T$ 的关系图将得到一直线。或者在普通直线坐标上绘制 $\ln k_T \sim 1/T$ 的关系图，也是一条直线。

(3)实验数据整理成经验公式

将实验数据的函数关系整理成经验公式，使用起来更加方便。确定经验公式中的待定常数的方法很多，最好的方法是回归分析法。这里只介绍最简单的一元线性回归。

对于具有一定联系的两个变量 Y 和 X，在实验中得到若干对数据： $(x_1, y_1), (x_2, y_2), \dots, (x_n, y_n)$ ，如图一实验关系图所示，如何确定这两个变量之间线性关系的经验公式呢？即如何确定以下线性关系式：

$$Y = a + bX \quad \dots\dots(1)$$



图一

$$\text{令 } Q(a, b) = \sum_{i=1}^n [Y_i - (a + bX_i)]^2 \quad \dots\dots(2)$$

求 a 和 b，使二元函数 Q(a,b)最小。

由于(a,b)是几个平方之和，所以使 Q(a,b)最小的原则称为平方和最小原则，习惯上称为最小二乘原则。

求解式(2)的方法很多，可以采用最优化计算方法，也可以采用一般求极值的导数法：

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{\partial Q}{\partial a} &= -2 \sum_{i=1}^n [Y_i - (a + bX_i)] = 0 \quad \dots\dots(3) \\ \frac{\partial Q}{\partial b} &= -2 \sum_{i=1}^n [Y_i - (a + bX_i)] X_i = 0 \quad \dots\dots(4) \end{aligned} \right.$$

$$na = \sum_{i=1}^n Y_i - b \sum_{i=1}^n X_i$$

由式 (3) 可得

$$a = \bar{Y} - b \bar{X} \quad \dots\dots(5)$$

其中 $\bar{Y} = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i}{n}; \bar{X} = \frac{\sum_{i=1}^n X_i}{n} \quad \dots\dots(6)$

由式(4)及(5)得:

$$\sum_{i=1}^n X_i Y_i - a \sum_{i=1}^n X_i - b \sum_{i=1}^n X_i^2 = 0$$

$$b = \frac{\sum_{i=1}^n X_i Y_i - n \bar{X} \bar{Y}}{\sum_{i=1}^n X_i^2 - n \bar{X}^2} \dots\dots(7)$$

式(5)和式(7)是一元线性回归的基本计算公式。利用普通带有统计计算的计算器就可以很容易地进行以上计算。附录二给出的计算变换反应活化能的程序即用了此方法。

判别实验点 Y_i 与 X_i 线性相关的好坏, 要根据相关系数 R 的数值来判别; 当所有实验点都在一条直线上时 $R=\pm 1$ (当 $b>0$ 时, $R=1$; 当 $b<0$ 时, $R=-1$)。随着实验点分散, $|R|$ 偏离 1。

$$R = \frac{\sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})(Y_i - \bar{Y})}{\sqrt{\sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})^2 \cdot \sum_{i=1}^n (Y_i - \bar{Y})^2}} \dots\dots(8)$$

多元线性回归跟一元在很多方面是相同的, 只是算起来更复杂一些。

对于非线性回归, 其基本原理仍然是根据最小二乘原则, 只是计算方法一般采用最优化法。

三、思考题

1. 某压强表注明的精度为 1.5 级, 则表明该表绝对误差为最大量程的 1.5%, 若最大量程为 0.4MPa, 该压强表绝对误差为:
A. 0.006MPa B. 0.015MPa C. 0.004MPa D. 1.5Mpa
2. 已知某样品质量的称量结果为: 58.79 ± 0.2g, 其相对误差为:
A. 3% B. 0.3 C. 0.3% D. 0.2
3. 将 136653 保留 4 位有效数字, 结果是:
A. 1367 B. 1366 C. 136.0 D. 1365
4. 计算 $11.96+10.2+0.003$ 的结果
A. 22.163 B. 22.16 C. 22.1 D. 22.2
5. $12.6 \times 9.81 \times 0.050$ 的计算结果是
A. 6.2 B. 6.21 C. 6.20 D. 6.23

实验二 流体流动型态及临界雷诺数的测定

一、实验目的

研究流体流动的型态，对于化学工程的理论和工程实践都具有决定性的意义。1883年雷诺(Reynolds)首先在实验装置中观察到实际流体的流动存在两种不同型态：层流和湍流，以及两种不同型态的转变过程。

本实验的目的，是通过雷诺试验装置，观察流体流动过程的不同流动型态及其转变过程；测定流型转变时的临界雷诺数。

二、实验原理

经许多研究者实验证明：流体流动存在两种截然不同的型态，主要决定因素为流体的密度和粘度、流体流动的速度，以及设备的几何尺寸(在圆形管道中为管道直径)，将这些因素整理纳为一个无因次数群，称该无因次数群为雷诺准数(或雷诺数)，即

$$Re = \frac{du\rho}{\mu}$$

式中：

d—管道直径，m

ρ —流体密度， $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

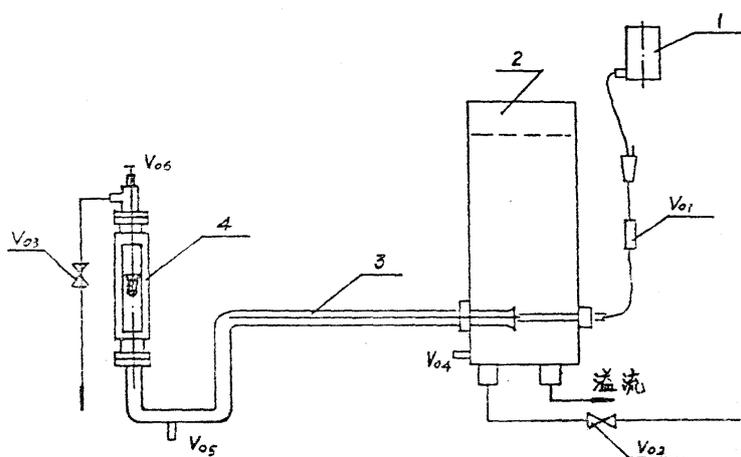
μ —流体粘度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$

u—流体流速， $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$

大量实验测得：当雷诺准数小于某下临界值时，流体的流动型态为层流；当雷诺数大于某上临界值时，流体的流动型态为湍流；在下临界值和上临界值之间，则为不稳定的过渡区域。对于圆形管道，下临界雷诺准数为2000，上临界准数为10000，一般情况下，上临界雷诺准数为4000时即形成湍流。

应当指出，层流与湍流之间并非是突然的转变，而是两者之间相隔一个不稳定过渡区域，因此，临界雷诺数测定值和流型的转变，在一定程度上受一些不稳定的其它因素的影响。

三、实验装置



雷诺实验装置及流程

1. 示踪剂瓶； 2. 稳压溢流水槽； 3. 试验导管；
4. 转子流量计；V01. 示踪剂调节阀；V02. 上水调节阀；
V03. 水流量调节阀；V04. V05—泄水阀；V06—放风阀。

雷诺试验装置主要由稳压溢流水槽、试验导管和转子流量计等部分组成,如图所示。自来水不断注入并充满稳压溢流水槽,稳压溢流水槽的水流经试验导管和流量计,最后排入下水道。稳压溢流水槽的溢流水,也直接排入下水道。

四、实验方法

1. 实验前准备工作

(1) 实验前,先用自来水充满稳压溢流水槽。将适量示踪剂(红或蓝墨水)加入贮瓶内备用,并排尽贮瓶与针头之间管路内的空气。

(2) 实验前,先对转子流量计进行标定,作好流量标定曲线。

(3) 用温度计测定水温。

2. 实验操作步骤

(1) 开启自来水阀门,保持稳压溢流水槽有一定的溢流量,以保证试验时具有稳定的压头。

(2) 用放风阀放去流量计内的空气,再少许开启转子流量计调节阀,将流量调至最小值,以便观察稳定的层流流型,再精细地调节示踪剂管路阀,使示踪剂的注水速度与试验导管内主体流体的流速相近,一般略低于主体流体的流速为宜。精心调节至能观察到一条平直的细流为止。

(3) 缓慢地逐渐增大调节阀的开度,使水通过试验导管的流速平稳地增大,直至试验导管内直线流动的细流开始发生波动时,记下水的流量和温度,以供计算下临界雷诺数据。

(4) 继续缓慢地增加调节阀开度,使水流量平稳地增加,这时,导管内的流体的流型逐步由层流向湍流过渡。当流量增大到某一数值后,示踪剂一进入试验导管,立即被分散呈烟雾状,这时标明流体的流型已进入湍流区域,记下水的流量和温度数据,以供计算上临界雷诺数。

这样实验操作需反复进行数次(至少5—6次),以便取得较为准确的实验数据。

3. 实验操作注意事项

(1) 本实验示踪剂采用墨水,它由墨水贮瓶,经连接软管和注射针头,注入试验导管,应注意适当调节注射针头的位置,使针头位于管轴线上为佳。墨水的注射速度应与主体流体流速相近(略低些为宜),因此,随着水流速度增大,需相应地细心调节墨水注射流量,才能得到较好的试验效果。

(2) 在实验过程中,应随时注意稳压水槽的溢流量,随着操作流量的变化,相应调节自来水给水量,防止稳压槽内液面下降或泛滥事故的发生。

(3) 在整个实验过程中,切勿碰撞设备。操作时也要轻巧缓慢,以免干扰流体流动过程的稳定性,实验过程有一定滞后现象。因此,调节流量过程切勿操之过急。待状态确实稳定之后,再继续调节或记录数据。

五、思考题

1. 流体的流动型态有几种

- A. 一种 B. 两种 C. 三种 D. 四种

2. 以下哪个变量对流体的流动型态没有影响

- A. 时间 B. 管径 C. 密度 D. 粘度

3. 当雷诺准数大于4000时,流体的流动型态是

- A. 层流 B. 湍流 C. 过渡流 D. 无法判定

4. 定态流动是指与流动相关的参数

- A. 不随时间、空间变化 B. 随空间变化 C. 不随时间变化 D. 不随空间变化

5. 雷诺准数的物理意义是它表征了流动流体惯性力与粘性力

- A. 之和 B. 之差 C. 之比 D. 无关

实验三 伯努利方程实验

一、实验目的

1. 掌握伯努利方程式中各项的物理意义，因次及它们之间的转换关系。
2. 通过测量不同流速下的流动阻力损失，掌握阻力损失与流速之间的关系，了解正确选择流速的意义。

二、实验原理

当流体稳态流动时，所具有的各种机械能的守恒及相互转化关系服从伯努利方程，对于每千克不可压缩的流体，伯努利方程可写成：

$$gH_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gH_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + gH_f \quad (1)$$

式中 gH_1 , $u^2/2$, p/ρ 分别为每千克流体所具有的位能、动能及静压能，单位为 J/kg ， gH_f 为克服流体流动时阻力而消耗的能量，单位与上述各项的单位相同。

上式又可改写成：

$$H_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = H_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + H_f \quad (2)$$

式中各项的单位为(米流体柱)，工程上一般称为压头， H 称为位压头； $u^2/2g$ 称为动压头； $p/\rho g$ 称为静压头； H_f 则称为压头损失。它们的物理意义是指该项能量可将 $1kg$ 该流体克服其重力而提升的高度。

如果流体为理想流体， $H_f = 0$ ，则伯努利方程表示流体流经的任一截面上的机械能之和相等。1、2 两截面(参看实验装置示意图)相比，二者处于同一高度，两者位能相同，但是截面 1 的截面积小于截面 2 的截面积，所以 $u_1 > u_2$ ，即截面 1 的动压头大于截面 2 的动压头，根据伯努利方程，截面 1 的静压头小于截面 2 的静压头。对于截面 3、4，因管径相等，二者的动压头相等，但因截面 3 的位压头大于截面 4 的位压头，因此截面 3 的静压头必小于截面 4 的静压头。

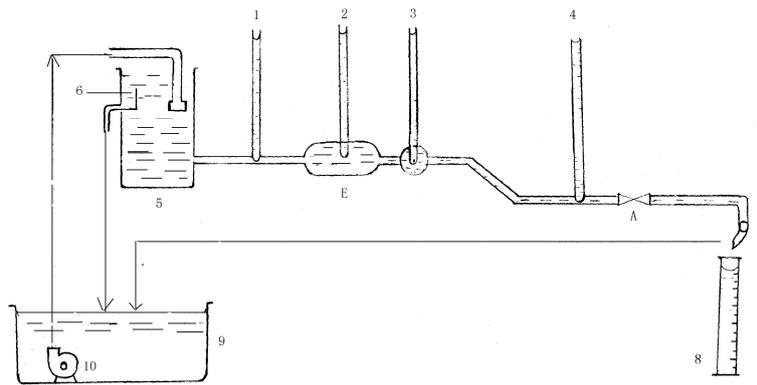
对于实际流体 $H_f > 0$ ，则各截面的机械能之和必随流过距离的增加而减小，之间的差值即为阻力损失压头。

实际流体流动过程中的各种阻力均与流速有关，如果忽略流速对阻力系数的影响，当雷诺数值较大时，摩擦阻力损失与流速的平方成正比，即：

$$\frac{H_{f1}}{H_{f2}} = \frac{u_1^2}{u_2^2}$$

三、实验装置

实验装置如图所示。



1.2.3.4.一测压管 5—高位水槽 6—溢流堰 7—活动摆头 8—计量槽 9—水箱 10—水泵
A—调节阀 E—扩大管

实验设备由玻璃管、测压管、活动测压头、水槽，循环水泵等组成。活动测压头的小管端部封闭，管身开有小孔，小孔位置与玻璃管中心线平齐，小管又与测压管相通，转动活动测压头手柄，就可以分别测量静压头或静压头与动压头之和。

管路分成四段，由两种内径不同玻璃管连接而成。管段E的内径约为24mm，其余部分的内径约为13mm。阀A供调节流量之用。第四段管路比其它段管路位置低50mm，该段的位压头应比其它段位压头大，但第四段上测压管的标尺刻度较其它三段测压管的标尺刻度起点小50mm(第四段测压管起点为120mm，其它段为170mm)，因此从标尺上的读数值不能显示出位压头不同所造成的差别。故在实验测得数据中，可以不考虑位压头的影响。

四、实验方法

1. 流体静止时各点静压头的测定

开动循环泵，并将流量调节阀A全闭，待高位槽水位稳定(溢流管有水溢流回水箱)时，转动手柄，先使测压孔正对水流方向，记录各测压管的液柱高度，再转动手柄，使测压孔与水流方向垂直，记录各测压管的液柱高度。

2. 小流量时流量与各压头的测定

开动循环泵并半开阀门A，待水流稳定后，分别观察并记录测压孔与水流方向垂直和测压孔正对水流方向时各测压管的液柱高度。

用量筒在出口处收集约900ml流体，并用秒表准确记录收集时间，测定流量。

3. 大流量时流量及各压头的测定

全开阀门A，用和小流量相同的方法进行大流量时流量及各压头的测定。

停泵，待高位槽内水全部流回水箱后，关闭阀门A，实验结束。

五、注意事项

1. 本实验装置系演示仪器，因此所测得的数值精确度较差，但在一定情况下仍能定量地说明问题。

2. 高位槽的水位一定要和溢流口相齐，否则流动不稳定，造成很大实验误差。

3. 若管内或各测压点处有气泡，要及时排除以提高实验的准确性。

4. 有的标尺固定不紧，因振动会上下移动，应及时予以调整。

5. 测压孔有时会被堵塞，造成测压管液位升降不灵，此时可用吸球在测压孔上端吸放几次即可疏通。

六、实验结果处理

1. 流量及流速的计算

实验四 流体流动阻力的测定

一、实验目的

- (1) 熟悉测定流体流经直管和管件时的阻力损失的实验组织方法及测定摩擦系数的工程意义；
- (2) 学会用因次分析方法解决工程实际问题；
- (3) 学会压差计、流量计和变频器的使用方法，以及识别管路中各个管件、阀门的作用。

二、基本原理

由于流体粘性的存在，流体在流动的过程中会发生流体间的摩擦，从而导致阻力损失。层流时阻力损失的计算式是由理论推导得到的；湍流时由于情况复杂得多，未能得出理论式，但可以通过实验研究，获得经验的计算式。其研究的基本步骤如下：

1. 寻找影响过程的主要因素

对所研究的过程作初步的实验和经验的归纳，尽可能地列出影响过程的主要因素。对湍流时直管阻力损失 h_f 与诸多影响因素的关系式应为：

$$h_f = f(d, u, \rho, \mu, l, \varepsilon) \quad (1)$$

2. 因次分析法规划实验

当一个过程受多个变量影响时，通常用网络法通过实验以寻找自变量与因变量的关系，以（1）式为例，若每个自变量的数值变化 10 次，测取 h_f 的值而其他自变量保持不变，6 个自变量，实验次数将达 10^6 。为了减少实验工作量，需要在实验前进行规划，以尽可能减少实验次数。因次分析法是通过将变量组合成无因次数群，从而减少实验自变量的个数，大幅度地减少实验次数，其可以由 π 定理加以证明：

在物理方程因次一致性的条件下，任何一个方程都可化为无因次方程，无因次方程的变量总数=原方程变量总数-基本因次数，（1）式共有 7 个变量总数，在流体力学范畴，基本因次共有 3 个，它们是 [L]、[M]、[T]， π 定理告诉我们：

无因次数群的个数 $\pi = 7 - 3 = 4$

$$\text{则： } \pi_1 = \frac{\varepsilon}{[L]} = \frac{\varepsilon}{d}$$

$$\pi_2 = \frac{l}{[L]} = \frac{l}{d}$$

$$\pi_3 = \frac{\mu}{[ML^{-1}T^{-1}]} = \frac{\mu}{[ML^{-3}][L][LT^{-1}]} = \text{Re}^{-1}$$

$$\pi_4 = \frac{h_f}{[L^2T^{-2}]} = \frac{h_f}{u^2}$$

因次分析法可以将对（1）式的研究转变成对以下（2）式的 4 个无因次数之间的关系的研究。

$$\text{即： } \frac{h_f}{u^2} = f\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{l}{d}, \frac{\varepsilon}{d}\right) \quad (2)$$

其中，若实验设备已定，那么以上（2）式可写为：

$$h_f = f\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{\varepsilon}{d}\right) \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2} \quad (3)$$

若实验设备是水平直管，以上（3）式可写为：

$$\frac{\Delta P}{\rho} = f\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{\varepsilon}{d}\right) \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2} \quad (4)$$

所以：
$$\frac{\Delta P}{\rho} = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2} \quad (5)$$

即：
$$\lambda = f\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{\varepsilon}{d}\right) \quad (6)$$

由（5）式可知，为了要测定（6）式的曲线关系，若装置已经确立，物系也已确定，那么 λ 只随 Re 而变，实验操作变量仅是流量，改变流量的手段是阀门的开度，由阀门开度的变化达到改变流速 u 的目的。实验组织方法：

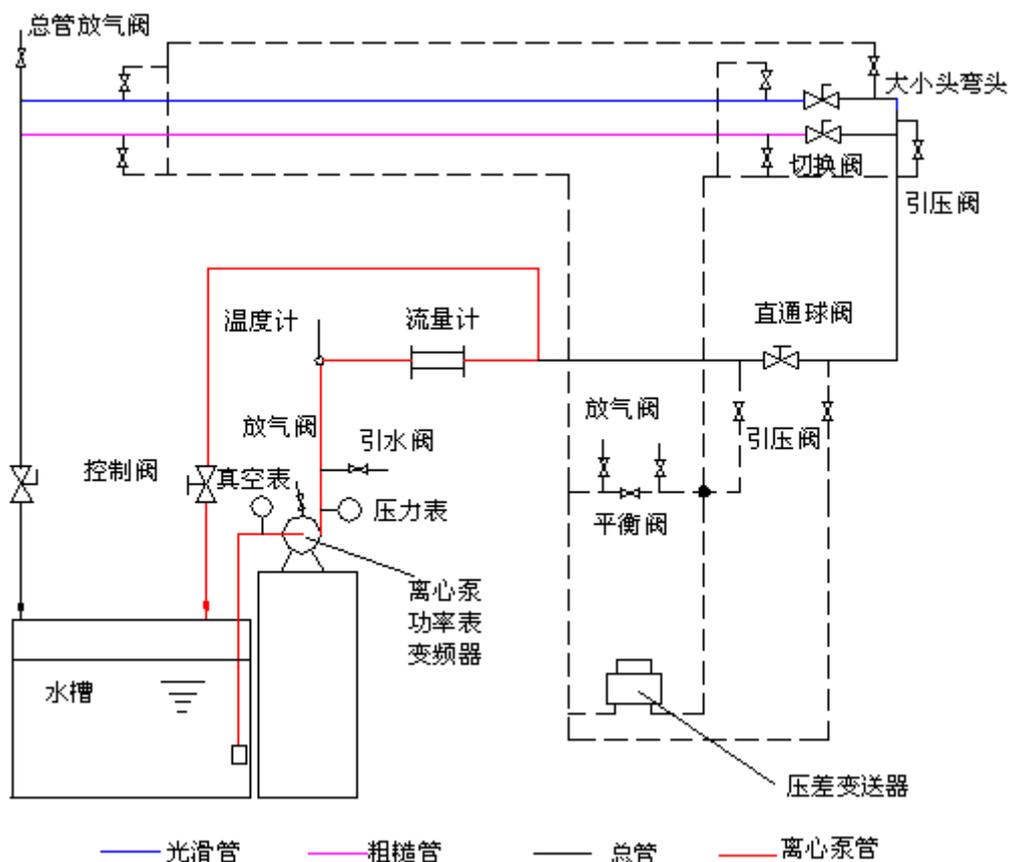
u —— 在管路中需要安装一个流量计；

ρ —— 在实验装置中需要安装测流体的温度计；

ΔP —— 引出二个测压点，并接上一个压差计；

所以，除了以上仪表外，再配上水槽、泵、变频器、引压系统、管件等组建成以下循环管路，见如下实验装置流程图。

三、实验流程图



四、实验步骤

1. 关闭控制阀，打开 2 个光滑管引压阀，关闭其与引压阀，启动泵。
2. 系统排气
 - (1) 总管排气：先将控制阀开足然后再关闭，重复三次，目的为了使总管中的大部分气体被排走，然后打开总管排气阀，开足后再关闭，重复三遍。
 - (2) 引压管排气：每次测直管阻力或测局部阻力时，打开相应的引压管放气阀，开、关重复三次。
 - (3) 压差计排气：依次分别打开放气阀，开、关重复三次。
3. 检验排气是否彻底：将控制阀开至最大，再关至为零，看压差变送器计读数，若前后读数相等，则判断系统排气彻底；若前后读数不等，则重复上述 2 步骤。
4. 由于系统的流量计量采用涡轮流量计，其小流量受到结构的限制，因此，从大流量做起，实验数据比较准确。
5. 实验布点

由于 Re 在充分湍流区时， $\lambda \sim Re$ 的关系曲线处在双对数坐标纸的密集区，所以在大量时少布点，而 Re 在比较小时， $\lambda \sim Re$ 的关系是曲线，所以小流量时多布点。先将控制阀开至最大，读取流量显示仪读数 $F_{大}$ ，然后关至压差显示值约 0.3Kpa 时，再读取流量显示仪读数 $F_{小}$ ，在 $F_{小}$ 和 $F_{大}$ 二个读数之间布 15 个点，变频为 16 个点。
6. 关闭总管控制阀，切换引压阀，测定相应局部阻力。
7. 实验结束后，关闭泵，打开压差计平衡阀，上机数据处理。

五、原始数据

装置号：030802，光滑直管长：2m，管径：20.5mm；粗糙直管长：2m，管径：20.5mm；局部阻力管径：32.0mm，水温：

No.	流量 L/s	光滑管压差 kpa	流量 L/s	粗糙管压差 kpa	流量 L/s	局部阻力1压差 kpa	流量 L/s	局部阻力2压差 kpa
1	2.84	42.50	2.73	65.10	2.85	4.70	2.85	31.90
2	2.47	33.10	2.36	49.40	2.80	4.50	2.78	30.60
3	2.25	27.70	2.14	41.50	2.71	4.10	2.70	28.90
4	2.04	23.50	1.89	33.30	2.59	3.60	2.61	26.80
5	1.78	18.00	1.66	25.80	2.48	3.40	2.50	24.40
6	1.52	13.50	1.48	21.00	2.35	3.00	2.38	22.60
7	1.30	10.10	1.30	16.90	2.22	2.70	2.28	21.00
8	1.08	7.40	1.06	11.40	2.13	2.50	2.12	18.00
9	0.86	5.00	0.87	8.10	1.96	2.10	1.92	14.50
10	0.75	3.90	0.76	6.30	1.74	1.80	1.75	12.50
11	0.63	2.90	0.62	4.50	1.65	1.60	1.54	9.70
12	0.49	1.90	0.51	3.20	1.59	1.50	1.44	8.40
13	0.38	1.20	0.40	2.20				
14	0.27	0.70	0.27	1.20				
15	0.19	0.40	0.18	0.70				

装置号: 030820, 光滑直管长: 2m, 管径: 20.5mm; 粗糙直管长: 2m, 管径: 20.5mm; 局部阻力管径: 32.0mm, 水温:

No.	流量 L/s	光滑管压差 kpa	流量 L/s	粗糙管压差 kpa	流量 L/s	局部阻力1压差 kpa	流量 L/s	局部阻力2压差 kpa
1	2.89	40.30	2.71	57.50	2.76	25.20	2.86	6.30
2	2.58	33.10	2.39	45.90	2.60	22.70	2.56	5.10
3	2.27	26.50	2.17	37.80	2.39	19.10	2.24	4.00
4	1.93	19.90	1.96	31.30	2.17	15.80	1.92	2.90
5	1.64	14.70	1.79	26.40	1.92	12.30	1.63	2.10
6	1.48	12.60	1.45	18.20	1.76	10.40	1.44	1.70
7	1.32	10.30	1.14	12.10	1.62	8.80	1.35	1.50
8	1.14	8.00	0.99	9.20	1.51	7.60	1.24	1.20
9	1.01	6.40	0.87	7.30	1.36	6.20	1.12	1.00
10	0.84	4.80	0.74	5.40	1.24	5.10	1.00	0.80
11	0.65	3.10	0.65	4.40	1.07	3.80	0.87	0.60
12	0.47	1.80	0.49	2.70	0.97	3.20	0.75	0.40
13	0.33	1.10	0.35	1.60				
14	0.23	0.60	0.24	0.90				
15	0.10	0.20	0.19	0.60				

六、过程运算表

1. 光滑管和粗糙管 $\lambda \sim Re$ 的关系运算表

030802

No.	流量1 L/S	流速1 m/s	$Re \times 10^{-4}$	直管阻力1 J/kg	摩擦系数1	流量2 L/S	流速2 m/s	$Re \times 10^{-4}$	直管阻力2 J/kg	摩擦系数2
1	2.84	8.61	21.82	42.68	0.0118	2.73	8.28	20.97	65.38	0.0196
2	2.47	7.49	18.98	33.24	0.0122	2.36	7.15	18.13	49.61	0.0199
3	2.25	6.82	17.29	27.82	0.0123	2.14	6.49	16.44	41.68	0.0203
4	2.04	6.18	15.67	23.60	0.0127	1.89	5.73	14.52	33.44	0.0209
5	1.78	5.40	13.68	18.08	0.0127	1.66	5.03	12.75	25.91	0.0210
6	1.52	4.61	11.68	13.56	0.0131	1.48	4.49	11.37	21.09	0.0215
7	1.30	3.94	9.99	10.14	0.0134	1.30	3.94	9.99	16.97	0.0224
8	1.08	3.27	8.30	7.43	0.0142	1.06	3.21	8.14	11.45	0.0227
9	0.86	2.61	6.61	5.02	0.0151	0.87	2.64	6.68	8.13	0.0240
10	0.75	2.27	5.76	3.92	0.0155	0.76	2.30	5.84	6.33	0.0244
11	0.63	1.91	4.84	2.91	0.0164	0.62	1.88	4.76	4.52	0.0262
12	0.49	1.49	3.76	1.91	0.0177	0.51	1.55	3.92	3.21	0.0276
13	0.38	1.15	2.92	1.21	0.0186	0.40	1.21	3.07	2.21	0.0308
14	0.27	0.82	2.07	0.70	0.0215	0.27	0.82	2.07	1.21	0.0369
15	0.19	0.58	1.46	0.40	0.0248	0.18	0.55	1.38	0.70	0.0484

030820

No.	流量1 L/S	流速1 m/s	Re × 10 ⁻⁴	直管阻力1 J/kg	摩擦系数1	流量2 L/S	流速2 m/s	Re × 10 ⁻⁴	直管阻力2 J/kg	摩擦系数2
1	2.89	8.76	22.20	40.47	0.0108	2.71	8.21	20.82	57.75	0.0175
2	2.58	7.82	19.82	33.24	0.0111	2.39	7.24	18.36	46.10	0.0180
3	2.27	6.88	17.44	26.61	0.0115	2.17	6.58	16.67	37.96	0.0180
4	1.93	5.85	14.83	19.99	0.0120	1.96	5.94	15.06	31.44	0.0183
5	1.64	4.97	12.60	14.76	0.0122	1.79	5.43	13.75	26.51	0.0185
6	1.48	4.49	11.37	12.65	0.0129	1.45	4.40	11.14	18.28	0.0194
7	1.32	4.00	10.14	10.34	0.0132	1.14	3.46	8.76	12.15	0.0209
8	1.14	3.46	8.76	8.03	0.0138	0.99	3.00	7.61	9.24	0.0210
9	1.01	3.06	7.76	6.43	0.0141	0.87	2.64	6.68	7.33	0.0216
10	0.84	2.55	6.45	4.82	0.0152	0.74	2.24	5.69	5.42	0.0221
11	0.65	1.97	4.99	3.11	0.0164	0.65	1.97	4.99	4.42	0.0233
12	0.47	1.42	3.61	1.81	0.0183	0.49	1.49	3.76	2.71	0.0252
13	0.33	1.00	2.54	1.10	0.0226	0.35	1.06	2.69	1.61	0.0293
14	0.23	0.70	1.77	0.60	0.0254	0.24	0.73	1.84	0.90	0.0350
15	0.10	0.30	0.77	0.20	0.0448	0.19	0.58	1.46	0.60	0.0372

局部阻力系数测定运算表

030802 局部阻力处理结果:

序号	流量 L/s	流速 m/s	局部阻力1 J/kg	局部阻力 系数1	流量 L/s	流速 m/s	局部阻力1 J/kg	局部阻力 系数2
1	2.85	3.55	4.72	0.75	2.85	3.55	32.04	5.10
2	2.80	3.48	4.52	0.74	2.78	3.46	30.73	5.14
3	2.71	3.37	4.12	0.72	2.70	3.36	29.02	5.15
4	2.59	3.22	3.62	0.70	2.61	3.25	26.92	5.11
5	2.48	3.09	3.41	0.72	2.50	3.11	24.51	5.07
6	2.35	2.92	3.01	0.71	2.38	2.96	22.70	5.18
7	2.22	2.76	2.71	0.71	2.28	2.84	21.09	5.24
8	2.13	2.65	2.51	0.72	2.12	2.64	18.08	5.20
9	1.96	2.44	2.11	0.71	1.92	2.39	14.56	5.11
10	1.74	2.16	1.81	0.77	1.75	2.18	12.55	5.30
11	1.65	2.05	1.61	0.76	1.54	1.92	9.74	5.31
12	1.59	1.98	1.51	0.77	1.44	1.79	8.44	5.26
平均值				0.73				5.18

030820 局部阻力处理结果:

序号	流量 L/s	流速 m/s	局部阻力1 J/kg	局部阻力 系数1	流量 L/s	流速 m/s	局部阻力1 J/kg	局部阻力 系数2
1	2.76	3.43	25.31	4.29	2.86	3.56	6.33	1.00
2	2.60	3.23	22.80	4.36	2.56	3.18	5.12	1.01
3	2.39	2.97	19.18	4.34	2.24	2.79	4.02	1.03
4	2.17	2.70	15.87	4.35	1.92	2.39	2.91	1.02
5	1.92	2.39	12.35	4.33	1.63	2.03	2.11	1.03
6	1.76	2.19	10.44	4.36	1.44	1.79	1.71	1.06

7	1.62	2.02	8.84	4.35	1.35	1.68	1.51	1.07
8	1.51	1.88	7.63	4.33	1.24	1.54	1.21	1.01
9	1.36	1.69	6.23	4.35	1.12	1.39	1.00	1.03
10	1.24	1.54	5.12	4.30	1.00	1.24	0.80	1.04
11	1.07	1.33	3.82	4.31	0.87	1.08	0.60	1.03
12	0.97	1.21	3.21	4.41	0.75	0.93	0.40	0.92
平均值				4.34				1.02

七、计算示例（以 030802 第 3 组数据为例）

1. 流体流动阻力测定计算

$$t=30.0^{\circ}\text{C} \quad \rho = 995.7\text{kg/m}^3 \quad \mu = 0.805 \times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s} \quad q_v = 2.25 \text{ l/s}$$

$$u_{\text{光}} = \frac{q_{v\text{光}}}{\frac{1}{4}\pi d^2} = \frac{2.25 \times 10^{-3}}{\frac{1}{4} \times \pi \times 0.0205^2} = 6.82 \text{ m/s}$$

$$h_{f\text{光}} = \frac{\Delta p}{\rho} = \frac{27.7}{0.9957} = 27.82 \text{ J/kg}$$

$$R_{e\text{光}} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.0205 \times 6.82 \times 995.7}{0.805 \times 10^{-3}} = 17.29 \times 10^4$$

$$\lambda_{\text{光}} = \frac{\Delta p d}{\rho l u^2} = \frac{27.82}{0.9957} \times \frac{0.0205}{2} \times \frac{2}{6.82^2} = 0.0123$$

$$q_{v\text{局1}} = 2.71 \text{ L/s}$$

$$u_{\text{局1}} = \frac{q_{v\text{局1}}}{\frac{1}{4}\pi d_{\text{局}}^2} = \frac{2.71 \times 10^{-3}}{\frac{1}{4} \times \pi \times 0.032^2} = 3.37 \text{ m/s}$$

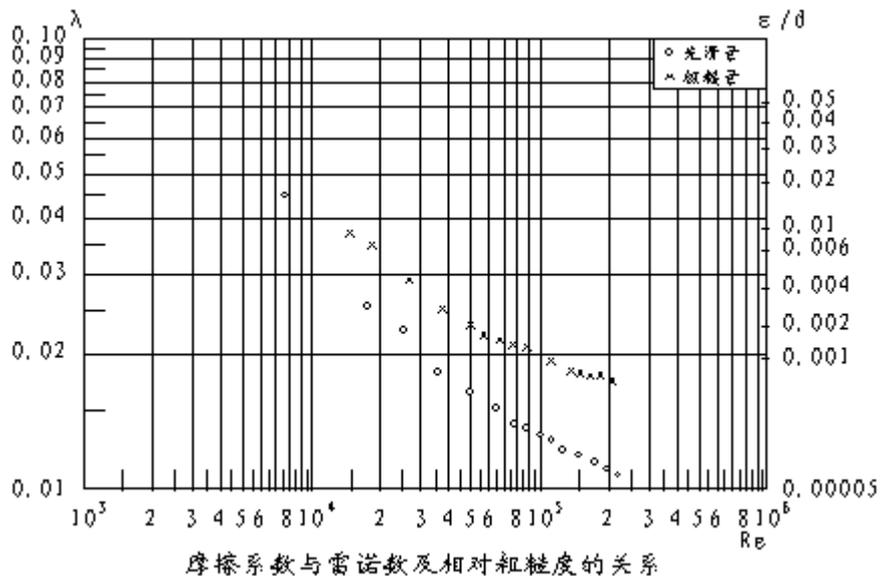
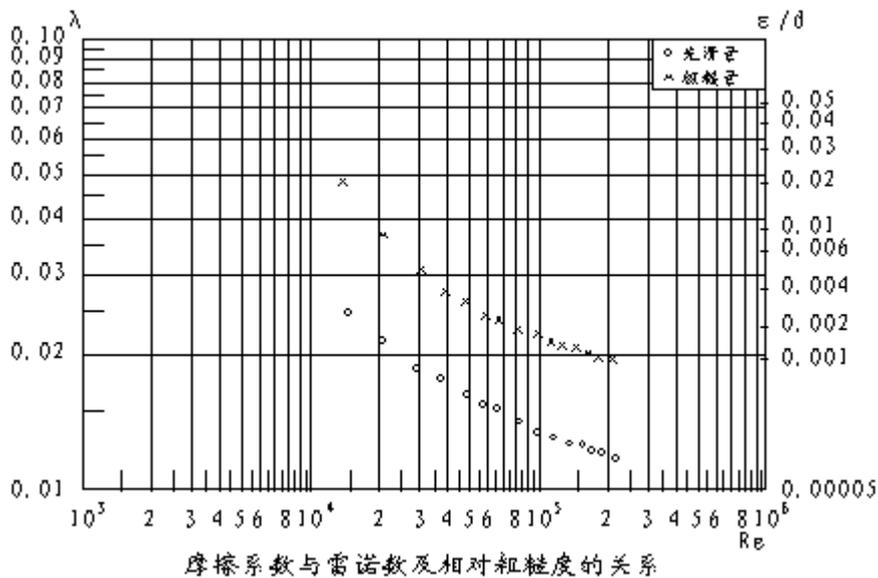
$$\Delta P_{\text{局1}} = 4.1 \text{ Kpa}$$

$$h_{f\text{局1}} = \frac{\Delta P_{\text{局1}}}{\rho} = \frac{4.1}{0.9957} = 4.12 \text{ J/kg}$$

$$\zeta_{\text{局1}} = h_{f\text{局1}} \frac{2}{u_{\text{局1}}^2} = 4.12 \times \frac{2}{3.37^2} = 0.72$$

八、作图法数据处理

030802 和 030820 数据处理结果图



九、实验结果讨论与分析

1. 实验数据处在 $Re > 10^4$ 范围，流动进入湍流区，摩擦系数 λ 随雷诺数 Re 的增大而减小。由于管路的相对粗糙度 ϵ/d 较小，随着 Re 的增大，越来越多的粗糙凸出物相继对 λ 发挥作用，表现为缓缓下降；当 $Re > 180000$ 时，粗糙管 λ 是一常数，这是因为层流内层薄得足以使表面突出物完全暴露，对流体形成的阻力达到最大极限，管流进入了阻力平方区，此时 $(\epsilon/d)_{0.30802} = 0.001$ ， $\lambda_{粗} = 0.019$ ； $(\epsilon/d)_{0.30820} = 0.0085$ ， $\lambda_{粗} = 0.018$ 。
2. 由于管路新的原因，曲线比较靠近光滑管曲线。
3. 局部阻力系数 ζ 的大小受 Re 的大小影响较小，几乎是一常数，异径直角弯头为 5.18，半开闸阀为 4.34，全开球阀为 0.73，直角弯头为 1.02，与理论值相比数据吻合。
4. 四种局部阻力大小依次为异径弯头 > 半开闸阀 > 直角弯头 > 全开球阀。
5. 变频调节流量和阀门调节流量实验结果较接近，但变频时的小流量压差计读数有误差。

十、思考题

1. 在完全湍流时（阻力平方区），粗糙管的摩擦系数 λ 数值_____。
 A 只取决于 Re B 与光滑管一样
 C 取决于相对粗糙度 D 与粗糙度无关

2. 某液体在内径为 d_0 的水平管路中稳定流动, 其平均流速为 u_0 , 当它以相同的体积流量通过等长的内径为 $d_2(d_2=d_0/2)$ 的管子时, 其流速为原来的_____倍。
A 2 B 4 C 8 D 16
3. 流体在圆形直管内作定态流动, 雷诺准数 $Re=1500$, 则其摩擦系数应为_____。
A 0.032 B 0.0427 C 0.0267 D 无法确定
4. 定态过程是指_____。
A. 描述过程的各参数无变化, 均为常数。
B. 描述过程的各参数不随位置变化。
C. 描述过程的各参数不随时间和位置变化。
D. 描述过程的各参数不随时间变化。
5. 流体以层流形态流动时, 若管长、流量、流体的性质均不变, 管径减小一半, 则流动阻力为原来的_____倍。
A.8 B.4 C.16 D.32

实验五 离心泵特性曲线的测定

一、实验目的

- 1、熟悉离心泵的操作，掌握实验组织方法，了解实验操作原理；
- 2、学会离心泵特性曲线的测定方法，正确掌握用作图法处理实验数据。

二、基本原理

对一定类型的泵来说，泵的特性曲线主要是指在一定转速下，泵的扬程、功率和效率与流量之间的关系。由于离心泵的结构和流体本身的非理想性以及流体在流动过程中的种种阻力损失，至今为止，还没有人能推导出计算扬程的纯理论数学方程式。因此，本实验采用最基本的直接测定法，对泵的特性曲线用实验测得。

见图 1，对泵的进出口取 1-1 截面与 2-2 截面，建立机械能衡算式：

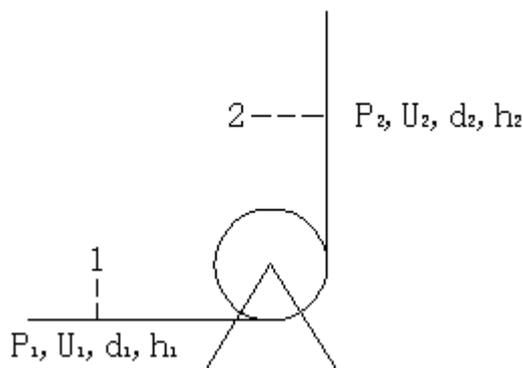
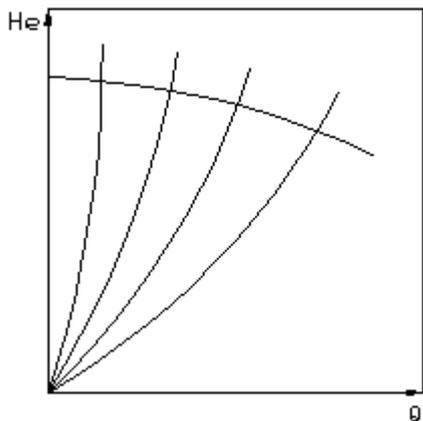


图 1 机械能衡算式示意图

$$\frac{P_1}{\rho g} + h_1 + \frac{u_1^2}{2g} + H_e = \frac{P_2}{\rho g} + h_2 + \frac{u_2^2}{2g} \quad (1)$$

$$\therefore H_e = \frac{P_2}{\rho g} - \frac{P_1}{\rho g} + h_2 - h_1 + \frac{u_2^2}{2g} - \frac{u_1^2}{2g} \quad (2)$$



从方程式(2)可见，实验组织方法是：

P_1 ——实验装置中在泵的进口管上装有真空表；

P_2 ——实验装置中在泵的出口管上装有压力表；

ρ ——和温度有关，由温度计测量流体温度；

η ——由功率表计量电机输入功率 N_a ；

u ——管路中需安装流量计，确定流体的流速 u ，
欲改变 u 需阀门控制；

除以上仪表外，配上泵、变频器、管件、水槽等部件组合成循环管路，见图 3 实验流程图。

实验操作原理是：按照管路特性曲线和泵特性曲线的交点作为泵的工作点这原理，改变管路阻力可以通过调节阀门开度加以实现，使管路特性曲线上的工作点发生移动，再将一系列移动的工作点的轨迹连接起来，就是泵的扬程曲线，见图 2。

三、实验流程及说明

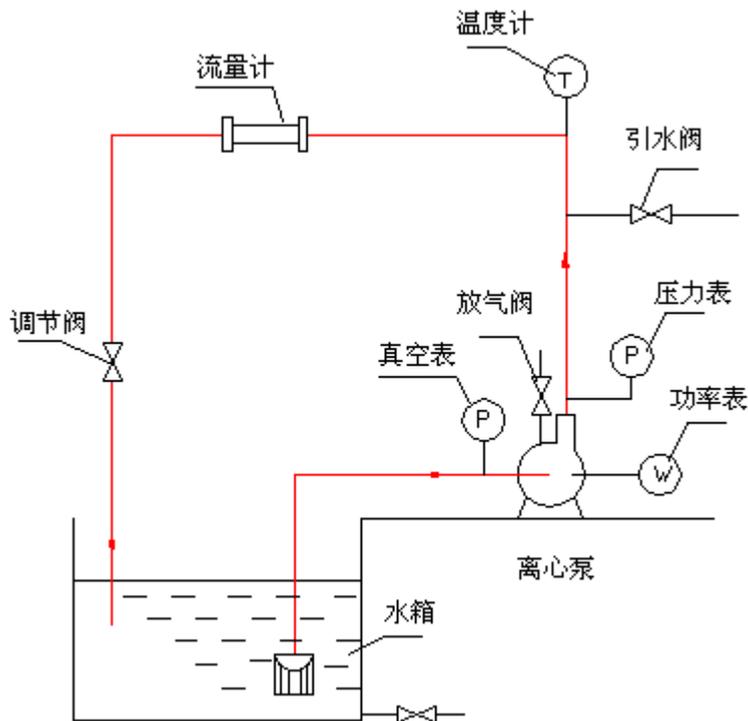


图 3 实验流程图

四、 实验步骤

1. 打开压差传感器平衡阀，关闭离心泵调节阀，打开引水阀，反复开、关放气阀，气体被排尽后，关闭放气阀。
 1. 启动泵，关闭引水阀。
 2. 实验顺序从大到小，即将阀门开至最大时，作为第一组实验数据共采集 16 组数据。
 3. 实验布点服从大流量多布点，小流量少布点规则，原因是离心泵效率极值点出现在大流量时。
 4. 前七组数据按流量显示仪读数每下降约 0.2L/s 布一个实验点，以后实验数据布点约降 0.3L/s。
 5. 若发现流量显示仪读数达不到零，可采用将调节阀开至最大，再快速关闭调节阀，流量显示仪读数将为零，可能此读数不久还会上升，上升的数据不采集，以零计。此时其余的仪表读数不随显示仪读数而变。
 6. 实验结束后，关闭电源。
 7. 上机进行数据处理。

五、原始数据记录

1. 原始数据表一

类型	涡轮流量计	显示仪	功率表	压力表	真空表
精度	0.5	0.5	0.5	1.5	1.5
量程	1.6~10 m ³ / h	/	0~2000 W	0~0.40 Mpa	-0.1~0 Mpa
最小刻度	1	1	1	0.005	0.002

2. 原始数据表二

装置号: 030802, 离心泵型号: P803, $h_D=0\text{mm}$, 水温: 30.00°C

进口管径: 40mm , 出口管径: 32mm , 功率表系数: 1.0

No.	频率 = 50HZ, 转速=1440r. p. m				频率 = 40HZ, 转速=1152r. p. m			
	流量 L/S	真空表读数 MPa	压力表读数 MPa	功率表读数 W	流量 L/s	真空表读数 MPa	压力表读数 MPa	功率表读数 W
1	3.67	0.0410	0.0920	919	2.95	0.0290	0.0630	664
2	3.37	0.0360	0.1200	936	2.75	0.0260	0.0780	672
3	3.06	0.0310	0.1550	937	2.54	0.0230	0.0975	691
4	2.84	0.0270	0.1780	933	2.39	0.0210	0.1120	704
5	2.65	0.0240	0.1970	933	2.25	0.0195	0.1225	697
6	2.45	0.0210	0.2130	924	2.10	0.0175	0.1325	683
7	2.25	0.0188	0.2270	933	1.96	0.0158	0.1420	674
8	2.05	0.0160	0.2400	920	1.79	0.0140	0.1500	642
9	1.83	0.0138	0.2550	906	1.67	0.0130	0.1575	627
10	1.63	0.0120	0.2650	866	1.55	0.0120	0.1625	616
11	1.26	0.0088	0.2850	835	1.42	0.0110	0.1700	604
12	0.91	0.0068	0.2970	760	1.11	0.0090	0.1800	555
13	0.67	0.0058	0.3050	693	0.81	0.0072	0.1880	494
14	0.34	0.0058	0.3160	596	0.54	0.0068	0.1950	438
15	0.00	0.0038	0.3280	473	0.28	0.0058	0.2000	388
16					0.00	0.0050	0.2075	325

装置号: 030820, 离心泵型号: P803, $h_D=0\text{mm}$, 水温: 30.00°C

进口管径: 40mm , 出口管径: 32mm , 功率表系数: 1.0

No.	频率 = 50HZ, 转速=1440r. p. m				频率 = 40HZ, 转速=1152r. p. m			
	流量 L/S	真空表读数 MPa	压力表读数 MPa	功率表读数 W	流量 L/s	真空表读数 MPa	压力表读数 MPa	功率表读数 W
1	3.61	0.0345	0.1040	1096	2.96	0.0234	0.0670	705
2	3.34	0.0300	0.1360	1104	2.72	0.0200	0.0920	704
3	3.03	0.0245	0.1710	1067	2.54	0.0175	0.1080	705
4	2.87	0.0220	0.1870	1067	2.33	0.0150	0.1250	697
5	2.56	0.0180	0.2140	1044	2.11	0.0123	0.1410	684
6	2.28	0.0145	0.2340	1017	1.91	0.0102	0.1540	663
7	1.96	0.0110	0.2560	988	1.71	0.0085	0.1640	641
8	1.70	0.0085	0.2700	951	1.48	0.0065	0.1750	610
9	1.50	0.0068	0.2800	930	1.20	0.0045	0.1850	571
10	1.25	0.0050	0.2950	895	1.00	0.0025	0.1920	532
11	1.00	0.0025	0.3060	834	0.80	0.0015	0.1990	490
12	0.78	0.0015	0.3150	764	0.53	0.0010	0.2070	431
13	0.53	0.0010	0.3220	686	0.34	0.0010	0.2100	402
14	0.36	0.0010	0.3270	641	0.17	0.0010	0.2150	375
15	0.18	0.0010	0.3340	580	0.00	0.0010	0.2190	348
16	0.00	0.0000	0.3420	526				

六、计算示例

a. 取 030802 第三组数据为例:

$$Q=3.06 \text{ L/s}$$

$$H_e = H_{\text{压}} + H_{\text{真}} + h_0 + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g}$$

$$H_{\text{压}} = \frac{P_2}{\rho g} = \frac{0.1550}{995.7 \times 9.81} \times 10^6 = 15.87 \quad \text{mH}_2\text{O}$$

$$H_{\text{真}} = \frac{P_1}{\rho g} = \frac{0.0310}{995.7 \times 9.81} \times 10^6 = 3.17 \quad \text{mH}_2\text{O}$$

$$u_2 = \frac{Q}{\frac{1}{4}\pi d_{\text{出}}^2} = \frac{3.06 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.032^2} = 3.81 \quad \text{m/s}$$

$$u_1 = \frac{Q}{\frac{1}{4}\pi d_{\text{进}}^2} = \frac{3.06 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.04^2} = 2.44 \quad \text{m/s}$$

$$\frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} = \frac{3.81^2 - 2.44^2}{2 \times 9.81} = 0.44 \quad \text{mH}_2\text{O}$$

$$H_e = 15.87 + 3.17 + 0 + 0.44 = 19.48 \quad \text{mH}_2\text{O}$$

$$N_e = \rho g Q H_e = 995.7 \times 9.81 \times 3.06 \times 10^{-3} \times 19.48 = 582.2 \text{ w}$$

$$N_a = \alpha W = 1 \times 937 = 937 \quad \text{w}$$

$$\eta = \frac{N_e}{N_a} = \frac{582.2}{937} = 62.14\%$$

a. 流量的误差与坐标比例尺

$$\Delta Q_{\text{读}} = 0.01 \text{ L/s}$$

$$\Delta Q_{\text{仪}} = \text{精度} \times \text{量程}$$

$$= [(1+0.5\%)(1+0.5\%) - 1] \times (10 - 1.6) \times 10^3 \div 3600 = 0.0234 \text{ L/s}$$

$$\Delta Q \in \max(\Delta Q_{\text{读}}, \Delta Q_{\text{仪}})$$

流量坐标比例尺:

$$M_Q = \frac{2}{2\Delta Q} = \frac{1}{0.0234} \approx 42 \text{ mm} \quad \text{圆整: } M_Q = 40 \text{ mm 代表 } 1 \text{ L/s}$$

b. 扬程的误差与坐标比例尺

$$H_e \approx \frac{P_2}{\rho g} + \frac{P_1}{\rho g} = H_{\text{压}} + H_{\text{真}}$$

(1) 压力表读数误差 $\Delta H_{\text{压读}} = \frac{1}{4} \times \text{最小刻度} = \frac{1}{4} \times 0.005 = 0.00125 \text{ Mpa}$

(2) 压力表仪表误差 $\Delta H_{\text{压仪}} = \text{精度} \times \text{量程}$
 $= 1.5\% \times (0.40 - 0) = 0.006 \quad \text{Mpa}$

$$\Delta H_{\text{压}} \in \max(\Delta H_{\text{读}}, \Delta H_{\text{仪}})$$

$$(3) \text{ 真空表读数误差 } \Delta H_{\text{真读}} = \frac{1}{4} \times \text{最小刻度} = \frac{1}{4} \times 0.002 = 0.0005 \text{ Mpa}$$

$$(4) \text{ 真空表仪表误差 } \Delta H_{\text{真仪}} = \text{精度} \times \text{量程} \\ = 1.5\% \times (0.1 - 0) = 0.0015 \text{ Mpa}$$

$$\Delta H_{\text{真}} \in \max(\Delta H_{\text{读}}, \Delta H_{\text{仪}})$$

$$\Delta H_e = \Delta H_{\text{压仪}} + \Delta H_{\text{真仪}} = 0.006 + 0.0015 = 0.0075 \text{ Mpa} = 0.765 \text{ mH}_2\text{O}$$

$$M_{H_e} = \frac{2}{2\Delta H_e} \approx 1.3 \text{ mm} \quad \text{圆整: } 2 \text{ mm 代表 } 1 \text{ mH}_2\text{O}$$

c. 有效功率的误差

$$N_e = \rho g Q H_e$$

$$\Delta N_e = \rho g Q \Delta H_e + \rho g H_e \Delta Q \\ = 995.7 \times 9.81 \times 3.06 \times 10^{-3} \times 0.765 + 995.7 \times 9.81 \times 19.48 \times 0.0234 \times 10^{-3} \\ = 27.3 \text{ w}$$

d. 电机功率的误差与坐标比例尺

$$N_a = \alpha W$$

$$\Delta N_a = \alpha \Delta W$$

$$\Delta W_{\text{读}} = \text{最小刻度} = 2 \text{ w}$$

$$\Delta W_{\text{仪}} = \text{精度} \times \text{量程} = 0.5\% \times (2000 - 0) = 10 \text{ w}$$

$$\Delta W \in \max(\Delta W_{\text{读}}, \Delta W_{\text{仪}})$$

$$\Delta N_a = 1 \times 10 = 10 \text{ w} = 0.01 \text{ kw}$$

$$M_{N_a} = \frac{2}{2\Delta N_a} = \frac{1}{0.01} = 100 \text{ mm}$$

取: 100mm 代表 1kw

e. 效率的误差与坐标比例尺

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

$$\Delta \eta = \frac{1}{N_a} \Delta N_e + \left| -\frac{N_e}{N_a^2} \Delta N_a \right| = \frac{27.3}{937} + \frac{582.2}{937^2} \times 10 = 0.0358 = 3.58\%$$

$$M_{\eta} = \frac{2}{2\Delta \eta} = \frac{1}{3.58\%} \approx 36 \text{ mm}$$

圆整: 1mm 代表 1%

七、过程运算及绘制曲线

1. 装置号 030802 过程运算表

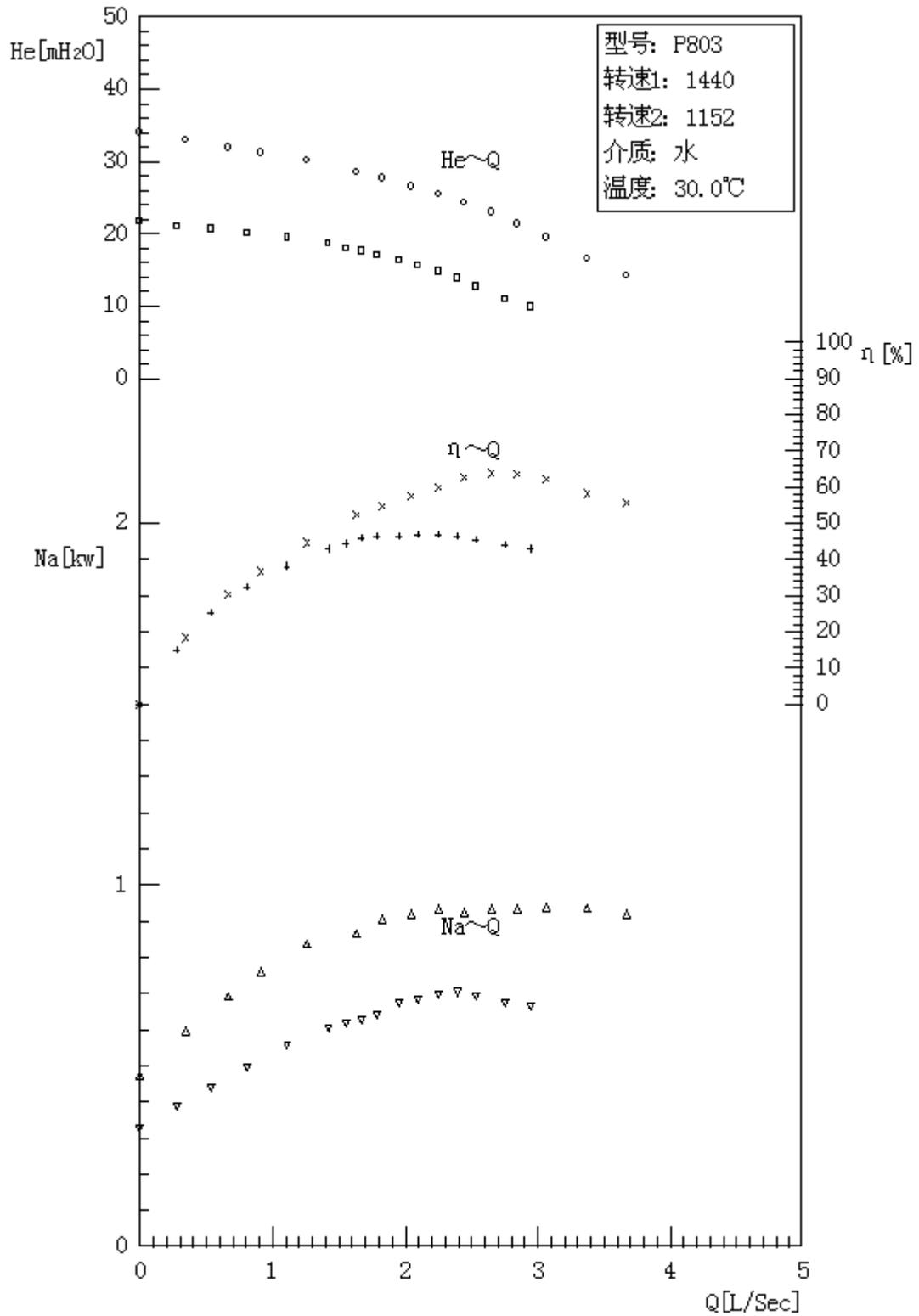
No.	频率 = 50HZ					频率 = 40HZ				
	流量 L/S	扬程 mH2O	有效功率 KW	电功率 KW	效率 %	流量 L/S	扬程 mH2O	有效功率 KW	电功率 KW	效率 %
1	3.67	14.24	0.51	0.92	55.56	2.95	9.82	0.28	0.66	42.63
2	3.37	16.50	0.54	0.94	58.03	2.75	11.00	0.30	0.67	43.97
3	3.06	19.48	0.58	0.94	62.13	2.54	12.64	0.31	0.69	45.37
4	2.84	21.36	0.59	0.93	63.52	2.39	13.88	0.32	0.70	46.03
5	2.65	22.95	0.59	0.93	63.68	2.25	14.77	0.32	0.70	46.58
6	2.45	24.24	0.58	0.92	62.77	2.10	15.56	0.32	0.68	46.74
7	2.25	25.40	0.56	0.93	59.83	1.96	16.33	0.31	0.67	46.40
8	2.05	26.40	0.53	0.92	57.47	1.79	16.94	0.30	0.64	46.13
9	1.83	27.67	0.49	0.91	54.60	1.67	17.59	0.29	0.63	45.75
10	1.63	28.48	0.45	0.87	52.36	1.55	17.98	0.27	0.62	44.18
11	1.26	30.15	0.37	0.83	44.44	1.42	18.62	0.26	0.60	42.77
12	0.91	31.14	0.28	0.76	36.42	1.11	19.41	0.21	0.56	37.91
13	0.67	31.84	0.21	0.69	30.07	0.81	20.01	0.16	0.49	32.06
14	0.34	32.95	0.11	0.60	18.36	0.54	20.67	0.11	0.44	24.90
15	0.00	33.97	0.00	0.47	0.00	0.28	21.07	0.06	0.39	14.85
16						0.00	21.76	0.00	0.33	0.00

装置号 030820 过程运算表

No.	频率 = 50HZ					频率 = 40HZ				
	流量 L/S	扬程 mH2O	有效功率 KW	电功率 KW	效率 %	流量 L/S	扬程 mH2O	有效功率 KW	电功率 KW	效率 %
1	3.61	14.79	0.52	1.10	47.57	2.96	9.66	0.28	0.70	39.63
2	3.34	17.51	0.57	1.10	51.76	2.72	11.81	0.31	0.70	44.57
3	3.03	20.44	0.61	1.07	56.70	2.54	13.15	0.33	0.70	46.27
4	2.87	21.78	0.61	1.07	57.22	2.33	14.59	0.33	0.70	47.63
5	2.56	24.06	0.60	1.04	57.62	2.11	15.90	0.33	0.68	47.91
6	2.28	25.68	0.57	1.02	56.24	1.91	16.98	0.32	0.66	47.78
7	1.96	27.51	0.53	0.99	53.31	1.71	17.80	0.30	0.64	46.37
8	1.70	28.65	0.48	0.95	50.02	1.48	18.68	0.27	0.61	44.28
9	1.50	29.47	0.43	0.93	46.42	1.20	19.47	0.23	0.57	39.96
10	1.25	30.79	0.38	0.90	42.00	1.00	19.96	0.19	0.53	36.65
11	1.00	31.63	0.31	0.83	37.04	0.80	20.56	0.16	0.49	32.78
12	0.78	32.43	0.25	0.76	32.34	0.53	21.31	0.11	0.43	25.59
13	0.53	33.08	0.17	0.69	24.96	0.34	21.61	0.07	0.40	17.85
14	0.36	33.59	0.12	0.64	18.42	0.17	22.11	0.04	0.38	9.79
15	0.18	34.30	0.06	0.58	10.40	0.00	22.52	0.00	0.35	0.00
16	0.00	35.01	0.00	0.53	0.00					

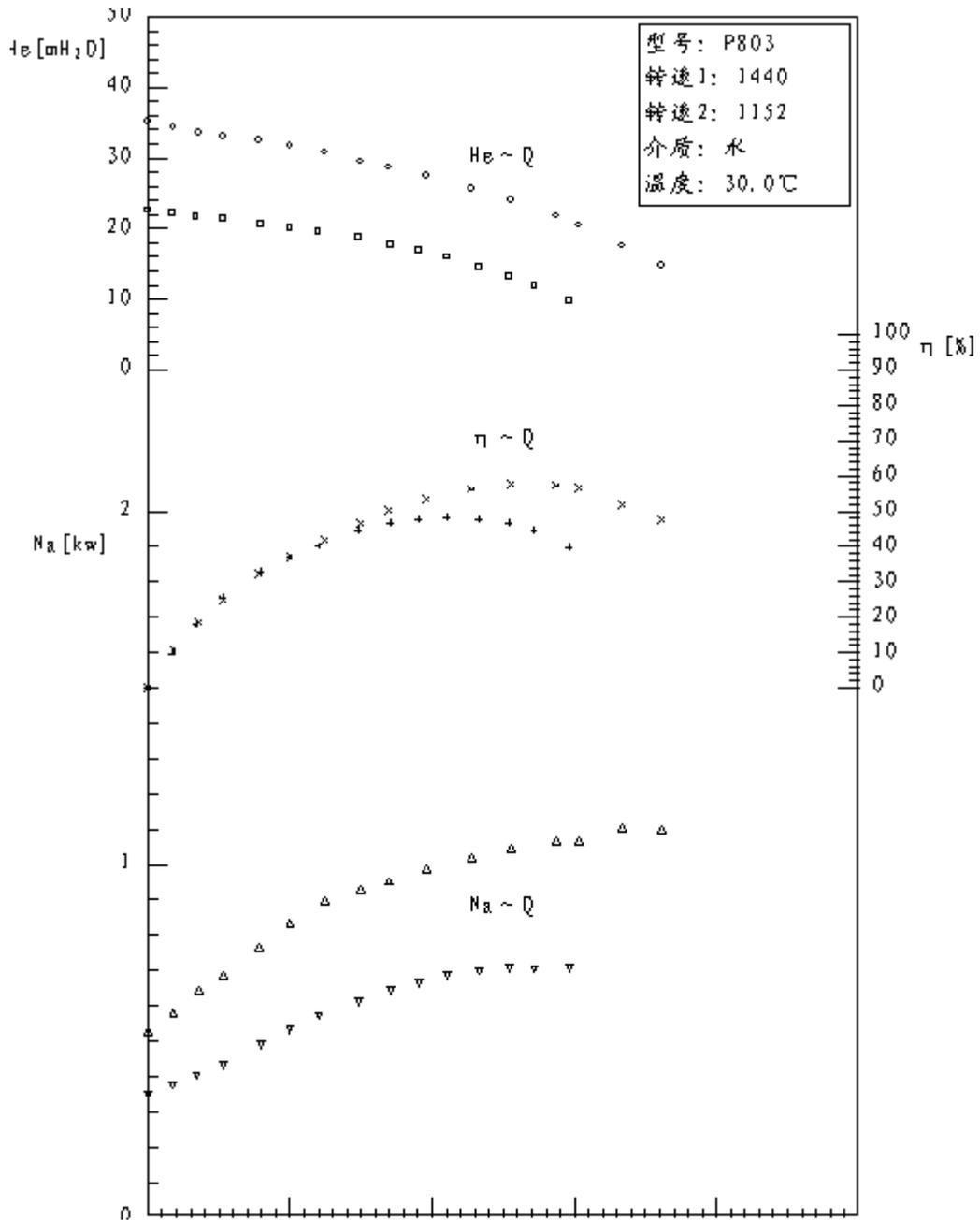
2.离心泵曲线图

030802



离心泵特性曲线图

030820



离心泵特性曲线图

八、实验结果讨论与分析

1. 离心泵的效率 η 随流量的增加先上升, 然后越过高点后再略微下降。一方面主要由于流体的质点被叶轮甩出时的运动轨迹与蜗壳形成的撞击所产生的阻力损失最小; 另一方面该德国泵由3级叶轮组成, 使流体内摩擦而引起升温最低, 由此造成的机械能损失最少。
2. 在50hz频率下: 030802离心泵效率极值点 $V=2.65L/s$, $\eta_{\max}=63.68\%$ 。030820离

心泵效率极值点 $V=2.56\text{L/s}$, $\eta_{\max}=57.62\%$ 。离心泵在极值点下工作是最经济的, 泵的铭牌上所示的性能参数均为该设计点下所对应的性能参数。

3. 在 40hz 频率下: 030802 离心泵效率极值点 $V=2.10\text{L/s}$, $\eta_{\max}=46.74\%$ 。030820 离心泵效率极值点 $V=2.11\text{L/s}$, $\eta_{\max}=47.91\%$ 。
4. 与国产泵比较, 40hz 频率下, 本实验泵输入功率只有 683w, 效率可达到 46%, 而国产泵输入功率 1000w, 效率也只有 45%, 证明变频调节省电近 30%。
5. 本实验装置的最佳操作区间在 $1.5 < Q < 3.6\text{L/s}$, 此时泵的效率 η 较高。
6. 离心泵的有效压头 H_e 随流量 Q 的增加而缓缓下降, 这是因为离心泵的叶片是后弯叶片。
7. 离心泵电机的输入功率随流量增加而增加, 但在大流量时, 它们几乎不随流量而变。

九、思考题

1. 离心泵的适宜操作条件是在其特征曲线中的最佳工况点附近, 最佳工况点是指_____。
A. 最大流量的 85% B. 扬程最高点 C. 功率最大点 D. 效率最高点
2. 用输送水的离心泵输送油 ($\rho_{\text{水}} > \rho_{\text{油}}$), 离心泵的性能参数不变的是_____。
A. H_e, q_v, P_a B. q_v, P_a, η C. H_e, q_v, η D. H_e, P_a, η
3. 离心泵产生气蚀的原因是_____。
A. 叶片附近的压强等于或小于输送温度下液体的饱和蒸汽压
B. 叶片附近的压强大于输送温度下液体的饱和蒸汽压
C. 泵内存在气体 D. 泵没有安装在液面下方
4. 已知泵的特性方程 $H_e=20-2q_v^2$, ($q_v: \text{m}^3/\text{min}$, 下同), 管路特性方程为 $H=10+8q_v^2$, 现要求两泵组合操作后使 $q_v=1.6 \text{ m}^3/\text{min}$, 下列结论正确的是: _____
A. 串联 B. 并联
C. 串并联均可 D. 无法满足要求
5. 下面的流体输送机械, 不属于正位移泵的是 _____
A. 计量泵 B. 螺杆泵 C. 往复泵 D. 离心泵

实验六 流量计性能测定

一、实验目的

1. 学会流量计流量校正（标定）的方法
2. 通过孔板（或文丘里）流量计孔流系数的测定，了解孔流系数的变化规律。

二、实验内容

1. 测定孔板（或文丘里）流量计的孔流系数。
2. 观察孔流系数的变化规律。
3. 测定孔板（或文丘里）流量计的永久压强降。

三、实验原理

孔板流量计是应用最广泛的节流式流量计之一，本实验采用自制的孔板流量计测定液体流量，用容量法进行标定，同时测定孔流系数与雷诺准数的关系。

孔板流量计是根据流体的动能和势能相互转化原理而设计的，流体通过锐孔时流速增加，造成孔板前后产生压强差，可以通过引压管在压差计或差压变送器上显示。其基本构造如图 1 所示。

若管路直径为 d_1 ，孔板锐孔直径为 d_0 ，流体流经孔板前后所形成的缩脉直径为 d_2 ，流体的密度为 ρ ，则根据柏努利方程，在界面 1、2 处有：

$$\frac{u_2^2 - u_1^2}{2} = \frac{p_1 - p_2}{\rho} = \frac{\Delta p}{\rho} \quad (3-1)$$

或
$$\sqrt{u_2^2 - u_1^2} = \sqrt{2\Delta p / \rho} \quad (3-2)$$

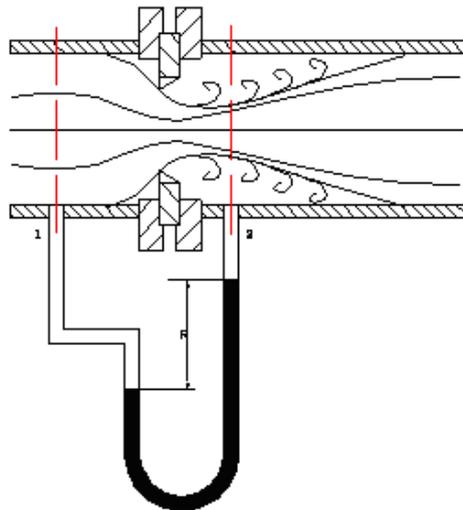
由于缩脉处位置随流速而变化，截面积 A_2 又难以指导，而孔板孔径的面积 A_0 是已知的，因此，用孔板孔径处流速 u_0 来替代上式中的 u_2 ，又考虑这种替代带来的误差以及实际流体局部阻力造成的能量损失，故需用系数 C 加以校正。式（3-2）改写为

$$\sqrt{u_2^2 - u_1^2} = C\sqrt{2\Delta p / \rho} \quad (3-3)$$

对于不可压缩流体，根据连续性方程可知 $u_1 = \frac{A_0}{A_1} u_0$ ，代入式（3-3）并整理可得

$$u_0 = \frac{C\sqrt{2\Delta p / \rho}}{\sqrt{1 - (\frac{A_0}{A_1})^2}} \quad (3-4)$$

令
$$C_0 = \frac{C}{\sqrt{1 - (\frac{A_0}{A_1})^2}} \quad (3-5)$$



则式 (3-4) 简化为
$$u_0 = C_0 \sqrt{2\Delta p / \rho} \quad (3-6)$$

根据 u_0 和 A_0 即可计算出流体的体积流量:

$$V = u_0 A_0 = C_0 A_0 \sqrt{2\Delta p / \rho} \quad (3-7)$$

或
$$V = u_0 A_0 = C_0 A_0 \sqrt{2gR(\rho_i - \rho) / \rho} \quad (3-8)$$

式中: V —流体的体积流量, m^3/s ;

R —U 形压差计的读数, m ;

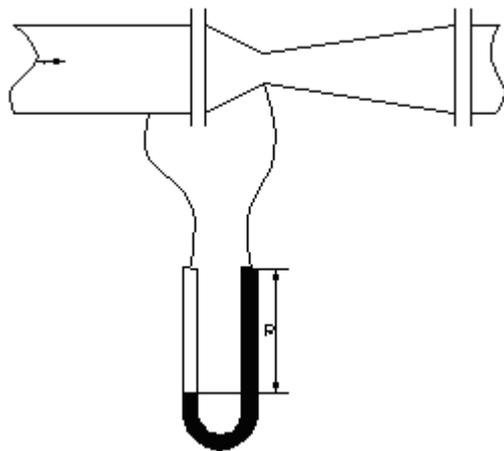
ρ_i —压差计中指示液密度, kg/m^3 ;

C_0 —孔流系数, 无因次;

C_0 由孔板锐口的形状、测压口位置、孔径与管径之比和雷诺数 Re 所决定, 具体数值由实验测定。当孔径与管径之比为一定值时, Re 超过某个数值后, C_0 接近于常数。一般工业上定型的流量计, 就是规定在 C_0 为定值的流动条件下使用。 C_0 值范围一般为 0.6-0.7。

孔板流量计安装时应在其上、下游各有一段直管段作为稳定段, 上游长度至少应为 $10d_1$, 下游为 $5d_2$ 。孔板流量计构造简单, 制造和安装都很方便, 其主要缺点是机械能损失大。由于机械能损失, 使下游速度复原后, 压力不能恢复到孔板前的值, 称之为永久损失。 d_0/d_1 的值越小, 永久损失越大。

孔板流量计的主要缺点是机械能损失很大, 为了克服这一缺点, 可采用一渐缩渐扩管, 如图 2 所示, 当流体流过这样的锥管时, 不会出现边界层分离及漩涡, 从而大大降低了机械能损失。这种管称为文丘里管。



文丘里管收缩锥角通常取 $15^\circ-25^\circ$, 扩大段锥角要取得小些, 一般为 $5^\circ-7^\circ$, 使流速改变平缓, 因为机械能损失主要发生在突然扩大处。

文丘里流量计测量原理与孔板完全相同, 只不过永久损失要小很多。流速、流量计算仍可用式 (3-6)、(3-7), 式中 u_0 仍代表最小截面处 (称为文氏喉) 的流速。文丘里管的孔

流系数 C_0 约为 0.98-0.99。机械能损失约为

$$w_f = 0.1u_0^2 \quad (3-9)$$

文丘里流量计的缺点是加工比孔板复杂，因而造价高，且安装时需占去一定管长位置，但其永久损失小，故尤其适用于低压气体的输送。

四、实验装置

1. 设备主要技术数据及其附件

1. 设备参数

- (1). 离心泵：型号：WB 70/055 转速 $n = 2800$ 转 / 分，
流量 $Q = 20-120$ L / min, 扬程 $H = 19-13.5$ m

(2). 贮水槽：550*400*450

(3). 试验管路：内径 $d = 40.0$ mm

2. 流量测量：

(1) 涡轮流量计： $\phi 15$ ，最大流量 6 m³/h

(2) 孔板流量计：孔板孔径 $\phi 15$ ，

(3) 文丘里流量计：喉径 $\phi 15$ ，

(4) 转子流量计：LZB-40 (0.4-4 m³/h)

(5) 铜电阻温度计

(6) 差压变送器 (0-200kPa)

3. 实验装置的基本情况

用离心泵 3 将贮水槽 8 的水直接送到实验管路中，经涡轮流量计计量后分别进入到转子流量计、孔板流量计、文丘里流量计，最后返回贮水槽 8。测量孔板流量计时把 9、11 阀门打开；10、12 阀门关闭。测量文丘里流量计时把 9、10 阀门打开；11、12 阀门关闭。测量转子流量计时把 12、10、11 阀门打开；9 阀门关闭。流量由调节阀 10、11、12 来调节水的流量。温度由铜电阻温度计测量。

实验流程示意图见图 3

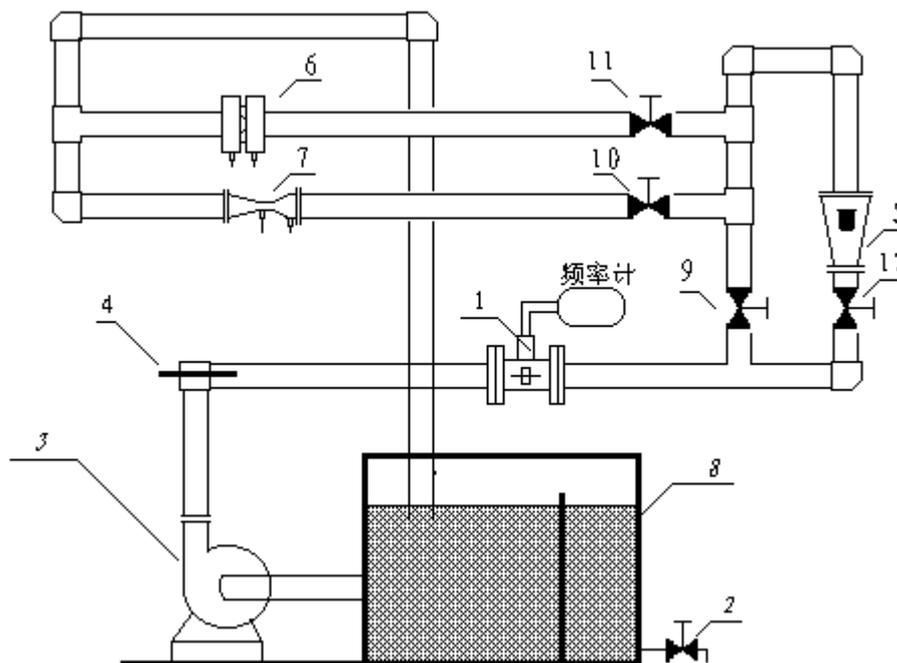


图3 流量计实验流程示意图

- 1- 涡轮流量计；2-放水阀；3-离心泵；4-温度计；5-转子流量计；
6-孔板流量计；7-文丘里流量计；8-储水槽；9、10、11、12-流量调节阀；

五、实验方法及步骤

1. 启动离心泵前，关闭泵流量调节阀
2. 启动离心泵。
3. 按流量从小到大的顺序进行实验。用流量调节阀调某一流量，待稳定后，又涡轮流量计读取流体流量，并分别记录压强差。
4. 改变不同流量计进行实验，实验步骤同上。
5. 实验结束后，关闭泵出口流量调节阀9、12后，停泵。

六、实验报告

1. 将所有原始数据及计算结果列成表格，并附上计算示例。
2. 在单对数坐标纸上分别绘出孔板流量计和文丘里流量计的 $C_0 - Re$ 图。
3. 讨论实验结果。

表1 文丘里流量计性能测定实验数据记录 (第一套)

	文丘里流量计	文丘里流量计	涡轮流量 Q	流速 u	Re	Co
	(kPa)	(Pa)	(m ³ /h)	(m/s)		
1						
2						
3						
4						
5						
6						
7						
8						
9						

表2 孔板流量计性能测定实验数据记录

	孔板流量计	孔板流量计	涡轮流量 Q	流速 u	Re	Co
	(kPa)	(Pa)	(m ³ /h)	(m/s)		
1						
2						
3						
4						
5						
6						
7						
8						

七、. 思考题

1. 测量流体流量时，随流量增加孔板流量计两侧压差 _____。
A. 不变 B. 增大 C. 减小 D. 不能确定
2. 转子流量计测量流体流量时，随流量增加, 两侧压差_____。
A. 不变 B. 增大 C. 减小 D. 不能确定
3. 下列流量计，在测量过程中静压强差不变的是_____。
A. 孔板流量计 B. 文丘里流量计
C. 毛细管流量计 D. 转子流量计
4. 对于测压方式、结构尺寸、加工状况等均已规定的标准孔板，流量系数 C 与_____有关
A. 雷诺准数 B. 面积比
C. 雷诺准数及面积比 D. 定值
5. 与孔板流量计相比，文丘里流量计的阻力损失_____。
A. 大 B. 小 C. 相等 D. 不能确定

实验七 对流传热系数 α_i 的测定

一、实验目的

- (1) 通过对空气—水蒸气简单套管换热器的实验研究，掌握对流传热系数 α_i 的测定方法，加深对其概念和影响因素的理解。
- (2) 通过对管程内部插有螺旋线圈的空气—水蒸气强化套管换热器的实验研究，掌握对流传热系数 α_i 的测定方法，加深对其概念和影响因素的理解。
- (3) 学会并应用线性回归分析方法，确定传热管关联式 $Nu_i = A Re^m Pr^{0.4}$ 中常数 A 、 m 数值，强化管关联式 $Nu_0 = B Re^m Pr^{0.4}$ 中 B 和 m 数值。
- (4) 根据计算出的 Nu 、 Nu_0 求出强化比 Nu / Nu_0 ，比较强化传热的效果，加深理解强化传热的基本理论和基本方式。

二、基本原理

在化工生产中常遇到的对流传热是将热由流体传给换热器的固体壁面或者由换热器的固体壁面传给周围的流体。此对流传热过程称为对流给热。对流给热的核心问题是求算给热系数，当流体无相变时对流传热准数关联式的一般形

式为： $Nu = A \times Re^m \times Pr^n \times Gr^p$

对于强制湍流而言，自然对流 Gr 数的影响可以忽略，故

$$Nu = A \times Re^m \times Pr^n$$

本实验中，可用线性回归的方法计算上述准数关联式中的指数和系数。

1、普通套管换热器传热系数测定及准数关联式的确定：

- (1) 对流传热系数 α_i 的测定：

对流传热系数 α_i 可以根据牛顿冷却定律，通过实验来测定。

$$Q_i = \alpha_i \times S_i \times \Delta t_m \quad (1)$$

$$\alpha_i = \frac{Q_i}{\Delta t_m \times S_i} \quad (2)$$

式中： α_i —管内流体对流传热系数， $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ；

Q_i —管内传热速率， W ；

S_i —管内换热面积， m^2 ；

Δt_{mi} —管内平均温度差， $^\circ C$ 。

平均温度差由下式确定： $\Delta t_{mi} = t_w - t_m \quad (3)$

式中： \bar{t} —冷流体的入口、出口平均温度，℃；

t_w —壁面平均温度，℃；

因为换热器内管为紫铜管，其导热系数很大，且管壁很薄，故认为内壁温度、外壁温度和壁面平均温度近似相等，用 t_w 来表示，由于管外使用蒸汽，所以 t_w 近似等于热流体的平均温度。

管内换热面积：
$$S_i = \pi d_i L_i \quad (4)$$

式中： d_i —内管管内径，m；

L_i —传热管测量段的实际长度，m。

由热量衡算式：
$$Q_i = W_i c_{pi} (t_{i2} - t_{i1}) \quad (5)$$

其中质量流量由下式求得：
$$W_i = \frac{V_i \rho_i}{3600} \quad (6)$$

式中： V_i —冷流体在套管内的平均体积流量，m³/h；

c_{pi} —冷流体的定压比热，kJ/(kg·℃)；

ρ_i —冷流体的密度，kg/m³。

c_{pi} 和 ρ_i 可根据定性温度 t_m 查得，

$$t_m = \frac{t_{i1} + t_{i2}}{2} \quad \text{为冷流体进出口平均温度。}$$

t_{i1} ， t_{i2} ， t_w ， V_i 可采用一定的测量手段得到。

(2) 对流传热系数准数关联式的实验确定：

流体在管内作强制湍流，被加热状态，准数关联式的形式为：

$$Nu_i = A Re_i^m Pr_i^n \quad (7)$$

其中：
$$Nu_i = \frac{\alpha_i d_i}{\lambda_i}, \quad Re_i = \frac{u_i d_i \rho_i}{\mu_i}, \quad Pr_i = \frac{c_{pi} \mu_i}{\lambda_i}$$

物性数据 λ_i 、 c_{pi} 、 ρ_i 、 μ_i 可根据定性温度 t_m 查得。经过计算可知，对于管内被加热的空气，普兰特准数 Pr_i 变化不大，可以认为是常数，则关联式的形式简化为：

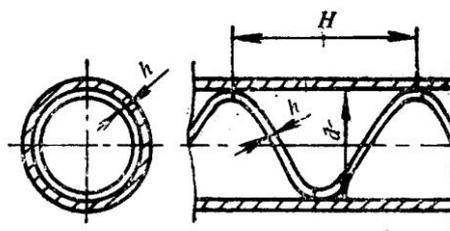
$$Nu_i = A Re_i^m Pr_i^{0.4} \quad (8)$$

这样通过实验确定不同流量下的 Re_i 与 Nu_i ，然后用线性回归方法确定 A 和 m 的值。

2、强化套管换热器传热系数、准数关联式及强化比的测定：

强化传热技术，可以使初设计的传热面积减小，从而减小换热器的体积和重量，提高了现有换热器的换热能力，达到强化传热的目的。同时换热器能够在较低温差下工作，减少了换热器工作阻力，以减少动力消耗，更合理有效地利用能源。强化传热的方法有多种，本实验装置采用了多种强化方式，具体见下表。

其中螺旋线圈的结构图如图一所示，螺旋线圈由直径 3mm 以下的铜丝和钢丝按一定节距绕成。将金属螺旋线圈插入并固定在管内，即可构成一种强化传热管。在近壁区域，流体一面由于螺旋线圈的作用而发生旋转，一面还周期性地受到线圈的螺旋金属丝的扰动，因而可以使传热强化。由于绕制线圈的金属丝直径很细，流体旋流强度也较弱，所以阻力较小，有利于节省能源。螺旋线圈是以线圈节距 H 与管内径 d 的比值以及管壁粗糙度 ($2d/h$) 为主要技术参数，且长径比是影响传热效果和阻力系数的重要因素。



科学家通过实验研究总结了形式为 $Nu = ARe^m$ 的经验公式，其中 A 和 m 的值因强化方式不同而不同。在本实验中，确定不同流量下的 Re_i 与 Nu_i ，用线性回归方法可确定 A 和 m 的值。

单纯研究强化手段的强化效果（不考虑阻力的影响），可以用强化比的概念作为评判准则，它的形式是： Nu/Nu_0 ，其中 Nu 是强化管的努塞尔准数， Nu_0 是普通管的努塞尔准数，显然，强化比 $Nu/Nu_0 > 1$ ，而且它的值越大，强化效果越好。需要说明的是，如果评判强化方式的真正效果和经济效益，则必须考虑阻力因素，阻力系数随着换热系数的增加而增加，从而导致换热性能的降低和能耗的增加，只有强化比较高，且阻力系数较小的强化方式，才是最佳的强化方法。

1、实验装置流程示意图（如图 2 所示）：

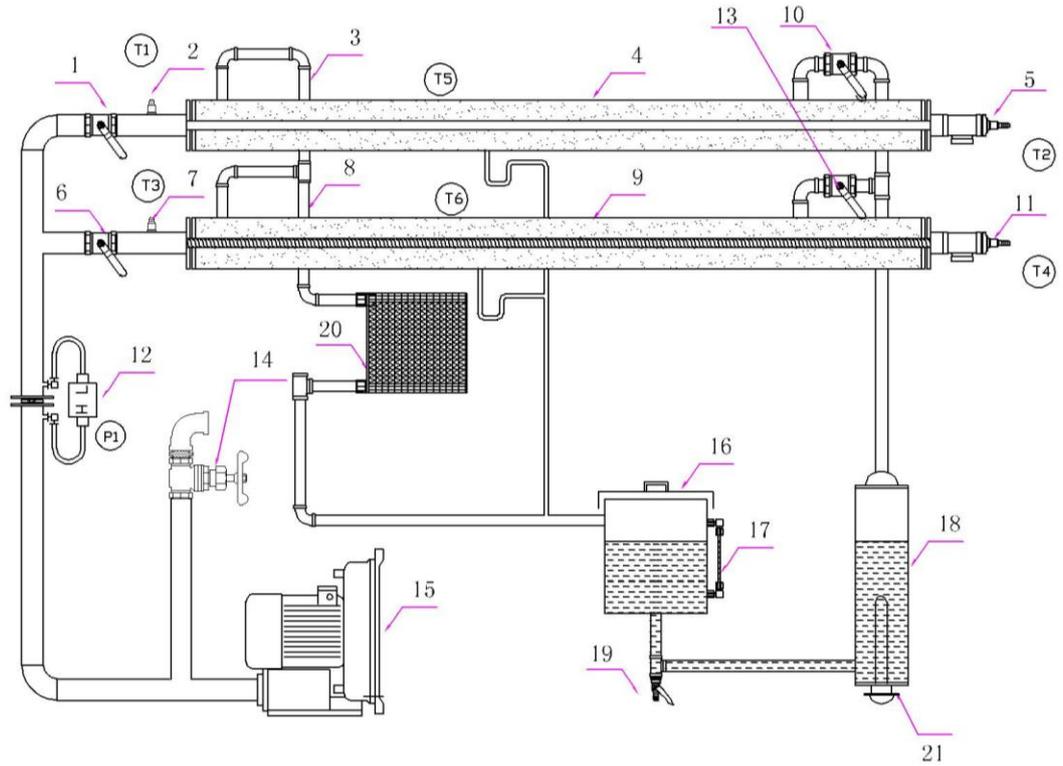


图 2 传热综合实验装置流程图

1-光滑管空气进口阀；2-光滑管空气进口温度；3-光滑管蒸汽出口；4-光滑套管换热器；5-光滑管空气出口温度；6-强化管空气进口阀；7-强化管空气进口温度；8-强化管蒸汽出口；9-内插有螺旋线圈的强化套管换热器；10-光滑套管蒸汽进口阀；12-孔板流量计；13-强化套管蒸汽进口阀；14-空气旁路调节阀；15-旋涡气泵；16-储水罐 17-液位计；18-蒸汽发生器；19-排水阀；20-散热器；其中 2, 5, 7, 11, 12 为测试点

2、实验设备主要技术参数（如表 1 所示）：

表 1 实验装置结构参数

实验内管直径 (mm)		$\Phi 22 \times 1$
实验内管外径 d_o (mm)		22.0
实验外管直径 (mm)		$\Phi 57 \times 3.5$
测量段（紫铜内管）长度 L (m)		1.20
强化内管内插物 (螺旋线圈) 尺寸	丝径 h (mm)	1
	节距 H (mm)	40
孔板流量计孔流系数及孔径		$c_0=0.65$ 、 $d_0 =0.017$ m
旋涡气泵		XGB—2 型
加热釜	操作电压	≤ 200 伏
	操作电流	≤ 10 安

3、实验装置面板图（如图 3 所示）：

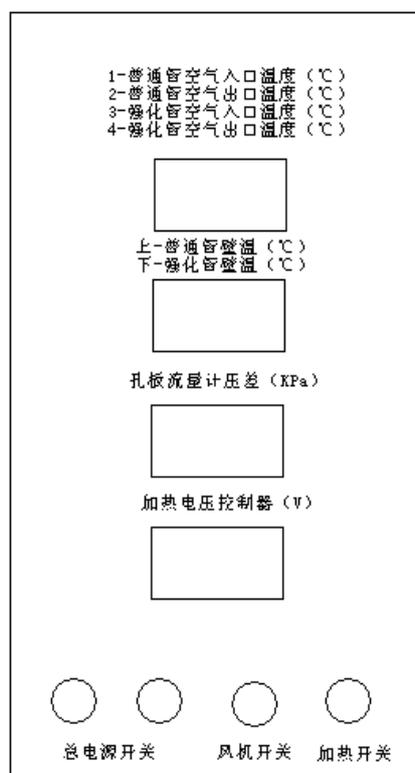


图 3 传热过程综合实验面板图

四、实验步骤

1. 实验前的检查准备

- (1) 向水箱 16 中加水至液位计上端。
- (2) 检查空气流量旁路调节阀 14 是否全开(应全开)。
- (3) 检查蒸气管支路各控制阀 10、13 和空气支路控制阀 1、6 是否已打开（应保证有一路是开启状态），保证蒸汽和空气管线畅通。
- (4) 合上电源总闸，设定加热电压，启动电加热器开关，开始加热。加热系统处于完好状态。

2. 实验开始：

- (1) 合上电源总开关。打开加热开关,设定加热电压(不得大于 200V),直至有水蒸气冒出。在整个实验过程中始终保持换热器蒸汽放空口 3 或 8 处有水蒸气冒出,经过风冷散热器 20 将水蒸气冷凝下来,并流回到水箱 17 中循环使用。

加热电压的设定：按一下加热电压控制仪表的  键，在仪表的 SV 显示窗中右下方出现一闪烁的小点，每按一次  键，小点便向左移动一位，小点在哪个位子上就可以利用 、 键调节相应位子的数值，调好后在不按动仪表上任何按键的情况下 30 秒后仪表自动确认，并按所设定的数值应用。

- (2) 合上面板上风机开关启动风机并用旁路调节阀 14 来调节空气的流量,在一定的流量下

稳定 3—5 分钟后分别测量空气的流量,空气进、出口的温度,由温度巡检仪测量(1-光滑管空气入口温度;2-光滑管空气出口温度;3-粗糙管空气入口温度;4-粗糙管空气出口温度),换热器内管壁面的温度由温度巡检仪(上-光滑管壁面温度;下-粗糙管壁面温度)测得。然后,在改变流量稳定后分别测量空气的流量,空气进、出口的温度,壁面温度后继续实验。

(3) 实验结束后,依次关闭加热、风机和总电源。一切复原。

五、实验注意事项:

1. 检查蒸汽加热釜中的水位是否在正常范围内。特别是每个实验结束后,进行下一实验之前,如果发现水位过低,应及时补给水量。

2. 必须保证蒸汽上升管线的畅通。即在给蒸汽加热釜电压之前,两蒸汽支路阀门之一必须全开。在转换支路时,应先开启需要的支路阀,再关闭另一侧,且开启和关闭阀门必须缓慢,防止管线截断或蒸汽压力过大突然喷出。

3. 必须保证空气管线的畅通。即在接通风机电源之前,两个空气支路控制阀之一和旁路调节阀必须全开。在转换支路时,应先关闭风机电源,然后开启和关闭支路阀。

4. 调节流量后,应至少稳定 3~8 分钟后读取实验数据。

5. 实验中保持上升蒸汽量的稳定,不应改变加热电压,保证蒸汽放空口一直有蒸汽放出。

六、原始实验数据记录及数据处理过程举例(仅供参考,以实际数据为准):

1、原始数据记录及数据整理

表 2 实验数据记录及数据整理表(第 1 套普通管换热器)

No.	1	2	3	4	5	6
空气流量压差 (kPa)	4.31	3.48	2.58	1.58	1.19	0.54
空气入口温度 t_1 (°C)	27.5	27.9	24.4	20.8	19.6	18.8
ρ_{t1} (kg/m ³)	1.18	1.18	1.19	1.20	1.21	1.21
空气出口温度 t_2 (°C)	60	61	60.1	60.2	61.1	64
t_w (°C)	98.1	98.1	98.1	98.1	98.1	98.3
t_m (°C)	43.75	44.45	42.25	40.50	40.35	41.40
ρ_{tm} (kg/m ³)	1.13	1.12	1.13	1.14	1.14	1.13
$\lambda_{tm} \times 10^2$ (W/m · K)	2.77	2.78	2.76	2.75	2.75	2.76
c_{ptm} (J/kg · K)	1005	1006	1007	1008	1009	1010
$\mu_{tm} \times 10^{-5}$ (Pa · s)	1.93	1.93	1.92	1.91	1.91	1.92
t_2-t_1 (°C)	32.50	33.10	35.70	39.40	41.50	45.20
Δt_m (°C)	54.35	53.65	55.85	57.60	57.75	56.90
V_{t1} (m ³ /h)	46.11	41.46	35.52	27.65	23.96	16.12
V_{tm} (m ³ /h)	48.60	43.74	37.65	29.51	25.66	17.37
u (m/s)	43.00	38.69	33.31	26.10	22.70	15.37
qc (W)	497	455	426	370	340	250
α_i (W/m ² · °C)	121	112	101	85	78	58
Re	50251	45048	39242	31049	27019	18188
Nu	87	81	73	62	57	42
$Nu/(Pr^{0.4})$	101	94	85	72	66	49

表3 实验数据记录及数据整理表（第1套强化管换热器）

No.	1	2	3	4	5	6
空气流量压差 (kPa)	2.51	2.06	1.68	1.29	1.01	0.34
空气入口温度 t_1 (°C)	26.5	30.3	29.1	26.4	23.8	20.9
ρ_{t1} (kg/m ³)	1.19	1.17	1.18	1.19	1.19	1.20
空气出口温度 t_2 (°C)	81.3	82.9	83.4	83.6	84	87.3
t_w (°C)	98.0	98.0	98.1	98.0	98.0	98.1
t_m (°C)	53.90	56.60	56.25	55.00	53.90	54.10
ρ_{t_m} (kg/m ³)	1.09	1.08	1.08	1.09	1.09	1.09
$\lambda_{t_m} \times 10^2$ (W/m · K)	2.85	2.87	2.87	2.86	2.85	2.85
$c_{p_{tm}}$ (J/kg · K)	1005	1006	1007	1008	1009	1010
$\mu_{t_m} \times 10^{-5}$ (Pa · s)	1.98	1.99	1.99	1.98	1.98	1.98
t_2-t_1 (°C)	54.80	52.60	54.30	57.20	60.20	66.40
Δt_m (°C)	44.10	41.40	41.85	43.00	44.10	44.00
V_{t1} (m ³ /h)	35.14	32.01	28.85	25.19	22.20	12.83
V_{tm} (m ³ /h)	38.35	34.78	31.45	27.59	24.46	14.28
u (m/s)	33.93	30.77	27.82	24.41	21.63	12.63
qc (W)	641	554	518	481	451	290
α_i (W/m ² · °C)	193	177	164	148	136	88
Re	37523	33533	30376	26834	23927	13955
Nu	135	124	114	104	95	61
$Nu/(Pr^{0.4})$	156	143	132	120	110	71

表4 实验数据记录及数据整理表（第2套普通管换热器）

No.	1	2	3	4	5	6
空气流量压差 (kPa)	4.72	3.47	2.60	1.56	1.17	0.53
空气入口温度 t_1 (°C)	30.4	29.4	25.3	22.5	21.6	21.4
ρ_{t1} (kg/m ³)	1.17	1.18	1.19	1.20	1.20	1.20
空气出口温度 t_2 (°C)	63.4	63.6	62.4	62.6	63.3	66.1
t_w (°C)	98.8	98.8	98.8	98.8	98.8	98.9
t_m (°C)	46.90	46.50	43.85	42.55	42.45	43.75
ρ_{t_m} (kg/m ³)	1.12	1.12	1.13	1.13	1.13	1.13
$\lambda_{t_m} \times 10^2$ (W/m · K)	2.80	2.79	2.78	2.77	2.76	2.77
$c_{p_{tm}}$ (J/kg · K)	1005	1006	1007	1008	1009	1010
$\mu_{t_m} \times 10^{-5}$ (Pa · s)	1.94	1.94	1.93	1.92	1.92	1.93
t_2-t_1 (°C)	33.00	34.20	37.10	40.10	41.70	44.70
Δt_m (°C)	51.90	52.30	54.95	56.25	56.35	55.15
V_{t1} (m ³ /h)	48.46	41.49	35.70	27.54	23.82	16.03
V_{tm} (m ³ /h)	51.09	43.83	37.92	29.41	25.51	17.25
u (m/s)	45.20	38.78	33.55	26.02	22.57	15.26

qc (W)	525	468	443	374	337	244
α_i ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)	134	119	107	88	79	59
Re	51928	44648	39184	30607	26560	17831
Nu	96	85	77	64	57	42
$\text{Nu}/(\text{Pr}^{0.4})$	111	98	89	74	66	49

表 5 实验数据记录及数据整理表 (第 2 套强化管换热器)

No.	1	2	3	4	5	6
空气流量压差 (kPa)	2.60	2.08	1.67	1.20	0.91	0.31
空气入口温度 t_1 ($^\circ\text{C}$)	28.4	30.1	28.5	25.6	23.2	21.8
ρ_{t1} (kg/m^3)	1.18	1.17	1.18	1.19	1.20	1.20
空气出口温度 t_2 ($^\circ\text{C}$)	82.1	83.4	83.7	83.9	84.4	87.8
t_w ($^\circ\text{C}$)	98.5	98.6	98.6	98.5	98.6	98.6
t_m ($^\circ\text{C}$)	55.25	56.75	56.10	54.75	53.80	54.80
ρ_{tm} (kg/m^3)	1.09	1.08	1.08	1.09	1.09	1.09
$\lambda_{tm} \times 10^2$ ($\text{W}/\text{m} \cdot \text{K}$)	2.86	2.87	2.87	2.86	2.85	2.86
c_{ptm} ($\text{J}/\text{kg} \cdot \text{K}$)	1005	1006	1007	1008	1009	1010
$\mu_{tm} \times 10^{-5}$ ($\text{Pa} \cdot \text{s}$)	1.98	1.99	1.99	1.98	1.98	1.98
t_2-t_1 ($^\circ\text{C}$)	53.70	53.30	55.20	58.30	61.20	66.00
Δt_m ($^\circ\text{C}$)	43.25	41.85	42.50	43.75	44.80	43.80
V_{t1} (m^3/h)	35.86	32.15	28.74	24.26	21.06	12.27
V_{tm} (m^3/h)	39.05	34.98	31.38	26.63	23.23	13.64
u (m/s)	34.55	30.95	27.76	23.56	20.55	12.07
qc (W)	637	564	526	474	435	275
α_i ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)	195	179	164	144	129	83
Re	37930	33695	30330	25937	22743	13279
Nu	137	125	114	101	90	58
$\text{Nu}/(\text{Pr}^{0.4})$	158	144	132	116	105	67

套管换热器实验准数关联图

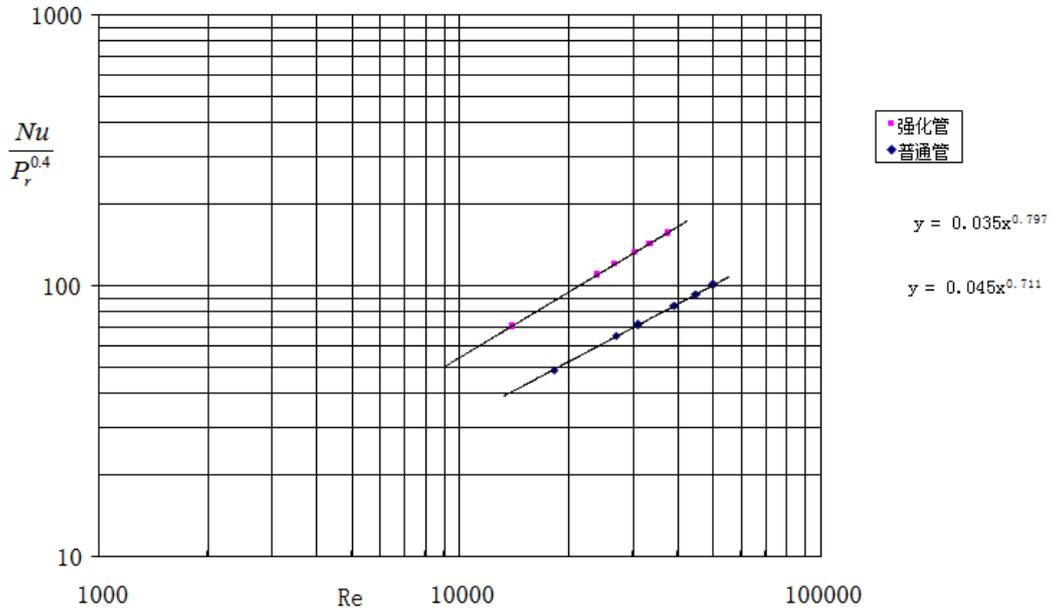


图4 第1套传热实验准数关联图

套管换热器实验准数关联图

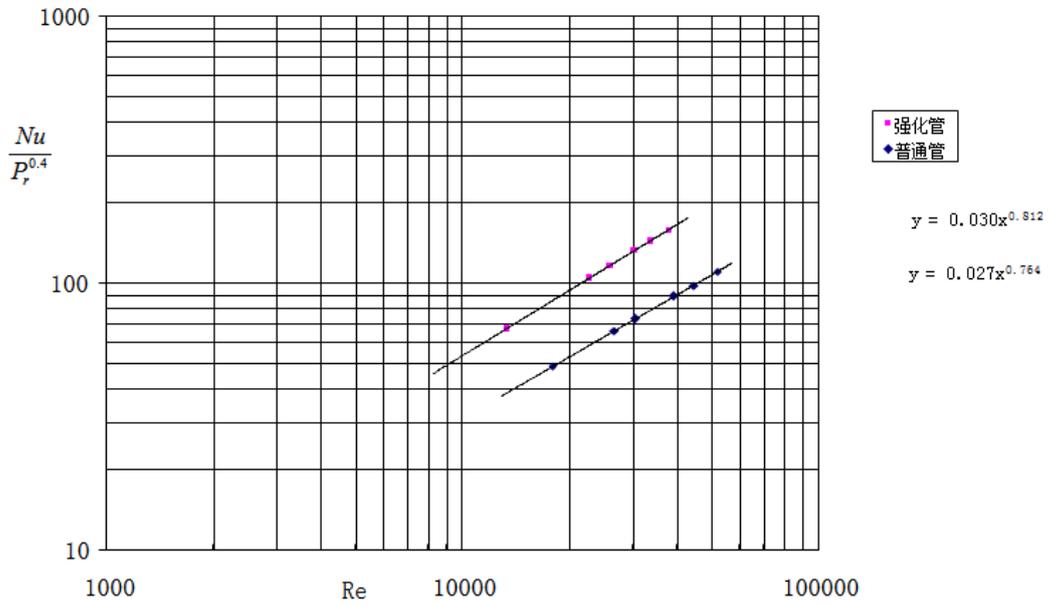


图5 第2套传热实验准数关联图

2、计算示例

(以表2第1组数据为例)。

孔板流量计压差 $\Delta P = 4.31 \text{Kpa}$ 壁面温度 $t_w = 98.1^\circ\text{C}$ 。

进口温度 $t_1 = 27.5^\circ\text{C}$ 出口温度 $t_2 = 60^\circ\text{C}$

传热管内径 d_i (mm) 及流通断面积 $F(\text{m}^2)$ ：

$$d_i = 20.0 \text{ (mm)} = 0.0200 \text{ (m)};$$

$$F = \pi (d_i^2) / 4 = 3.142 \times (0.0200)^2 / 4 = 0.0003142 \text{ (m}^2\text{)}.$$

传热管有效长度 L (m) 及传热面积 s_i (m²): $L = 1.200 \text{ (m)}$

$$s_i = \pi L d_i = 3.142 \times 1.200 \times 0.0200 = 0.075394 \text{ (m}^2\text{)}.$$

传热管测量段上空气平均物性常数的确定:

先算出测量段上空气的定性温度 \bar{t} (°C) 为简化计算, 取 t 值为空气进口温度 t_1 (°C) 及出口温度 t_2 (°C) 的平均值:

$$\text{即 } \bar{t} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{27.5 + 60}{2} = 43.75 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

据此查得: 测量段上空气的平均密度 $\rho = 1.18 \text{ (Kg/m}^3\text{)}$;

测量段上空气的平均比热 $c_p = 1005 \text{ (J / Kg}\cdot\text{K)}$;

测量段上空气的平均导热系数 $\lambda = 0.0277 \text{ (W / m}\cdot\text{K)}$;

测量段上空气的平均粘度 $\mu = 0.0000193 \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$;

④传热管测量段上空气的平均普兰特准数的 0.4 次方为:

$$Pr^{0.4} = 0.696^{0.4} = 0.865$$

⑤空气流过测量段上平均体积 V (m³/h) 的计算:

孔板流量计体积流量:

$$\begin{aligned} V_{t1} &= c_0 \times A_0 \times \sqrt{\frac{2 \times \Delta P}{\rho_{t1}}} \\ &= 0.65 \times 3.14 \times 0.0165^2 \times 3600 / 4 \times \sqrt{\frac{2 \times 4.31 \times 1000}{1.18}} = 46.11 \text{ (m}^3\text{/h)} \end{aligned}$$

传热管内平均体积流量 V_m :

$$V_m = V_{t1} \times \frac{273 + \bar{t}}{273 + t} = 46.11 \times \frac{273 + 43.75}{273 + 27.5} = 48.6 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

平均流速 u_m : $u_m = V_m / (F \times 3600) = 48.6 / (0.0003142 \times 3600) = 43 \text{ (m/s)}$

冷热流体间的平均温度差 Δt_m (°C) 的计算: 测得 $t_w = 98.1$ (°C)

$$\Delta t_m = t_w - \frac{(t_1) + (t_2)}{2} = 98.1 - 43.75 = 54.35 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

其他项计算:

$$\begin{aligned} \text{传热速率(W)} \quad Q &= \frac{(V \times \rho_i \times C p_i \times \Delta t)}{3600} \\ &= \frac{48.6 \times 1.13 \times 1005 \times (60 - 27.5)}{3600} = 497 \text{ (W)} \end{aligned}$$

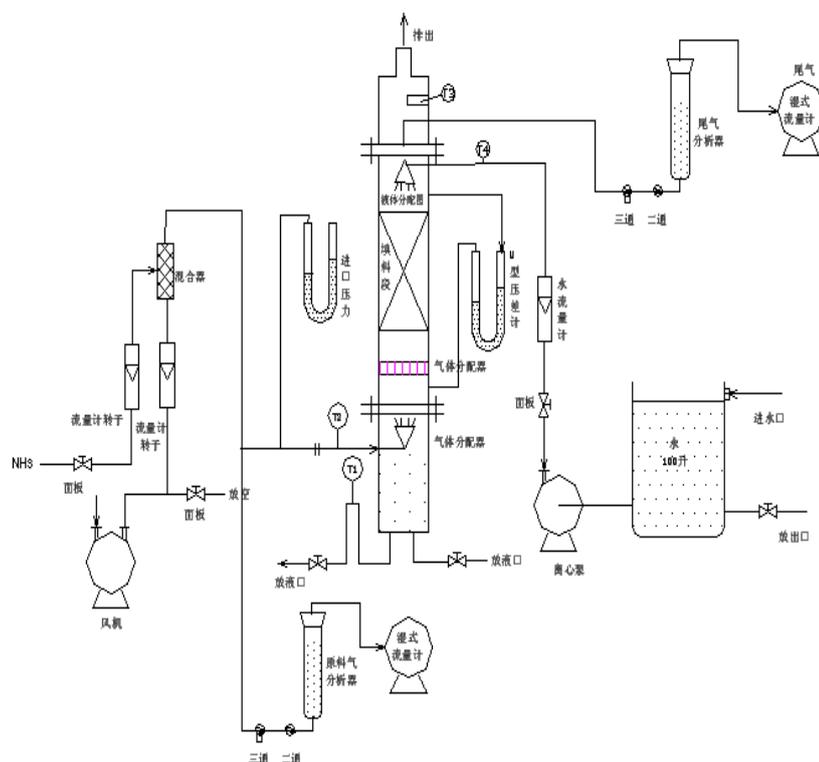
实验八 填料吸收塔的操作及其 K_{ya} 的测定

一、实验目的：

1. 学习填料塔吸收的基本原理，学会操作填料塔。
2. 掌握 NH_3 在水及空气中的分析方法和操作。
3. 了解 NH_3 在水中吸收的特点，掌握控制重点。
4. 学会吸收塔物料衡算及吸收系数的计算和相应的数据处理。

二、药品和仪器

NH_3 吸收装置， NH_3 钢瓶（带减压阀），移液管（1ml、10ml），容量瓶（100ml，2支），量筒（50ml）， HCl （0.1M/1，0.0001M/1），甲基红指示剂，乙醇，酸式滴定管。



装置流程图

设备主要部件：1、有机玻璃塔 2、风机 3、耐腐蚀磁力泵 4、不锈钢水桶
5、混合器 6、转子流量计 7、玻璃分析器 8、U型差压计
9、分布器 10、湿式流量计

三、实验装置

整个流程，吸收塔及主要部件都是可视性透明元件。吸收塔填料采用规整 BX 型填料，效率很高。各温度测量点采用先进的宇光智能仪表显示，采用铂电阻测温，测温准确，方便。

自来水通过浮球阀加入不锈钢储水桶，通过浮球阀桶内保持一定的液位。不锈钢离心泵把桶内的水打到有机玻璃塔上部，水的流量可通过玻璃转子流量计显示，通过流量计前的隔膜阀控制。

氨气通过转子流量计控制流量后在混合器与风机提供的空气充分混合后，进入吸收塔的下部，在 BX 型填料处，水自上而下，混合氨气自下而上完成逆流是吸收过程。

其中，原料气和尾气通过玻璃分析器分析；吸收液则通过标准酸滴定，吸收塔的气体进口压力，塔压降由 U 型差压计测得，从而可以计算相关参数。

四、实验原理及方法

使混合气体与适当的液体接触，气体的一个或几个组份便溶于该液体内而形成溶液，不能溶解的部分则保留在气相中，于是混合气体的组份得以分离，这种利用各组份在液体中溶解度不同而分离气体的操作称为吸收，气液中吸收相的浓度构成动力部分，两相的界面、气膜、液膜构成阻力部分，为直观起见，这里以 NH_3 为例介绍单组份吸收。操作中 NH_3 与空气混合，与水在吸收塔中逆流接触，在填料的表面，液体与气体充分接触，而在液体中与混合气体中的 NH_3 的浓度为 NH_3 由混合气中向水中扩散提供了动力， NH_3 分子有进入水中的趋势，但在相界面处，我们理想的认为存在两个停滞膜及气膜和液膜，而在停滞膜外液体气体充分湍动，浓度均匀，两个膜成为 NH_3 扩散的阻力源，由于 NH_3 易溶于水，故液膜阻力很小，则气膜阻力在总阻力中占主要部分， NH_3 要克服气膜阻力进入水的内部以达到平衡的目的。

本实验进气浓度为 y_1 ，尾气浓度为 y_2 ，可由分析器测知：液体出口浓度可由出口液取样滴定测得，其余气体流速可由流量计设定，操作压力已知而平衡系遵循 $y^*=0.9x$ 且 K_{Ga} 与气相质量流速大体无关，故填料吸收系数 K_{Ga} 可求，传质单元数，传质单元高度边均可核算，在填料塔中，充分的接触面积由填料提供，所用的 BX 填料有很好的比表面积，是效率很高的一种填料。我们用的吸收设备，由填料塔和控制仪表、泵风机组成，泵和风机的流量由流量计控制， NH_3 流量也由流量计控制，由流量配比，各控制点控制准确，设备配备在线分析器，能同时分析原料气和尾气浓度，准确、方便。

五、实验步骤

1. 准备工作：

准备好钢瓶，接好接头，钢瓶气压，流量由针阀控制。

接好存水筒的软管接头，另一头接上自来水龙头，续水，存水筒配有浮球阀，水不会溢出。

拧开湿式流量计的溢水后盖，取出麻绳；从上盖处为湿式流量计充水，充到麻绳刚好有水溢出为止。

检查电路无误后插上电源。

2. 配分析试剂：

①配 0.1M/l 的 HCl 溶液 1000ml：

称取 36.5% 的 HCl 10g，放于 1000ml 容量瓶中，用蒸馏水稀释至刻度，配成 0.1M/l 的 HCl 溶液。

把 0.1 M/l 的 HCl 取出 100ml，分别稀释成 0.01M/l 的 HCl 溶液和 0.001M/l 的溶液各 500ml，备用。

②配甲基红指示剂：

把甲基红指示剂溶于乙醇中，配成甲基红指示剂，备用。

3. 检查各阀位状态：风机全开，泵全关， NH_3 进口阀全关，小流量计全关，塔顶开，塔下部放液口打开，另一个放液口关闭，打开 NH_3 瓶（打开 NH_3 瓶前，关死针阀），然后打开“ NH_3 进口阀”调节针阀，微调开，然后调节 NH_3 流量调节阀，若流量够用则可，不够再调针阀，直到够用为止，切不可开始就把针阀调过大，在流量计前造成压力过高，从而损坏流量计。

4. 检查分析器开关状况，两通关闭，三通打开（不处在放液状态），取 10ml、0.1mol/L HCl 溶液，加入原料分析器（左）；取稀释 0.001mol/L HCl 溶液 5ml 加入尾气分析器（右），稀释至 10ml。各滴入两滴甲基红，搅匀。

5. 打开电源，此时各表显示各点温度，正常的打开风机开关，泵开关，待风机和泵正常工作后调节适当流量，仪器正常工作。
6. 调整好各仪表，仪器正常工作 15min 后缓缓打开两分析器，两通阀，见有气泡冒出后控制气泡量，不宜过大，此时湿式流量计工作，记录温度压力参数。
7. 观察试颜色，当试剂刚开始变色（红→黄）立即关闭两通阀，记录湿式流量计的流量，分别记录下来。
8. 完毕后，放出试剂，洗涤再装入同样试剂。
9. 改变流量： NH_3 溶液由 $0.4\text{m}^3/\text{n} \rightarrow 1\text{m}^3/\text{n}$ 重复 6~8 次操作，记录数据。
10. 改变流量： NH_3 、 $0.4\text{m}^3/\text{n}$ 记录实时温度，水 100, 200, 300, 400 重复 6~8 次操作，记录数据。
11. 实验完毕后，先关闭 NH_3 ，钢瓶，然后关闭 NH_3 进口阀，让泵和风机再运行 5min 后，相继关闭泵，风机电源开关、最后关闭总电源开关，然后把分析器清洗干净，塔及存水桶内液体放干净，以备再用。

六、实验数据记录及数据处理

1. NH_3 流量： $0.4\text{m}^3/\text{h}$
空气流量： $4.5\text{m}^3/\text{h}$

表 1 原始数据表

序号	温度 (°C)	压力 Pa	水流量 (L/h)	原料气量 (L)	尾气量 (L)	尾液滴定 (ml)	y1 (mol/mol)	y2 (mol/mol)	x1 (mol/mol)
1	$T_{\text{气入}}=20.3$	P=2000 $\Delta P=100$	100	142.60	136.22	0.0	0.140	0.014	0.049
	$T_{\text{气出}}=17.5$			142.76	137.02	48.6			
2	$T_{\text{气入}}=20.3$	P=2000 $\Delta P=100$	200	142.76	137.02	0.2	0.149	0.009 9	0.030
	$T_{\text{气出}}=16.9$			142.91	138.15	30.1			
3	$T_{\text{气入}}=20.1$	P=2000 $\Delta P=100$	300	142.91	138.15	0.0	0.140	0.009 1	0.019
	$T_{\text{气出}}=17.2$			143.08	139.38	18.8			
4	$T_{\text{气入}}=19.9$	P=2000 $\Delta P=100$	400	143.08	139.38	0.0	0.149	0.008 9	0.011
	$T_{\text{气出}}=17.2$			143.23	140.63	10.5			

2. 水流量： $300\text{L}/\text{h}$
空气流量： $4.5\text{m}^3/\text{h}$

表 2 原始数据表

序号	温度 (°C)	压力 Pa	氨气流量 (m^3/h)	原料气量 (L)	尾气量 (L)	尾液滴定 (ml)	Y1 (mol/mol)	Y2 (mol/mol)	X1 (mol/mol)
----	---------	-------	--------------------------------	----------	---------	-----------	--------------	--------------	--------------

1	T _{气入} =20.2 T _{气出} =18.5 T _{液入} =18.6 T _{液出} =16.5	P=2000 ΔP=100	0.2	143.33	140.63	0.1	0.102	0.006 9	0.010
	143.43			142.02	10.3				
2	T _{气入} =20.0 T _{气出} =18.2 T _{液入} =18.8 T _{液出} =16.5	P=2000 ΔP=100	0.4	143.43	142.02	10.3	0.149	0.008 8	0.019
	143.49			143.30	29.2				
3	T _{气入} =19.9 T _{气出} =18.1 T _{液入} =18.8 T _{液出} =16.2	P=2000 ΔP=100	0.6	143.49	143.30	0.0	0.203	0.011	0.038
	143.62			144.50	38.0				
4	T _{气入} =19.9 T _{气出} =18.1 T _{液入} =18.8 T _{液出} =16.2	P=2000 ΔP=100	0.8	177.10	144.50	0.0	0.280	0.013	0.047
	178.61			145.63	47.2				

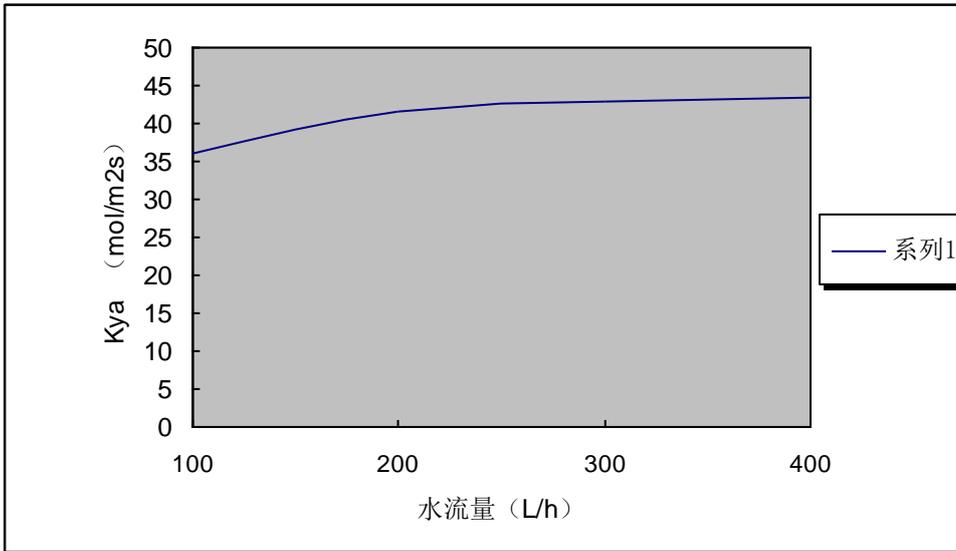
由 $Y^*=0.9X$, $Y=y/(1-y)$, $HOG=Z/NOG$, $NOG=(Y_1-Y_2)/\Delta Y_m$, $KY_a=V(Y_1-Y_2)/\Omega Z \Delta Y_m$ 可求得:

序号	$\Delta Y_m(\text{mol/mol})$	$Y_1-Y_2(\text{mol/mol})$	NOG	HOG (m)	$KY_a(\text{mol/m}^3\text{s})$
1.1	0.051	0.126	2.47	0.24	36.13
1.2	0.049	0.139	2.83	0.21	41.48
1.3	0.044	0.126	2.86	0.22	42.88
1.4	0.047	0.140	2.98	0.20	43.50
2.1	0.033	0.095	2.87	0.21	42.98
2.2	0.045	0.140	3.11	0.19	45.50
2.3	0.058	0.192	3.30	0.18	48.40
2.4	0.077	0.267	3.46	0.17	50.71

其中: $\Omega=0.00636\text{m}^2$

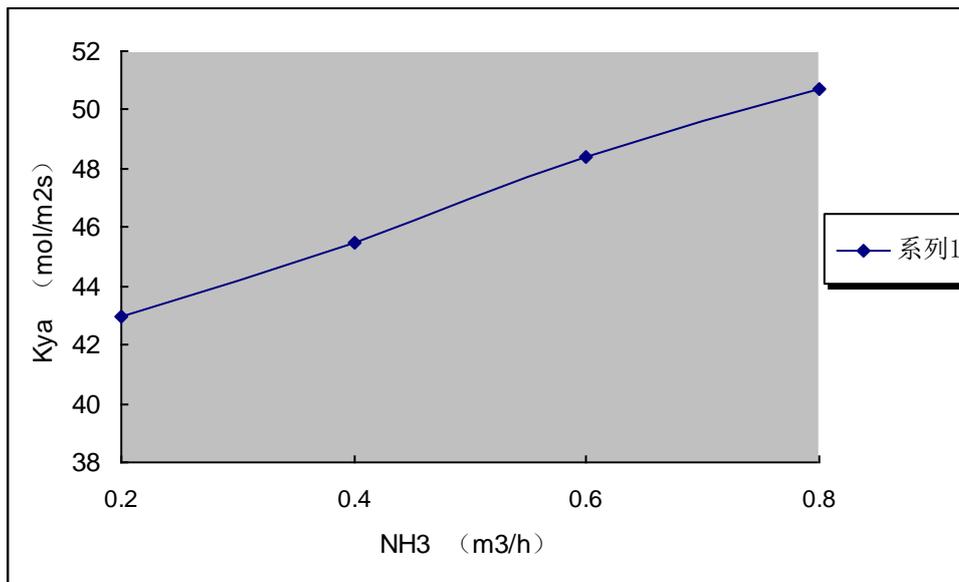
$z=0.6\text{m}$

由数据表作出 $K_{ya}(\text{mol}/\text{m}^3\text{s})$ — $W(\text{L}/\text{h})$:



由图可以看出, 水流量的增加对氨气吸收有利, 但不明显。

由数据表作出 $K_{ya}(\text{mol}/\text{m}^3\text{s})$ — y_1 的图:



由图可以看出: 在吸收剂流量不变的情况下原料气的浓度对气相总吸收的影响很大, 气相总吸收系数随原料气浓度的增大而减小。

七. 思考题

1. 要使吸收过程易于进行, 采取的措施是()。
A. 降温减压 B. 升温减压 C. 降温加压 D. 升温加压
2. 根据双膜理论, 在气液接触界面处()。

- A. 气相组成大于液相组成 B. 气相组成小于液相组成
C. 气相组成等于液相组成 D. 气相组成与液相组成平衡
3. 根据双膜理论，吸收的阻力主要集中在（ ）。
- A. 液膜中 B. 气膜中 C. 气液界面上 D. 气膜和液膜中
4. 在吸收过程中，若操作点处于平衡线的下方，则该过程（ ）
- A. 解吸过程 B. 吸收过程 C. 处于气液平衡 D. 不能进行判断
5. 对液膜控制系统，增大液相的湍动程度，总传质系数将（ ）
- A. 增大 B. 减小 C. 不变 D. 不能判断

实验九 板式精馏塔的操作及其性能评定

一、实验目的

- (1)了解板式塔的结构及精馏流程
- (2)理论联系实际，掌握精馏塔的操作

二、实验内容

- (1)采用乙醇~水系统测定精馏塔全塔效率、液泛点、漏液点
- (2)在规定时间内，完成 $D=500ml$ 、同时达到 $x_D \geq 93v\%$ 、 $x_W \leq 3v\%$ 分离任务

三、实验原理

塔釜加热，液体沸腾，在塔内产生上升蒸汽，上升蒸汽与沸腾液体有着不同的组成，这种不同组成来自轻重组份间有不同的挥发度，由此塔顶冷凝，只需要部分回流即可达到塔顶轻组份增浓和塔底重组份提浓的目的。部分凝液作为轻组份较浓的塔顶产品，部分凝液作为回流，形成塔内下降液流，下降液流的浓度自塔顶而下逐步下降，至塔底浓度合格后，连续或间歇地自塔釜排出部分釜液作为重组份较浓的塔底产品。

在塔中部适当位置加入待分离料液，加料液中轻组份浓度与塔截面下降液流浓度最接近，该处即为加料的适当位置。因此，加料液中轻组分浓度愈高，加料位置也愈高，加料位置将塔分成上下二个塔段，上段为精馏段，下段为提馏段。

在精馏段中上升蒸汽与回流之间进行物质传递，使上升蒸汽中轻组份不断增浓，至塔顶达到要求浓度。在提馏段中，下降液流与上升蒸汽间的物质传递使下降液流中的轻组份转入汽相，重组份则转入液相，下降液流中重组份浓度不断增浓，至塔底达到要求浓度。

1、评价精馏的指标—全塔效率 η

全回流下测全塔效率有二个目的。一是在尽可能短的时间内在塔内各塔板，至上而下建立浓度分布，从而使未达平衡的不合格产品全部回入塔内直至塔顶塔底产品浓度合格，

并维持若干时间为部分回流提供质量保证。二是由于全回流下的全塔效率和部分会留下的全塔效率相差不大，在工程处理时，可以用全回流下的全塔效率代替部分回流下的全塔效率，全回流时精馏

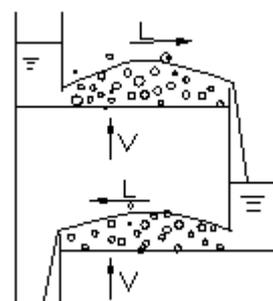
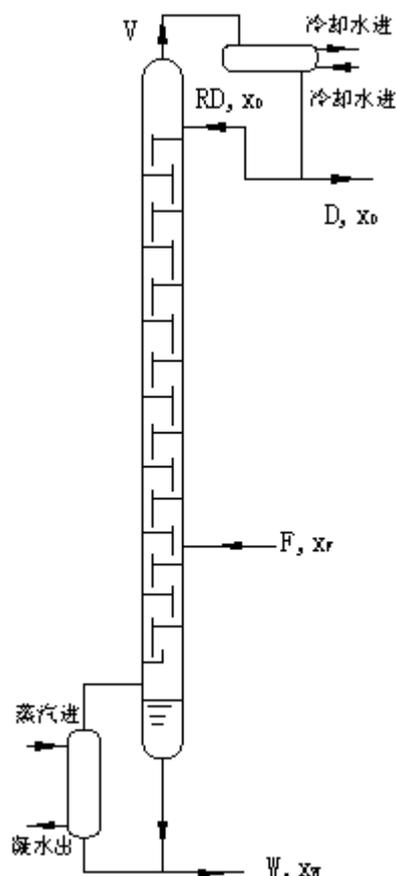
段和提馏段操作线重合，气液两相间的传质具有最大的推动力，操作变量只有 1 个，即塔釜加热量，所测定的全塔效率比较准确地反映了该精馏塔的最佳性能，对应的塔顶或塔底浓度即为该塔的极限浓度。全塔效率的定义式如下：

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

N_T : 全回流下的理论板数；

N : 精馏塔实际板数。

2、维持正常精馏的设备因素和操作因素



精馏塔的结构应能提供所需的塔板数和塔板上足够的相间传递面积。塔底加热（产生上升蒸汽）、塔顶冷凝（形成回流）是精馏操作的主要能量消耗；回流比愈大，塔顶冷凝量愈大，塔底加热量也必须愈大。回流比愈大，相间物质传递的推动力也愈大。

(1) 设备因素

合理的塔板数和塔结构为正常精馏达到指定分离任务提供了质量保证，塔板数和塔板结构为汽液接触提供传质面积。塔板数愈少，塔高愈矮，设备投资愈省。塔板数多少和被分离的物系性质有关，轻重组份间挥发度愈大，塔板数愈少。反之，塔板数愈多。塔结构合理，操作弹性大，不易发生液沫夹带、漏液、溢流液泛。反之，会使操作不易控制，塔顶塔底质量难以保证。为有效地实现汽液两相之间的传质，为了使传质具有最大的推动力，设计良好的塔结构能使操作时的板式精馏塔（如图 2 所示）应同时具有以下两方面流动特征：

- (1) 汽液两相总体逆流；
- (2) 汽液两相在板上错流。

塔结构设计不合理和操作不当时会发生以下三种不正常现象：

(i) 严重的液沫夹带现象

由于开孔率太小，而加热量过大，导致汽速过大，塔板上的一部分液体被上升汽流带至上层塔板，这种现象称为液沫夹带。液沫夹带是一种与液体主流方向相反的流动，属返混现象，使板效率降低，严重时还会发生夹带液泛，破坏塔的正常操作（见图 3 所示）。这种现象可通过 $P_{釜}$ 显示，由于：

$$P_{釜} = P_{顶} + \Sigma \text{板压降} \quad (2)$$

此时板压降急剧上升，表现 $P_{釜}$ 读数超出正常范围的上限。

(ii) 严重的漏液现象

由于开孔率太大，加上加热量太小，导致汽速过小，部分液体从塔板开孔处直接漏下，这种现象称为漏液。漏液造成液体与气体在板上无法错流接触，传质推动力降低。严重的漏液，将使塔板上不能积液而无法正常工作，上升的蒸汽直接从降液管里走，板压降几乎为 0，见图 4 所示。此时 $P_{釜} \approx P_{顶}$ 。

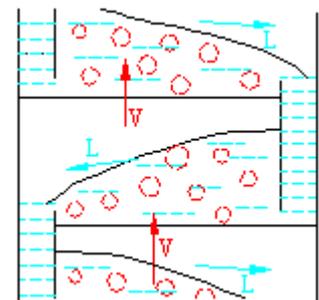
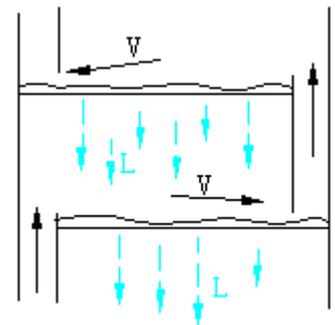
综上所述现象都与塔釜加热量直接有关。塔釜加热量愈大，汽液负荷愈大，表现为操作压力 $P_{釜}$ 也愈大。 $P_{釜}$ 过大，液沫夹带将发生， $P_{釜}$ 过小，漏液将出现。

若液沫夹带量和漏液量各超过 10%，被称为严重的不正常现象。所以正常的精馏塔，操作压力 $P_{釜}$ 应有合适的范围即操作压力区间。

(iii) 溢流液泛

由于降液管通过能力的限制，当气液负荷增大，或塔内某塔板的降液管有堵塞现象时降液管内积液层高度增加，当降液管液面升至堰板上缘时（见图 5 所示），降液管内的液体流量为其极限通过能力，若液体流量超过此极限值，板上开始积液，最终会使全塔充满液体，引起溢流液泛，破坏塔的正常操作。

(2) 操作因素



(1) 适宜回流比的确定

回流比是精馏的核心因素。在设计时，存在着一个最小回流比，低于该回流比即使塔板数再多，也达不到分离要求。

在精馏塔的设计时存在一个经济上合理的回流比，使设备费用和能耗得到兼顾。在精馏塔操作时，存在一个回流比的允许操作范围。处理量恒定时，若汽液负荷（回流比）超出塔的通量极限时，会发生一系列不正常的操作现象，同样会使塔顶产品不合格。加热量过大，会发生严重的雾沫夹带和液泛，加热量过小，会发生漏液，液层过薄，塔板效率降低。

(2) 物料平衡

$$F=D+W \quad (3)$$

$$F x_f = D x_D + W x_w \quad (4)$$

(i) 总物料的平衡： $F=D+W$

若 $F > D+W$ ，塔釜液位将会上升，从而发生淹塔；若 $F < D+W$ ，塔釜液位将会下降，从而发生干塔。调节塔釜排放阀开度，可以维持塔釜液位恒定。

(ii) 轻组分的物料平衡： $F x_f = D x_D + W x_w$

在回流比 R 一定的条件下，若 $F x_f > D x_D + W x_w$ ，塔内轻组分大量累积，即表现为每块塔板上液体中的轻组分增加，塔顶能达到指定温度和浓度，此时塔内各板的温度所对应塔板的温度分布曲线如图 6 所示，但塔釜质量不合格，表明加料速度过大或塔釜加热量不够；若 $F x_f < D x_D + W x_w$ ，塔内轻组分大量流失，此时各板上液体中的重组分增加，塔内温度分布曲线如图 7 所示，这时塔顶质量不合格，塔底质量合格。表示塔顶采出率过大，应减小或停止出料。

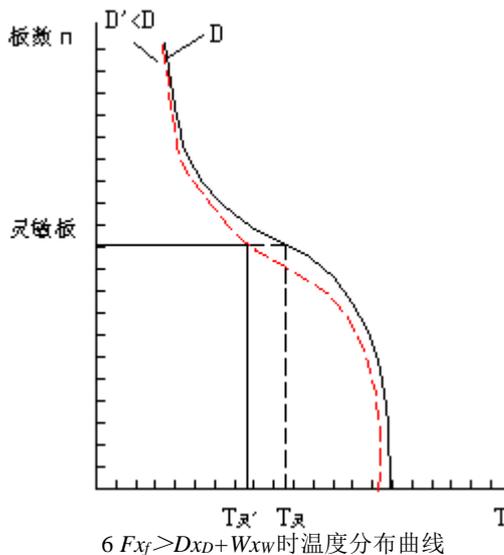


图 6 $F x_f > D x_D + W x_w$ 时温度分布曲线

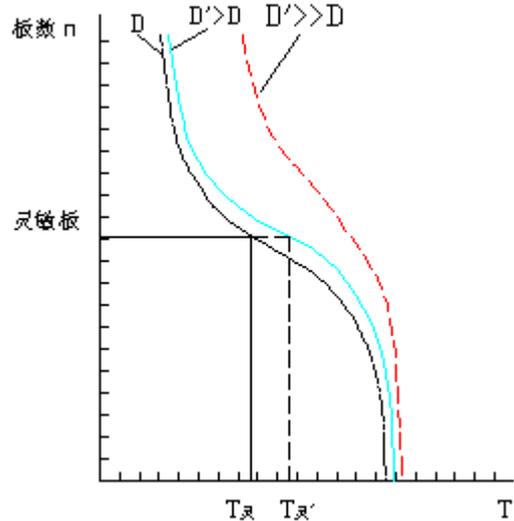


图 7 $F x_f < D x_D + W x_w$ 时温度分布曲线图

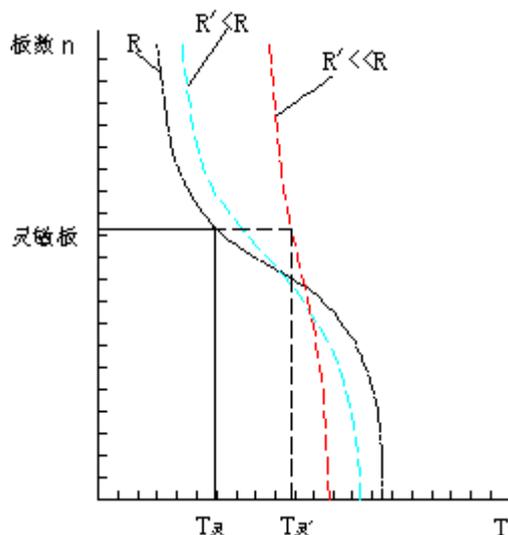
3、灵敏点温度 $T_{灵}$

- (1) 灵敏板温度是指一个正常操作的精馏塔当受到某一外界因素的干扰（如 R ， x_f ，采出率等发生波动时），全塔各板的组成将发生变动，全塔的温度分布也将发生相应的变化，其中有一些板的温度对外界干扰因素的反映最灵敏，故称它们为灵敏板。
- (2) 按塔顶和塔釜温度进行操作控制的不可靠性
不可靠性来源于二个原因：一是温度与组成虽然有一一对应关系，但温度变化较小，仪表难以准确显示，特别是高纯度分离时；另一是过程的迟后性，当温度达到指定温度后由于过程的惯性，温度在一定时间内还会继续变化，造成出料不合格。
- (3) 塔内温度剧变的区域
塔内沿塔高温度的变化如图 7 所示。显然，在塔的顶部和底部附近的塔段内温度变化较小，中部温度变化较大。因此，在精馏段和提馏段适当的位置各设置一个测温点，在操作变动时，该点的温度会呈现较灵敏的反应，因而称为灵敏点温度。

(4) 按灵敏点温度进行操作控制

操作一段时间后能得知当灵敏点温度处于何值时塔顶产品和塔低产品能确保合格。以后即按该灵敏点温度进行调节。例如，当精馏段灵敏点温度上升达到规定值后即减小出料量，反之，则加大出料量。

因此能用测量温度的方法预示塔内组成尤其是塔顶馏出液组成的变化。图 6 和图 7 是物料不平衡时，全塔温度分布的变化情况；图 8 是分离能力不够时，全塔温度分布的变化情况，此时塔顶和塔底的产品质量均不合格。从比较图 7 和图 8 可以看出，采出率增加和回流比减小时，灵敏板的温度均上升，但前者温度上升是突跃式的，而后者则是缓慢式的，据此可判断产品不合格的原因，并作相应的调整。



四、实验设计

1、实验方案设计

(1) 采用乙醇~水物系，全回流操作测全塔效率

根据 $\eta = \frac{N_T - 1}{N}$ ，在一定加热量下，全回流操作

稳定后塔顶塔底同时取样分析，得 x_D 、 x_W ，用作图法求理论板数。

(2) 部分回流时回流比的估算

操作回流比的估算有二种方法：

(i) 通过如图所示，作一切线交纵坐标，截距为

$$\frac{x_D}{R_{min} + 1}$$

初估操作回流比。

$$\frac{x_D}{R_{min} + 1}$$

(ii) 根据现有塔设备操作摸索回流比，方法如下：

(1) 选择加料速度为 4~6l/h，根据物料衡算塔顶出料流量及调至适当值，塔釜暂不出料。

(2) 将加热电压关小，观察塔节视镜内的气液接触状况，当开始出现漏液时，记录 $P_{釜}$ 读数，此时 $P_{釜}$ 作为操作压力下限，对应的加热电压即为最小加热量，读取的回流比即为操作回流比下限。

(3) 将加热电压开大，观察塔节视镜内的气液接触状况，当开始出现液泛时，记录 $P_{釜}$ 读数，此时 $P_{釜}$ 作为操作压力上限，对应的加热电压即为最大加热量，读取的回流比即为操作回流比上限。

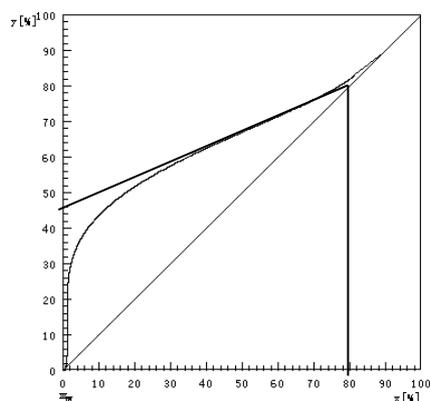
(4) 在漏液点和液泛点之间选择一合适的塔釜加热量。

(3) 部分回流时，塔顶塔底质量同时合格 D 的估算

根据轻组份物料衡算，得 D 的大小，应考虑全回流时塔底轻组分的含量。

2、实验流程设计

(1) 需要 1 个带再沸器和冷凝器的筛板精馏塔。



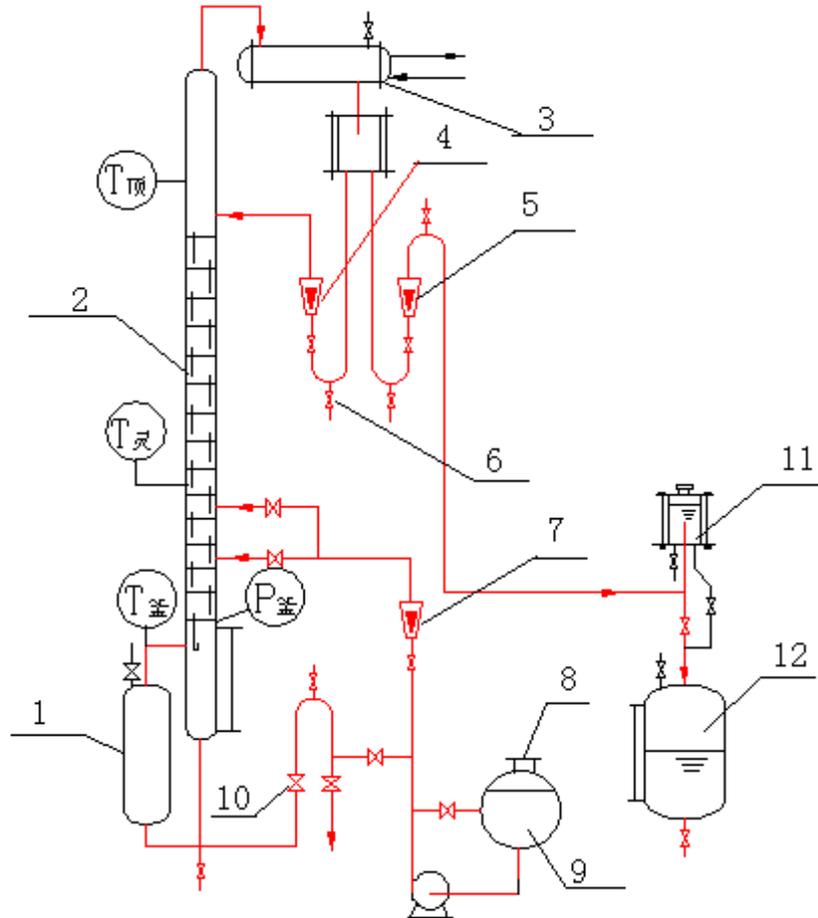
(2)需要 3 个温度计, 以测定 $T_{\text{顶}}$ 、 $T_{\text{灵}}$ 、 $T_{\text{釜}}$ 。

(3)需要 1 个塔釜压力表, 以确定操作压力 $P_{\text{釜}}$ 。

(4)需要 1 个加料泵, 供连续精馏之用。

(5)需要 3 个流量计, 以计量回流量、塔顶出料量、加料量。

将以上仪表和主要塔设备配上贮槽、阀门、管件等组建如下实验装置图。



1.再沸器 2.塔节 3.冷凝器 4.回流流量计 5.产品流量计 6.塔顶取样阀
7.加料流量计 8.加料泵 9.原料罐 10.塔底出料阀 11、12.产品收器

六、实验塔性能评定时操作要点

(1) 最大分离能力——全回流操作

在塔釜内置入 7~8% 的乙醇水溶液, 釜位近液位计 $\frac{2}{3}$ 处, 开启加热电源使电压为 220 V,

打开塔顶冷凝器进水阀。塔釜加热, 塔顶冷凝, 不加料, 不出产品。待塔内建立起稳定的浓度分布后, (回流流量计浮子浮起来达 10min 之久后), 同时取样分析塔顶 x_D 与塔釜 x_W 。由该二组成可作图得到该塔的理论板数并与实际板数相除得到全塔效率。

(2) 最大的处理能力——液泛点

全回流条件下, 加大塔釜的加热量, 塔内上升蒸汽量和下降液体量将随之增大, 塔板上液层厚度和塔釜压力也相应增大, 当塔釜压力急剧上升时即出现液泛现象, 读取该时刻的回流量和加热电流量, 即为该塔操作的上限——液泛点。

(3) 最小的处理能力——漏液点

全回流条件下，逐次减小塔釜加热量，测定塔效率，塔效率剧降时，读取该时刻的回流量和加热电流量，即为该塔操作的下限——漏液点。

(4) 部分回流时，将加料流量计开至 4 L/h，按照上述提及的回流比确定方法 操作。

(5) 若发生 $T_{\text{灵}}$ 急剧上升，应采取 $D=0$ ， $F\uparrow$ ， $W\uparrow$ 的措施。

七、原始数据记录

实验体系：酒精水溶液

进料状态：常温

设备参数：塔板数=15

塔径=50mm

板间距=100mm

开孔率=3.8%

仪表参数：回流流量计量程 6~60ml/min

产品流量计量程 2.5~25ml/min

进料流量计量程 2.5~25ml/min

加热功率（可调） 0~2.5 kw

操作参数： $P_{\text{釜}}=20\sim35/\times 100\text{Pa}$ ； $T_{\text{灵}}=78\sim83^\circ\text{C}$ ；

	x_D %	x_W v%	$T_{\text{灵}}$ °C	$P_{\text{釜}}/\times 100\text{Pa}$	FL/h	D L/h	W L/h	R	x_F %
全回流	93.0 m	3.5	80	25				∞	
部分回流	93.0v	3.0	79	28	3	0.45	2.5	2.2	16v

八、数据处理

全回流下， $x_D=93.0\text{m}\%$ ， $M_{\text{乙醇}}=46$ ， $M_{\text{水}}=18$

$$x_D = \frac{0.930/46}{0.930/46 + 0.070/18} = 83.87 \text{ mol}\%$$

20°C时， $\rho_{\text{乙醇}}=788\text{kg}/\text{m}^3$ ， $\rho_{\text{水}}=998\text{kg}/\text{m}^3$

$$x_W = 3.5\text{v}\%$$

$$x_W = \frac{3.5 \times 788/46}{3.5 \times 788/46 + 96.5 \times 998/18} = 0.011$$

由作图可知： $N_T=8$ ，则塔效率 $\eta = \frac{N_T - 1}{N_{\text{实际}}} = \frac{8 - 1}{15} = 46.67\%$

操作回流比的估算：已知指定分离要求 $x_D=93\text{v}\%$ ，对应 $x_D=80.4\text{mol}\%$ 。当精馏段操作线与平衡线相切时，此时切线延长至终坐标，终坐标上的读数即为截距，由精馏段操作线方程可知：

$$\text{截距} = \frac{x_D}{R_{\text{min}} + 1}，\text{解得 } R_{\text{min}} \approx 1.8，\text{合适的回流比 } R = 1.3R_{\text{min}} = 2.34$$

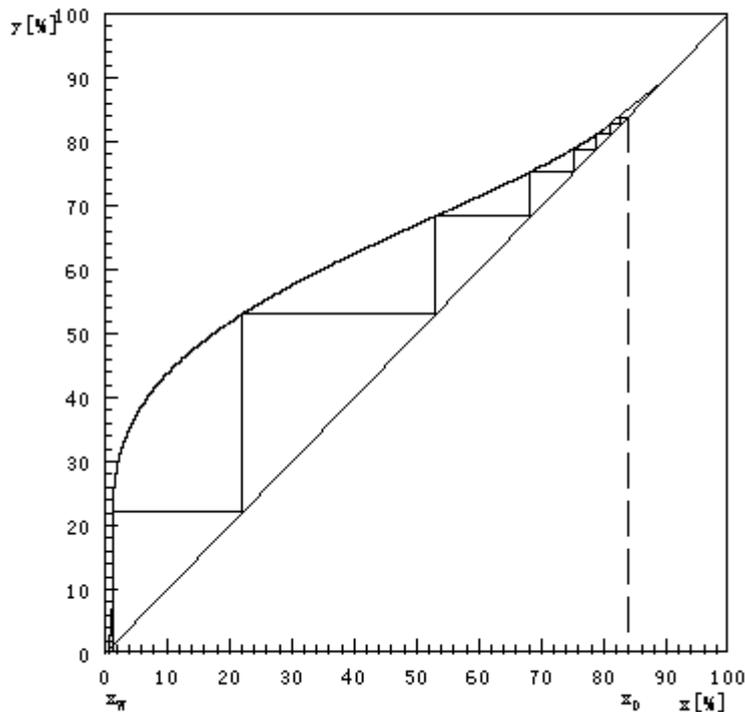
九、实验现象讨论与分析

1. 全回流操作时，精馏塔不加料也不出料，因此在 $y\sim x$ 图上，精馏段与提馏段操作线都与对角线重合。可以看出：全回流的特点是两板之间任一截面上，上升蒸汽的组成与下降液体组成相等。所以，可以通过作图法求得全回流理论板数 N_T ，求得塔

$$\text{效率 } \eta = \frac{N_T - 1}{N_{\text{实际}}}$$

- 正常操作的板式精馏塔应满足气液两相总体逆流，气液两相在板上错流。在部分回流操作时，稍有不当，比全回流更易产生不正常现象。釜压过高易产生液沫夹带或液泛；釜压过低则会产生漏液。漏液最易发生的地方是塔顶和加料板处。
- 为了达到指定分离任务，回流比的控制相当重要。若回流量 L 增加，塔顶出料量 D 不变，这意味着塔釜加热量增加，塔顶冷却量也增加，所以这是以能耗为代价的。本实验出现灵敏板温度超出正常范围时这意味着塔顶 x_D 不合格， $T_{\text{灵}}$ 急剧上升，应采用 $D=0, F \uparrow = W \uparrow$ ； $T_{\text{灵}}$ 缓慢上升应增加塔釜加热量和塔顶冷却量，而不是减小塔顶出料来提高回流比。因为后者的操作会破坏物料平衡。
- 部分回流时，由于加料状况为冷加料，入塔后将会影响精馏段上升的蒸汽量，因此需微微提高加热电压，使精馏段仍然维持原来的上升蒸汽量。

全回流时塔顶浓度为 83.87% (mol%)，塔釜浓度为 1.48% (mol%)
理论塔板数为 $N=8$ 块，塔板效率 $\eta=46.67\%$



乙醇-水系统分离理论板图解图

十、思考题

- 全回流时， $y-x$ 图上精馏塔的操作线位置（ ）。
 - 在对角线与平衡线之间
 - 与对角线重合
 - 在对角线之下
 - 在对角线之上
- 在精馏塔的图解计算中，若进料热状况变化，将使（ ）。
 - 平衡线发生变化
 - 操作线与 q 线发生变化
 - 平衡线和 q 线发生变化
 - 平衡线和操作线发生变化

3. 恒摩尔流假设是指 ()
- A. $q_{n,L} = \text{常数}$, $q_{n,L'} = \text{常数}$, $q_{n,V} = \text{常数}$, $q_{n,V'} = \text{常数}$
- B. $q_{n,L} = q_{n,V} = \text{常数}$, $q_{n,L'} = q_{n,V'} = \text{常数}$
- C. $q_{n,L} = q_{n,L'} = \text{常数}$, $q_{n,V} = q_{n,V'} = \text{常数}$
- D. $q_{n,L} = q_{n,V} = q_{n,L'} = q_{n,V'} = \text{常数}$
4. 连续精馏塔中, 饱和液体进料, 进料热状况参数 q 值为 ()
- A. 等于 0 B. 等于 1 C. 介于 0 与 1 之间 D. 大于 1
5. 精馏中引入回流, 下降的液相与上升的气相发生传质, 使上升气相中的易挥发组分浓度提高, 最恰当的说法是由于 ()
- A. 液相中易挥发组分进入气相
- B. 气相中难挥发组分进入液相
- C. 液相中难挥发组分进入气相
- D. 液相中易挥发组分进入气相和气相中难挥发组分进入液相的现象同时发生

实验十 液-液萃取塔的操作及其传质单元高度的测定

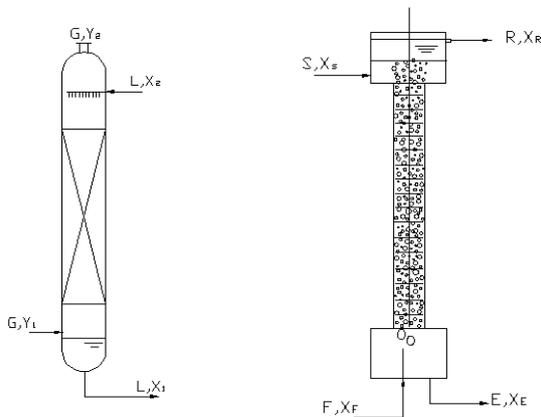
一、实验目的

- (1)掌握萃取塔传质单元高度的测定方法，学会分析外加能量对液-液萃取塔传质单元的影响；
- (2)了解引起萃取塔液泛不正常现象出现的原因以及处理方法；
- (3)了解液-液萃取设备的结构和特点。

二、实验原理

萃取是分离混合液体的一种方法，它是一种弥补精馏操作无法实现分离的方法之一，特别适用于稀有分散昂贵金属的冶炼和高沸点多组分分离，它是依据液体混合物各组分在溶剂中溶解度的差异而实现分离的。但是，萃取单元操作得不到高纯物质，它只是将难以分离的混合液转化为容易分离的混合液，增加了分离设备和途径，导致成本提高。所以，经济效益是评价萃取单元操作成功与否的标准。

1、萃取和吸收的区别



(1)相同之处:

两者均是利用混合物中的各组分在某溶剂中溶解度的不同而达到分离的。吸收是气液接触传质，萃取是液-液接触传质，两者同属相际传质，因此两者的速率表达式和传质推动力的表达式是相同的。

(2)不同之处:

由于液-液萃取体系的特点，两相的密度比较接近，界面张力较小，所以，能用于强化过程的推动力不大，加上分散的一相，凝聚分层能力不高；而气液吸收两相密度相差很大，界面张力较大，气液两相分离能力很大，由此，对于气液接触效率较高的设备，用于液-液接触

效率不一定高。为了提高液-液相际传质设备的效率，常常需外加能量，如搅拌、脉动、振动等。另外，为了让分散的液滴凝聚，实现两相的分离，需要有足够的停留时间也即凝聚空间，简称分层分离空间。

2、萃取塔结构特征

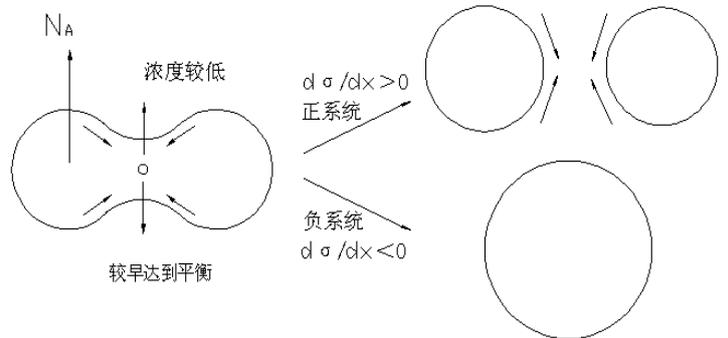
由于液-液萃取体系的特点，从而使萃取塔的结构发生了根本性变化：

- (1)需要适度的外加能量；
- (2)需要足够大的分层分离空间。

3、萃取塔的操作特点

(1)分散相的选择

- a. 容易分散的一相为分散相：在现实操作过程中，很易转相，为了避免此类情况发生，宜选择容易分散的一相为分散相。
- b. 不易润湿材质的一相作为分散相：对某些没有外加能量的萃取设备，像填料塔和筛板塔等，使连续相优先润湿塔器内壁，对萃取效率的提高相当重要。



麦朗格效应

c. 根据界面张力理论：由于界面张力变化对传质面积影响很大，对于正系统 $\frac{d\sigma}{dx} > 0$ ，传质方向如图 2 所示，此时的液滴稳定性较差，容易破碎，而液膜的稳定性较好，液滴不易合并，所形成的液滴平均直径较小，相际接触表面较大。

d. 粘度大的、含放射性的、成本高的、易燃易爆的物料选为分散相。本次实验所选用的物系是清水萃取煤油中的苯甲酸，它正好符合上面 a、b、c、d 四项依据，因此选油相为分散相。

(2) 外加能量的大小

外加能量的目的是使一相形成适宜尺寸的液滴，因为液滴的尺寸不仅关系到相际接触面积，而且影响传质系数和塔的流通量。所以外加能量有它有利的一面和不利的一面。

有利：a. 增加液-液传质面积；

b. 增加液-液传质系数。

不利：a. 返混增加，传质推动力下降；

b. 液滴太小，内循环消失，传质系数下降；

c. 容易发生液泛，通量下降。

基于以上两方面考虑，外加能量要适度。

(3) 液泛

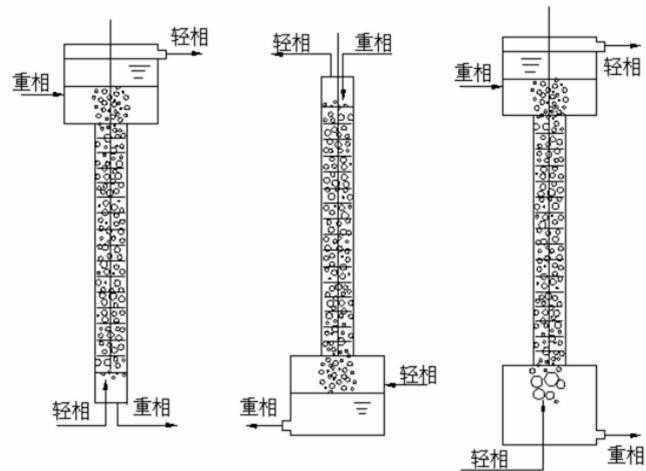
a. 定义：

当连续相速度增加、分散相速度下降或外加能量增加，此时分散相上升或下降速度为零，对应的连续相速度即为液泛速度。

b. 影响液泛的因素：

① 外加能量的太大有关，外加能量指振幅和振动频率。

② 与通量和系统的物性有关，通量指相比，系统的物性主要指 ρ, μ, σ 。



4、萃取塔的操作与控制

(1) 开车

若选择重相为连续相，分层分离空间在塔顶，先灌满重相；若选择轻相为连续相，分层分离空间在塔底，先灌满轻相。换句话说，先灌满连续相，再开分散相。

(2) 物料衡算

维持分相界面恒定，可以达到总物料的平衡；操作中利用 U 管来控制总物料平衡。

(3) 达到稳定操作的时间

稳定时间 = 3 × 替代时间（一般需 20min）

5、萃取设备内的传质效果

(1) 影响传质效果的因素

影响萃取传质效果的因素不外乎和吸收一样，有操作因素和设备因素。

① 操作因素

S, Xs, T, 溶剂比（相比），与吸收相比对传质的影响力度略差些。

② 设备因素

分散相的选择对传质相当重要，应综合评价再作选择。外加能量中的振幅和振动频率的大

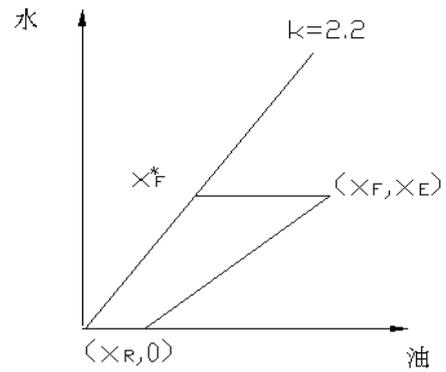
小，对于某一具体萃取过程，一般应通过实验寻找合适的能量输入量。

(2) 传质单元数和传质单元高度

$$N_A = K(Ha)\Delta x_m = G_{\text{油}}(x_F - x_R) \quad (1)$$

$$H = \frac{G_{\text{油}}(x_F - x_R)}{Ka \Delta x_m} \quad (2)$$

$$\Delta x_m = \frac{(x_F - x_F^*) - (x_R - 0)}{\ln \frac{x_F - x_F^*}{x_R - 0}} \quad (3)$$



其中 $x_F^* = \frac{x_E}{k}$ 代入上式， C_E 由(4)式物料衡算求得，其中萃

$$G_{\text{油}}(x_F - x_R) = G_{\text{水}}(x_E - 0) \quad (4)$$

$$H = H_{OR} N_{OR} \quad (5)$$

(5)

N_{OR} : 反映分离的难易；

H_{OR} : 反映设备的性能

由(2)式看出，为了测出传质单元高度随外加能量的变化关系($H \sim f$)，设备中需要安装的仪表依据是：

$G_{\text{油}}$ —— 需要装一个测油相的流量计；

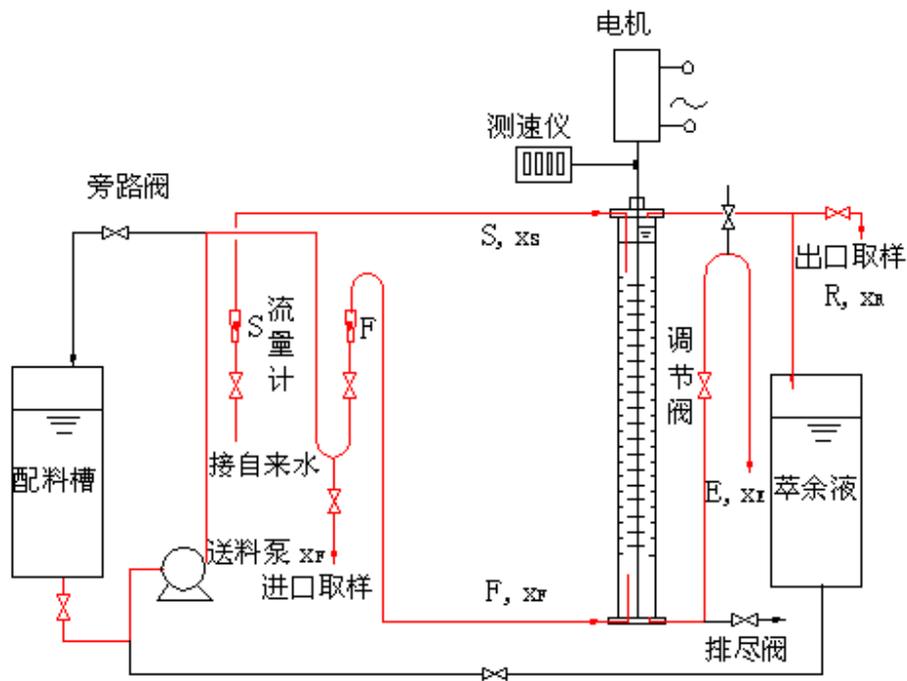
$C_F, C_R, \Delta C_m$ —— 需要在设备中安装能配制丙酮和空气混合气体的装置，取样进口和出口，经色谱分析可得或计算得到；

C_E —— 需要装一个测水相的流量计就可以通过物料衡算求得；

f (振动频率) —— 需在设备中安装振动频率控制系统。

根据以上仪器清单加上料液输送泵、萃取塔体及塔内构件、管道、阀门、贮槽等，组建如下实验装置图。

三、实验装置图



四、实验步骤

- (1).原料进口浓度按照每 20l 开，启动泵打循环，待苯甲酸完全溶解后，先灌满连续相，即水相，然后再打开分散相，即油相，此时应关小旁路调节阀。操作时将水流量计开至 20L/h，油流量计开至 20L/h，此时油的实际流量为 22.68 L/h。由泵输送的过多的油，可通过旁路阀回流至料液槽。
- (2).打开调压开关，调节电压使电机马达带动固定在中心轴上的转盘作水平转动。电压和转速相对应。
- (3).实验顺序和布点
从小电压做起，至电压大到使萃取塔中出现第二个分界面(发生了液泛)时实验结束。其间布点 6 个，它们转速分别为：400、500、600、700、800、900。避免 900—1100 之间布点，因为此时正是中心轴共振区域，中心轴晃动厉害。
- (4).油水分界面的高低由界面控制阀调节，一般维持在分层分离空间的中间或偏上些，若油层太薄，将界面控制阀开大些，反之，将界面控制阀关小些，当进口连续相流量等于出口连续相流量时，界面高度保持恒定，总物料平衡。分散相出料多和少受界面高低控制，它是靠溢流的，没有阀门控制。
- (5).通过进口原料取样阀，取 100ml 煤油，用 25ml 移液管将煤油分别移入三个滴定瓶中，然后在三个滴定瓶中分别加入 25ml 水，再加入 1~2 滴酚酞指示剂，摇动滴定瓶，用已知浓度的 NaOH 溶液滴定，通过化学滴定分析等当量求取进口煤油中苯甲酸的浓度 N_F 。三个结果取算术平均。
- (6).改变 6 种不同的转速，每改变一次，需待 15min 后，才可在油相出口处取样(这些时间用于新工况下连续相置换老工况下连续相)，分析方法同(5)，从而获得出口煤油中苯甲酸的浓度 N_R ，煤油中苯甲酸绝对量的减少等于转移至水中的苯甲酸的绝对量，进而求得 x_E 。
- (7). 实验结束后，通过油箱低阀切换可将萃余相打入原料槽，此时加少许苯甲酸，待充分溶解后循环使用。

五、原始数据记录

原始数据表

装置号：306，塔径：75mm，塔板数：31块，板间距：25mm，塔高：800mm，温度：28.00℃
 NaOH浓度：0.0125mol/L，取样原油体积数：25ml

操作状况I				操作状况II			
水流量：油流量 = 20:20				水流量：油流量 = 30:30			
		油进口NaOH耗量 [ml]				油进口NaOH耗量 [ml]	
		初读数	末读数			初读数	末读数
		0.00	14.40			0.00	19.15
		14.40	28.82			19.15	38.28
		0.00	0.00			0.00	0.00
		油出口NaOH耗量 [ml]				油出口NaOH耗量 [ml]	
No.	转速	初读数	末读数	转速	初读数	末读数	
1	515	0.00	8.80	508	0.95	11.05	
		8.80	17.62		11.95	22.08	
					0.00	0.00	
2	794	17.62	25.25	726	0.40	8.80	
		25.25	32.90		8.50	17.32	
					0.00	0.00	
3	900	0.10	7.30	901	24.30	31.62	
		7.30	14.42		31.62	39.42	
					0.00	0.00	
4	1124	12.50	17.88	1154	0.00	5.55	
		17.88	23.38		5.55	11.13	
5	1255	23.38	27.52	1287	14.10	18.62	
		27.52	31.62		19.12	23.65	
					0.00	0.00	
6	1370	0.00	3.20	1355	7.05	9.89	
		3.20	5.90		9.89	13.12	
					0.00	0.00	
7	1420	8.58	12.30				
		12.30	14.04				

装置号：305，塔径：75mm，塔板数：31块，板间距：25mm，塔高：800mm，温度：25.00℃
NaOH浓度：0.0125mol/L，取样炭油体积数：25ml

操作状况I				操作状况II		
水流量：油流量 = 20:20				水流量：油流量 = 30:30		
		油进口NaOH耗量 [ml]				油进口NaOH耗量 [ml]
		初读数	末读数			初读数
		0.20	36.48			0.00
		0.00	36.47			0.00
		0.02	36.46			0.00
		油出口NaOH耗量 [ml]				油出口NaOH耗量 [ml]
No.	转速	初读数	末读数	转速	初读数	末读数
1	215	0.00	27.10	165	0.02	9.18
		0.02	27.14		0.00	9.15
		0.04	27.13		0.00	9.16
2	420	0.00	26.08	366	0.02	8.65
		0.04	26.12		0.00	8.65
		0.02	26.10		0.00	8.63
3	620	0.00	24.04	600	0.04	7.54
		0.00	24.02		7.54	15.10
		0.02	24.04		0.00	8.00
4	900	0.04	20.51	904	0.00	5.80
		20.51	40.98		0.02	5.82
		0.00	20.52			
5	1100	0.00	16.45	1261	0.00	3.50
		0.04	16.50		0.08	3.66
		0.02	16.48		0.02	3.53
6	1280	0.00	11.58	1447	0.00	2.38
		0.05	11.64		2.38	4.76
		0.02	11.66		4.76	6.15
7	1470	0.00	8.04			
		0.00	8.02			
		0.00	8.02			

六、过程运算表 1. 装置号 306 过程运算表

操作状况I

油流量：18.11kg/h，水流量：19.93kg/h，油进口浓度：1.10e-003kg/kg

No.	转速 r.p.m	油出口浓度×10 ⁴ kg/kg	水出口浓度×10 ⁴ kg/kg	推动力ΔXm×10 ⁴ kg/kg	HOR m	效率η %
1	515	6.72	3.88	7.90	1.48	38.86
2	794	5.83	4.69	7.23	1.12	46.98
3	900	5.46	5.02	6.96	1.01	50.31
4	1124	4.15	6.22	5.93	0.69	62.25
5	1255	3.14	7.13	5.10	0.52	71.41
6	1370	2.25	7.94	4.32	0.40	79.53
7	1420	2.08	8.09	4.16	0.37	81.05

操作状况II

油流量：27.16kg/h，水流量：29.89kg/h，油进口浓度：1.46e-003kg/kg

No.	转速 r.p.m	油出口浓度×10 ⁴ kg/kg	水出口浓度×10 ⁴ kg/kg	推动力ΔXm×10 ⁴ kg/kg	HOR m	效率η %
1	508	7.71	6.25	9.59	1.11	47.15
2	726	6.57	7.30	8.71	0.87	55.02
3	901	5.76	8.02	8.08	0.73	60.50
4	1154	4.24	9.41	6.84	0.53	70.92
5	1287	3.45	10.13	6.15	0.44	76.36
6	1355	2.31	11.16	5.10	0.33	84.14

装置号 305 数据运算表

操作状况I

油流量: 18.12kg/h, 水流量: 19.94kg/h, 油进口浓度: 2.78e-003kg/kg

No.	转速 r. p. m	油出口浓度×10 ⁴ kg/kg	水出口浓度×10 ⁴ kg/kg	推动力ΔXm×10 ⁴ kg/kg	HOR m	效率η %
1	215	20.67	6.44	22.68	2.56	25.53
2	420	19.89	7.15	22.11	2.25	28.35
3	620	18.32	8.57	20.97	1.78	33.99
4	900	15.62	11.02	18.96	1.25	43.71
5	1100	12.55	13.81	16.61	0.87	54.79
6	1280	8.85	17.17	13.65	0.58	68.12
7	1470	6.12	19.65	11.31	0.42	77.95

操作状况II

油流量: 27.17kg/h, 水流量: 29.91kg/h, 油进口浓度: 9.94e-004kg/kg

No.	转速 r. p. m	油出口浓度×10 ⁴ kg/kg	水出口浓度×10 ⁴ kg/kg	推动力ΔXm×10 ⁴ kg/kg	HOR m	效率η %
1	165	6.98	2.69	7.82	2.12	29.74
2	366	6.59	3.05	7.53	1.80	33.73
3	600	5.86	3.70	6.99	1.37	41.02
4	904	4.42	5.01	5.89	0.85	55.50
5	1261	2.69	6.58	4.49	0.50	72.92
6	1447	1.56	7.61	3.46	0.33	84.27

七、计算示例

取 306 操作状态 1 第 3 套数据为例,每个样滴定时耗用 NaOH 平均 ml 数为:

$$\begin{aligned}\bar{V}_{NaOH} &= \frac{1}{2}[(V_{终} - V_{初})_1 + (V_{终} - V_{初})_2] \\ &= \frac{1}{2}[(14.40 - 0.00)_1 + (28.82 - 14.40)_2] = 14.41ml\end{aligned}$$

$$N_F V_F = N_{NaOH} \bar{V}_{NaOH}$$

$$N_F = \frac{N_{NaOH} \bar{V}_{NaOH}}{V_F} = \frac{0.0125 \times 14.41}{25} = 0.0072 mol / L$$

$$\begin{aligned}\bar{V}_{NaOH} &= \frac{1}{2}[(V_{终} - V_{初})_1 + (V_{终} - V_{初})_2] \\ &= \frac{1}{2}[(7.30 - 0.10)_1 + (14.42 - 7.30)_2] = 7.16ml\end{aligned}$$

$$N_R V_R = N_{NaOH} \bar{V}_{NaOH}$$

$$N_R = \frac{N_{NaOH} \bar{V}_{NaOH}}{V_R} = \frac{0.0125 \times 7.16}{25} = 0.00358 mol / L$$

由于萃取操纵系低浓度萃取且萃取平衡曲线可看作过原点的直线,其直线斜率 k=2.2,再将以上计算结果的单位换算成重量比。

$$x_F = \frac{N_F M_{\text{苯甲酸}}}{\rho_{\text{油}}} = \frac{0.0072 \times 122}{800} = 1.10 \times 10^{-3} kg / kg$$

$$x_R = \frac{N_R M_{\text{苯甲酸}}}{\rho_{\text{油}}} = \frac{0.00358 \times 122}{800} = 5.46 \times 10^{-4} kg / kg$$

油的流量计需校核，当油流量计显示读数 5L/h 时，实际流量计量应通过换算。

$$G_{\text{油实际}} = G_{\text{水读数}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{水}}(\rho_f - \rho_{\text{油}})}{\rho_{\text{油}}(\rho_f - \rho_{\text{水}})}} = 20 \times \sqrt{\frac{1000 \times (7920 - 800)}{800(7920 - 1000)}} = 22.68 \text{ L/h}$$

油的质量流率为：

$$G_{\text{油}} = \rho_{\text{油}} G_{\text{油实际}} = 0.8 \times 22.68 = 18.14 \text{ kg/h}$$

$$G_{\text{油}}(x_F - x_R) = G_{\text{水}}(x_E - 0)$$

$$x_E = \frac{G_{\text{油}}(x_F - x_R)}{G_{\text{水}}} = \frac{18.14 \times (11.0 - 5.46) \times 10^{-4}}{20} = 5.02 \times 10^{-4} \text{ kg/kg}$$

$$x_F^* = \frac{x_E}{k} = \frac{5.02 \times 10^{-4}}{2.2} = 2.28 \times 10^{-4} \text{ kg/kg}$$

$$\Delta x_m = \frac{(x_F - x_F^*) - (x_R - 0)}{\ln \frac{x_F - x_F^*}{x_R}} = \frac{(11.0 - 2.28) \times 10^{-4} - 5.46 \times 10^{-4}}{\ln \frac{(11.0 - 2.28) \times 10^{-4}}{5.46 \times 10^{-4}}} = 6.96 \times 10^{-4} \text{ kg/k}$$

g

$$H = \frac{G_{\text{油}}(x_F - x_R)}{Ka \Delta x_m}$$

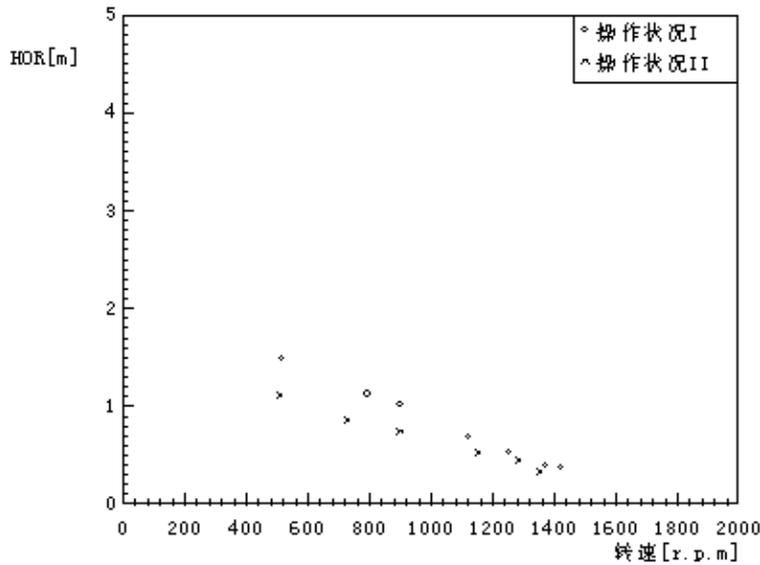
$$H = H_{OR} \cdot N_{OR}$$

$$N_{OR} = \frac{(x_F - x_R)}{\Delta x_m} = \frac{(11.0 - 5.46) \times 10^{-4}}{6.96 \times 10^{-4}} = 0.796$$

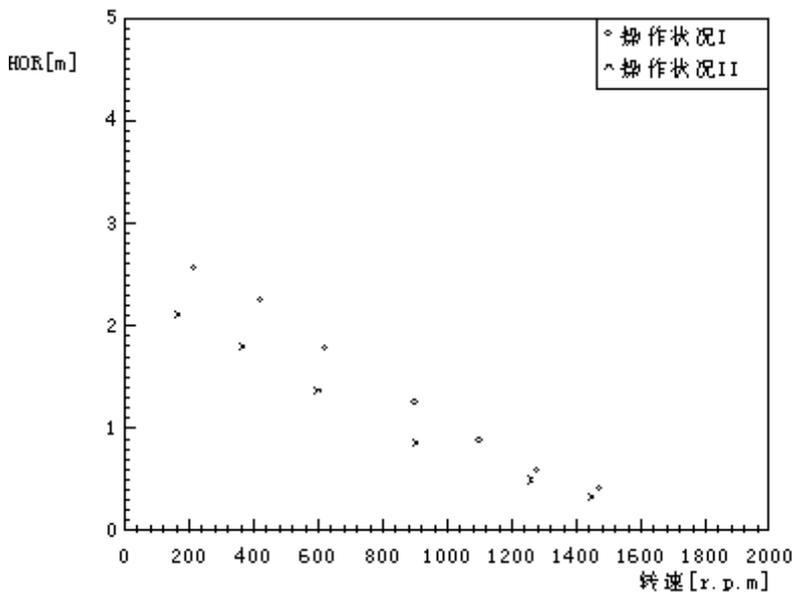
$$H_{OR} = \frac{G_{\text{油}}}{Ka} = \frac{H}{N_{OR}} = \frac{0.8}{0.796} = 1.01 \text{ m}$$

$$\eta = \frac{x_F - x_R}{x_F} = \frac{11.0 - 5.46}{11.0} = 50.36\%$$

306 装置和 305 装置结果图：



外加能量与传质单元高度关系曲线图



外加能量与传质单元高度关系曲线图

八、结果讨论与分析

(1)由以上 $H_{OR} \sim n$ 曲线图可以分析：通量较大时，液滴尺度小，液滴在塔内端动厉害，传质效果较好，曲线偏下方，因为欲达到相同的 H_{OR} ，转速较小，转盘对液滴的剪切力大，可以推测，通量小于 20: 20 时，曲线在上方。

(2) $H_{OR} \sim n$ 曲线随着 n 的增大， H_{OR} 逐渐减小。虽然传质推动力随转速的增加而下降，但传质总系数增加的幅度比传质推动力下降的幅度大得多，二者的乘积是增加的，因此 H_{OR} 下降，有利于传质。在操作状态 I，当 n 大至极限时，不发生液泛；在操作状态 II，当 $n > 1360$ 时，即发生液泛。分析其原因：可能是液滴受转盘的剪切力太大以至于形成的液滴过小，液滴向上的浮力不能克服萃取剂向下的冲力，导致小液滴流动速度为 0，无数小液滴碰撞凝聚成大油滴，直至分层，因此，实际操作中，应控制 n 在 $1250 \pm 100 \text{ r.p.m.}$ ，以利于传质，而不出现液泛。

九、思考题

1. 萃取剂加入量应使原料和萃取剂的和点M位于()

- A. 溶解度曲线上方区 B. 溶解度曲线下方区 C. 溶解度曲线上 D. 纵坐标线上
2. 萃取操作中，溶剂选用的必要条件是()
- A. 分配系数 $k_A > 1$ B. 萃取相含量 $y_A >$ 萃余相含量 x_A
- C. 选择性系数 $\beta > 1$ D. 分配系数 $k_B > 1$
3. 萃取是利用各组分间的()差异来分离液体混合液的?
- A. 挥发度 B. 离散度 C. 溶解度 D. 密度
4. 三角形相图内任一点，代表混合物的()个组分含量
- A. 一 B. 二 C. 三 D. 四
5. 萃取剂选择时，下列哪些物理性质是首要考虑的? ()
- A. 界面张力和粘度 B. 密度和粘度 C. 选择性和密度 D. 选择性和粘度

实验十一 流化床干燥器的操作及其干燥速率曲线的测定

一、实验目的

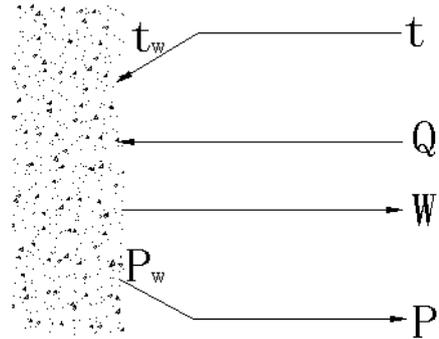
1. 掌握测定物料干燥速率曲线的工程意义；
2. 熟悉实验干燥设备的流程、工作及实验组织方法；
3. 了解影响干燥速率曲线的因素。

二、基本原理

干燥原理是利用加热的方法使水分或其它溶剂从湿物料中汽化，除去固体物料中湿分的操作。干燥的目的是使物料便于运输、贮藏、保质和加工利用。本实验的干燥过程属于对流干燥，其原理见图 1。

①. 传热过程 热气流将热能传至物料，再由表面传至物料的内部。

②. 传质过程 水分从物料内部以液态或气态扩散透过物料层而达到表面，再通过物料表面的气膜扩散到热气流的主流。由此可见，干燥操作具有热质同时传递的特征。为了使水气离开物料表面，热气流中的水气分压应小于物料表面的水气分压。



1、干燥速率曲线测定的意义

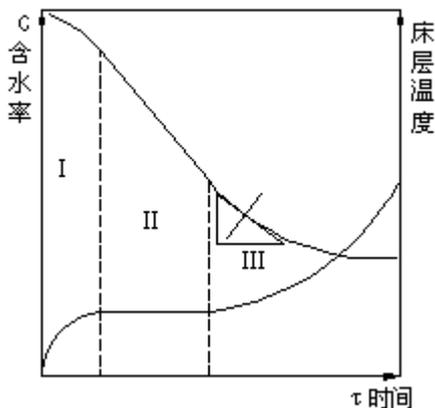
对于设计型问题而言，已知生产条件要求每小时必须除即可确定干燥面积，大致估计设备的大小；对操作型问题而言，已知干燥面积，湿物料在干燥器内停留时间一定，若先已知干燥速率，即可确定除掉了多少千克水；对于节能问题而言，干燥时间越长，不一定物料越干燥，物料存在着平衡含水率，能量的合理利用是降低成本的关键，以上三方面均须先已知干燥速率。因此学会测定干燥速率曲线的方法具有重要意义。

2、干燥曲线和干燥速率曲线的关系

含水率 C ：单位干物料 G_c 中所带的水分量 W

$$\text{定义： } C = \frac{W}{G_c} \quad (\text{kg 水} / \text{kg 干}) \quad (1)$$

含水率随时间的变化作图，见图 2：



干燥过程分为三个阶段

I. 物料预热阶段

II. 恒速干燥阶段；

III. 降速干燥阶段。

图 2 干燥曲线图

干燥速率 N_A 的定义有二种表示：

(一). 单位时间单位面积汽化的水量

$$\text{即: } N_{A'} = - \frac{dW}{Ad\tau} \quad (\text{kg}_\text{水} / \text{m}^2 \cdot \text{s}) \quad (2)$$

(二). 单位干物料在单位时间内所汽化的水量

$$\text{即: } N_{A'} = - \frac{dW}{G_c d\tau} \quad (\text{kg}_\text{水} / \text{kg}_\text{干} \cdot \text{s}) \quad (3)$$

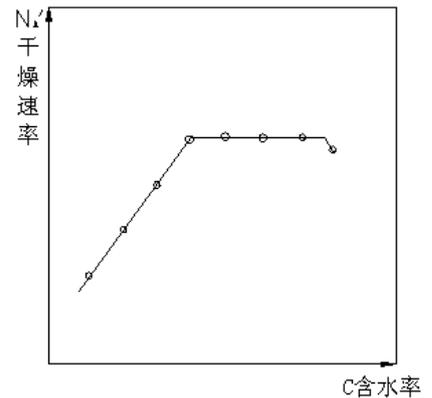
(2)式定义中, 由于干燥面积的定量难以实验测定, 故本实验以(3)式定义作为实验依据.

对(1)式求导得: $dW = -G_c dC$

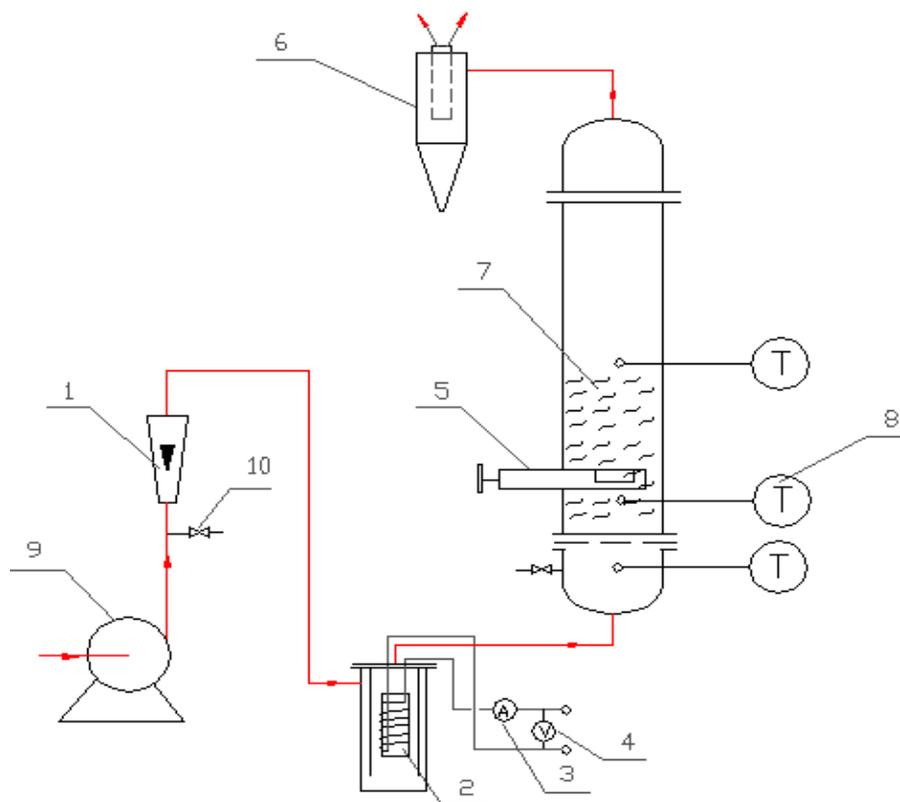
(4)

$$\text{所以, } N_{A'} = - \frac{dW}{G_c d\tau} = - \frac{dC}{d\tau} \quad (5)$$

也就是说, 在干燥曲线图中含水率随时间变化曲线上的任何一点切线的斜率值即为干燥速率值, 将这些斜率的变化值对应于含水率作图即为干燥速率曲线图, 见图 3. 每隔一段时间取样称量湿物料的重, 然后将湿物料烘干后称重, 从而就测得了 C 与 τ 的关系.



三、实验流程及说明



1- 气体流量计; 2- 加热器; 3- 电流表; 4- 电压表; 5- 取样器;
6- 旋风分离器; 7- 硅胶颗粒; 8- 温度计; 9- 风机; 10- 旁路调节阀

流化床干燥实验流程图

四、实验步骤

- (1) 在实验操作前从加水口加入 220~250ml 水，系统同时通入常温空气，使加入的水充分均匀地分散在硅胶表面，(这一步由准备老师完成)。
- (2) 先开微型气泵，然后调节空气流量计至 14—16m³/h 任一恒定值。
- (3) 开启空气加热电闸，设定热空气进口温度为 105℃。打开流化床底端旁路阀，使没有达到 105℃的热空气不进入系统。
- (4) 仔细观察进口温度与床层温度的变化，待床层温度升至 41℃，即开始取第一个样品，此时的时间设定为 0。
- (5) 实验布点采用先密后疏原则。

五、原始数据记录

装置号：1. 塔径：140mm, 床层高度：160mm, 烘箱温度：120.00℃, 物料：变色硅胶
物料尺寸：45目, 空气相对湿度：84.00%, 空气流量：15.00m³/h, 室温：20.00℃

No.	时间间隔 min	床层温度 ℃	空瓶重 g	空瓶+湿物 g	空瓶+干物 g	空气进口温度 ℃	空气出口温度 ℃
1	0	39.40	23.261	29.533	28.411	76.50	36.70
2	3	40.80	14.318	20.166	19.142	78.30	37.90
3	3	41.90	23.152	29.133	28.130	78.10	38.90
4	3	42.60	22.084	27.664	26.765	78.60	39.50
5	5	43.30	20.716	26.813	25.895	78.00	40.30
6	5	44.20	18.667	24.921	24.069	78.50	41.00
7	5	44.90	21.484	27.314	26.572	78.20	41.70
8	10	46.80	20.583	26.500	25.904	78.20	43.60
9	10	49.20	21.557	27.254	26.777	78.50	45.40
10	10	53.00	20.650	26.370	25.988	78.10	49.10
11	10	56.60	20.232	25.941	25.670	78.50	51.80
12	10	60.00	20.179	25.844	25.594	78.40	55.40
13	15	64.20	19.645	25.350	25.150	78.30	59.40
14	20	67.80	17.482	23.180	23.017	78.30	62.80

六、计算示例

(取装置号 1 第五组数据作计算示例)：

$$\begin{aligned} \text{水分 } W &= (\text{湿物} + \text{空瓶})_5 - (\text{干物} + \text{空瓶})_5 \\ &= 26.817 - 25.895 \\ &= 0.922 \quad (\text{kg 水}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{干物 } G_c &= (\text{干物} + \text{瓶重})_5 - (\text{空瓶})_5 \\ &= 25.895 - 20.716 \\ &= 5.179 \quad (\text{kg 干}) \end{aligned}$$

$$\text{含水率 } C = \frac{W}{G_c} = \frac{0.992}{5.179} = 0.178 \quad (\text{kg 水} / \text{kg 干})$$

干燥时间 $\tau = 3 + 3 + 3 + 5 = 14 \text{ min}$;

干燥曲线见图 5, 干燥速率曲线见图 6。

由干燥曲线和干燥速率曲线之间的关系可知，干燥速率值即为干燥曲线上任何一点切线值，采用镜面法作法线，然后作法线的垂线，再求出垂线的斜率值。

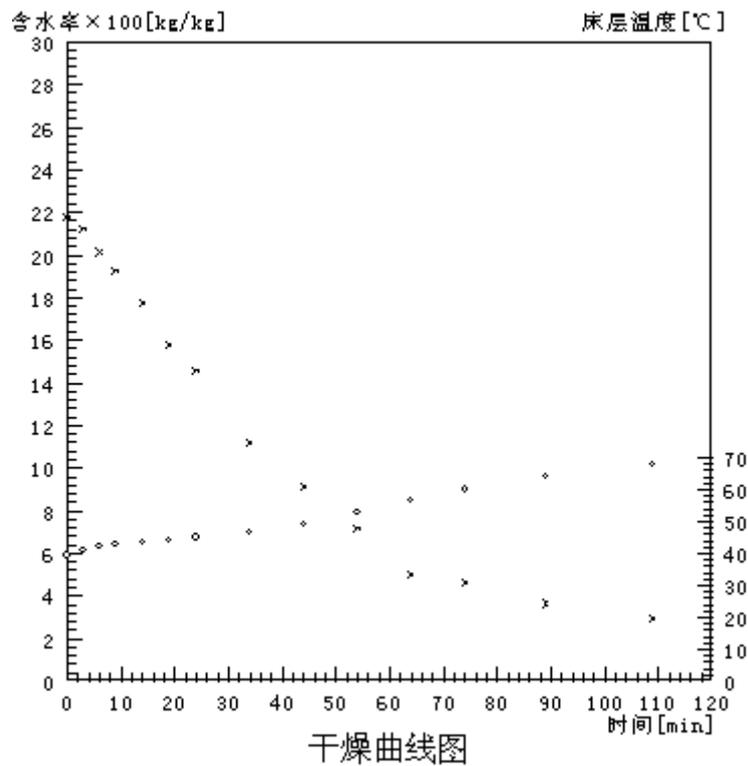
由 A (26, 0.10); B(90,0.002)得：

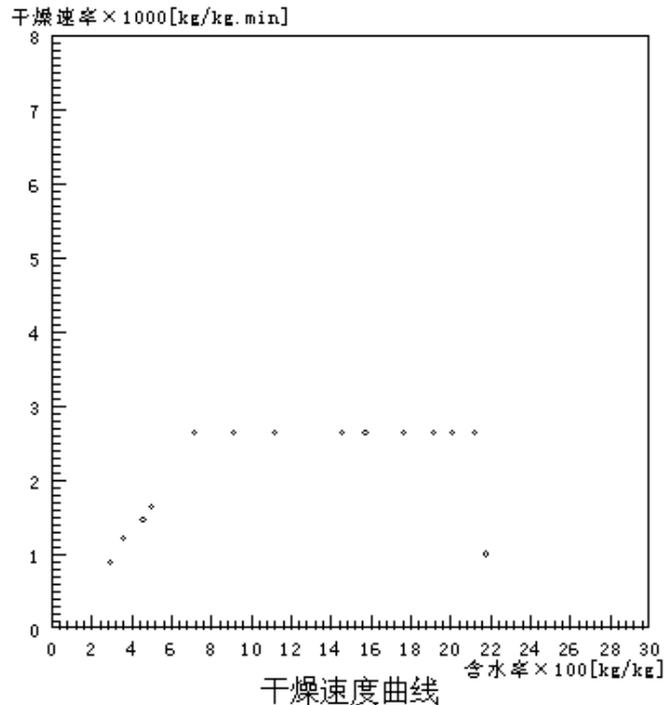
$$N_{A \text{ 降}} = - \frac{0.002 - 0.10}{90 - 26} = 0.00153 \quad (\text{kg 水} / \text{kg 干} \cdot \text{min})$$

$$N_{A \text{ 恒}} = -\frac{0.185 - 0.120}{34 - 9} = 0.00264 \quad (\text{kg 水} / \text{kg 干物} \cdot \text{min})$$

七、过程运算表和结果图

No.	时间 min	床层温度 ℃	水份 g	干物 g	含水率 × 10 ² kg水/kg干物	干燥速率 × 10 ⁵ kg水/kg干物·min	热效率 %
1	0	39.40	1.12	5.15	21.79	1.00	70.44
2	3	40.80	1.02	4.82	21.23	2.64	69.30
3	6	41.90	1.00	4.98	20.15	2.64	67.47
4	9	42.60	0.90	4.68	19.21	2.64	66.72
5	14	43.30	0.92	5.18	17.73	2.64	65.00
6	19	44.20	0.85	5.40	15.77	2.64	64.10
7	24	44.90	0.74	5.09	14.58	2.64	62.71
8	34	46.80	0.60	5.32	11.20	2.64	59.45
9	44	49.20	0.48	5.22	9.14	2.64	56.58
10	54	53.00	0.38	5.34	7.16	2.64	49.91
11	64	56.60	0.27	5.44	4.98	1.64	45.64
12	74	60.00	0.25	5.42	4.62	1.47	39.38
13	89	64.20	0.20	5.50	3.63	1.21	32.42
14	109	67.80	0.16	5.54	2.94	0.87	26.59





八、结果和讨论

- 床层温度 $\theta < 40^\circ\text{C}$ 时，物料处于预热阶段。
- 床层温度 $\theta \approx 52.5^\circ\text{C}$ 时，物料处于恒速干燥阶段：
 - $C \sim \tau$ 呈线性关系。
 - 床层温度即物料表面温度变化很小。
- 床层温度 $\theta > 52.5^\circ\text{C}$ 时，物料处于降速阶段：
 - 物料温度随干燥时间的增加而迅速上升。
 - 物料温度上升，含水率下降不明显。
- 临界含水率 $C_e = 0.078 \text{ kg 水/kg 干}$ 。从该套实验结果看出，进口温度较高，临界含水率较低。
- 干燥曲线或干燥速率曲线是在恒定的热空气进口条件(指一定的流速、温度、湿度)下测得的，对指定的物料而言，若热空气进口温度、流速不同，干燥速率曲线的位置也不同。只要满足干燥的物系相同、设备类型相似、热空气进口条件一样，本实验测得的干燥速率曲线就可以放大到工业装置之中。

九、思考题

- 湿空气在预热过程中不变化的参数是()
 - 焓
 - 相对湿度
 - 湿度
 - 湿球温度
- 干燥热敏性物料时，为提高干燥速率，不宜采取的措施是()
 - 提高干燥介质的温度
 - 改变物料与干燥介质的接触方式
 - 降低干燥介质相对湿度
 - 增大干燥介质流速
- 湿物料的平衡水分一定是()
 - 非结合水
 - 自由水分
 - 结合水
 - 临界水分
- 已知湿空气的如下两个参数，便可确定其他参数()
 - H, p
 - H, t_d
 - H, t
 - I, t_{as}
- 对不饱和空气，干球温度、湿球温度及露点三者之间的关系为()
 - $t > t_d > t_w$
 - $t = t_w = t_d$
 - $t > t_w > t_d$
 - 不确定

实验十二 恒压过滤常数测定实验

一、实验目的

1. 熟悉板框压滤机的构造和操作方法；
2. 通过恒压过滤实验,验证过滤基本原理；
3. 学会测定过滤常数 K 、 q_e 、 τ_e 及压缩性指数 S 的方法；
4. 了解操作压力对过滤速率的影响。

二、基本原理

过滤是以某种多孔物质作为介质来处理悬浮液的操作。在外力作用下,悬浮液中的液体通过介质的孔道而固体颗粒被截留下来,从而实现固液分离。过滤操作中,随着过滤过程的进行,固体颗粒层的厚度不断增加,故在恒压过滤操作中,过滤速率不断降低。

影响过滤速率的主要因素除压强差、滤饼厚度外,还有滤饼和悬浮液的性质,悬浮液温度,过滤介质的阻力等,在低雷诺数范围内,过滤速率计算式为:

$$u = \frac{1}{K'} \frac{\varepsilon^3}{a^2(1-\varepsilon)^2} \frac{\Delta p}{\mu L} \quad (1)$$

u : 过滤速度, m/s

K' : 康采尼常数, 层流时, $K' = 5.0$

ε : 床层空隙率, m^3/m^3

μ : 滤液粘度, Pas

a : 颗粒的比表面积, m^2/m^3

Δp : 过滤的压强差, Pa

L : 床层厚度, m

由此可以导出过滤基本方程式:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{A^2 \Delta p^{1-s}}{\mu r' v (V + V_e)} \quad (2)$$

V : 过滤体积, m^3

τ : 过滤时间, s

A : 过滤面积, m^2

V_e : 虚拟滤液体积, m^3

r : 滤饼比阻, $1/\text{m}^2$, $r = \frac{a^2(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}$ r' : 单位压强下的比阻, $1/\text{m}^2$, $r = r' \Delta p^S$

v : 滤饼体积与相应滤液体积之比, 无因次

S : 滤饼压缩性指数, 无因次, 一般 $S = 0 \sim 1$, 对不可压缩滤饼, $S = 0$

恒压过滤时, 令 $k = \frac{1}{\mu r' v}$, $K = 2k \Delta p^{1-s}$, $q = \frac{V}{A}$, $q_e = \frac{V_e}{A}$, 对(2)式积分得:

$$(q + q_e)^2 = K(\tau + \tau_e) \quad (3)$$

K 、 q 、 q_e 三者总称为过滤常数, 由实验测定。

对(3)式微分得: $2(q + q_e)dq = Kd\tau$

$$\left. \frac{d\tau}{dq} = \frac{2}{K}q + \frac{2}{K}q_e \right\} \quad (4)$$

用 $\frac{\Delta\tau}{\Delta q}$ 代替 $\frac{d\tau}{dq}$, 在恒压条件下, 用秒表和量筒分别测定一系列时间间隔 $\Delta\tau_i$ 和对应的

滤液体积 ΔV_i ，可计算出一系列 $\Delta \tau_i$ 、 Δq_i 、 q_i ，在直角坐标系中绘制 $\frac{\Delta \tau}{\Delta q} \sim q$ 的函数关系，

得一直线，斜率为 $\frac{2}{K}$ ，截距为 $\frac{2q_e}{K}$ ，可求得 K 和 q_e ，再根据 $\tau_e = \frac{q_e^2}{K}$ ，可得 τ_e 。

改变过滤压差 Δp ，可测得不同的 K 值，由 K 的定义式两边取对数得：

$$\lg K = (1-S)\lg(\Delta p) + \lg(2k) \quad (5)$$

在实验压差范围内，若 k 为常数，则 $\lg K \sim \lg(\Delta p)$ 的关系在直角坐标上应是一条直线，斜率为 $(1-S)$ ，可得滤饼压缩性指数 S ，进而确定物料特性常数 k 。

三、实验装置与流程

实验装置如图 1 所示。

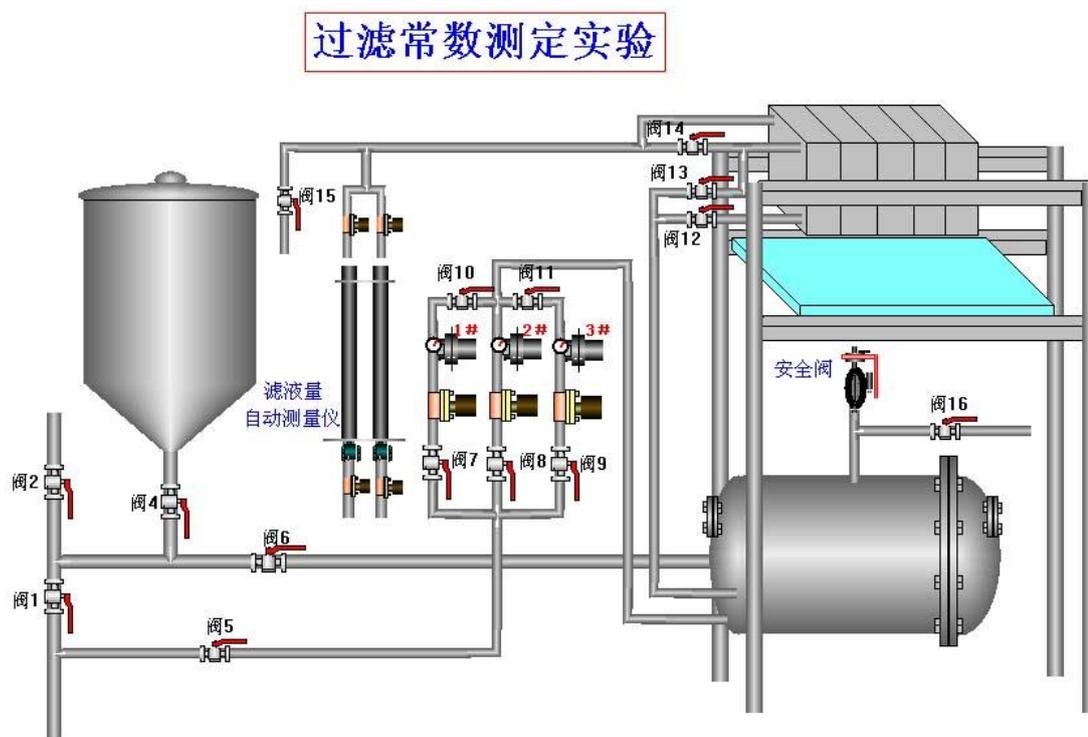


图 1 板框压滤机过滤流程

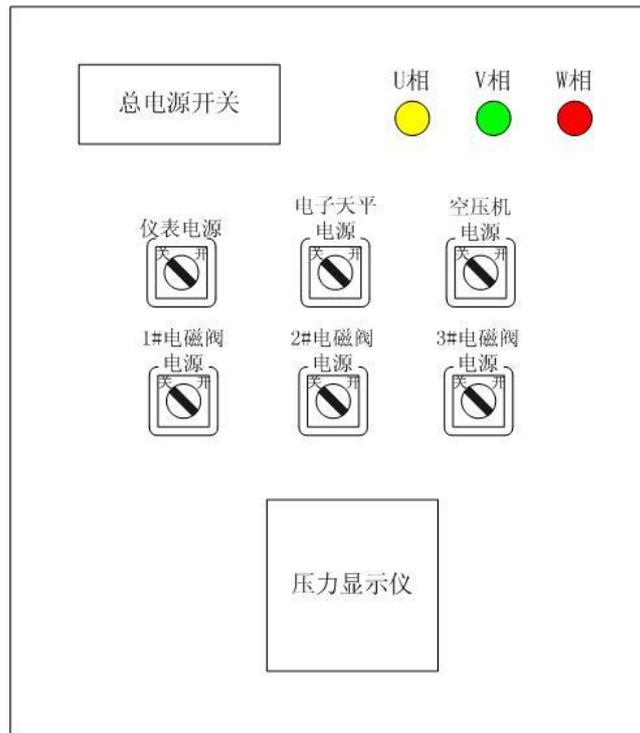


图 2 控制柜面板图

CaCO_3 的悬浮液在配料桶内配制一定浓度后，利用压差送入压力料槽中，用压缩空气搅拌，同时利用压缩空气将滤浆送入板框压滤机过滤，滤液流入量筒计量，压缩空气从压力料槽排空管排出。

板框压滤机的结构尺寸：框厚度 25 mm，每个框过滤面积 0.024m^2 ，框数 2 个。

空气压缩机规格型号：ZVS— 0.06/7，风量 $0.06\text{m}^3/\text{min}$ ，最大气压 0.7MPa。

四、实验步骤

1. 配制含 CaCO_3 8%~13% (wt%) 的水悬浮液。
2. 开启空压机，将压缩空气通入配料槽，使 CaCO_3 悬浮液搅拌均匀。
3. 正确装好滤板、滤框及滤布。滤布使用前用水浸湿。滤布要绷紧，不能起皱（注意：用螺旋压紧时，千万不要把手指压伤，先慢慢转动手轮使板框合上，然后再压紧）。
4. 在压力料槽排气阀（8）打开的情况下，打开阀门（7），使料浆自动由配料桶流入压力料槽至其视镜 1/2~1/3 处，关闭阀门（7）。
5. 通压缩空气至压力料槽，使容器内料浆不断搅拌。压力料槽的排气阀应不断排气，但又不能喷浆。
6. 调节压力料槽的压力到需要的值。主要依靠调节通至料浆槽和压力槽的两个压缩空气阀门的相对开启度。一旦调定压力，进气阀不要再动。压力细调可通过调节压力槽上的排气阀完成。每次实验，应有专人调节压力并保持恒压。
7. 最大压力不要超过 0.3MPa，要考虑各个压力值的分布，从低压过滤开始做实验较好。
8. 每次实验应在滤液从汇集管刚流出的时候作为开始时刻，每次 ΔV 取 800ml 左右。记录相应的过滤时间 $\Delta\tau$ 。要熟练双秒表轮流读数所方法。
9. 量筒交换接滤液时不要流失滤液。等量筒内滤液静止后读出 ΔV 值。（注意： ΔV 约 800 ml 时替换量筒，这时量筒内滤液量并非正好 800 ml。要事先熟悉量筒刻度，不要打碎量筒！）

10. 每个压力下，测量 8~10 个读数即可停止实验。
 11. 每次滤液及滤饼均收集在小桶内，滤饼弄细后重新倒入料浆桶内，实验结束后要冲洗滤框、滤板及滤布不要折，应用刷子刷。

五、实验报告

实验数据列于表 1 中。计算结果列于表 2 中。

表 1 实验数据

$\Delta p = 1.0 \text{ kg/cm}^2$		$\Delta p = 1.5 \text{ kg/cm}^2$		$\Delta p = 2.0 \text{ kg/cm}^2$	
$\Delta V \text{ (ml)}$	$\Delta \tau \text{ (s)}$	$\Delta V \text{ (ml)}$	$\Delta \tau \text{ (s)}$	$\Delta V \text{ (ml)}$	$\Delta \tau \text{ (s)}$

表 2 计算结果

$\Delta p = 1.0 \text{ kg/cm}^2$			$\Delta p = 1.5 \text{ kg/cm}^2$			$\Delta p = 2.0 \text{ kg/cm}^2$		
Δq (m^3/m^2)	$\Delta \tau / \Delta q$ ($\text{s}/\text{m}^2/\text{m}^3$)	q (m^3/m^2)	Δq (m^3/m^2)	$\Delta \tau / \Delta q$ ($\text{s}/\text{m}^2/\text{m}^3$)	q (m^3/m^2)	Δq (m^3/m^2)	$\Delta \tau / \Delta q$ ($\text{s}/\text{m}^2/\text{m}^3$)	q (m^3/m^2)

计算举例：以 $\Delta P = 1.0 \text{ kg/cm}^2$ 时的一组数据为例

$$\text{过滤面积 } A = 0.024 \times 2 = 0.048 \text{ m}^2$$

$$\Delta q = \Delta V / A = 637 \times 10^{-6} / 0.048 = 0.0132 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$\Delta \tau / \Delta q = 31.98 / 0.0132 = 2422.727 \text{ s m}^2/\text{m}^3$$

$$q_1 = 0.0132 \text{ m}^3/\text{m}^2 \quad q_2 = q_1 + \Delta q = 0.0269 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

在直角坐标系中绘制 $\Delta \tau / \Delta q \sim q$ 的关系曲线，如图 2 所示。从图 2 上读出斜率可求得 K 。不同压力下的 K 值列于表 4 中。

表 4 不同压力下的 K 值

$\Delta p \text{ (kg/cm}^2\text{)}$	过滤常数 $K \text{ (m}^2/\text{s)}$
1.0	
1.5	
2.0	

计算举例：在压力 $P = 2.0 \text{ kg/cm}^2$ 时的 $\Delta\tau/\Delta q \sim q$ 直线上取两个点 (0.0845, 2084.507) 和 (0.02181, 1937.324)，计算斜率

$$\text{斜率} = (2104.399 - 1937.324) / (0.0845 - 0.0281) = 2 / K_3$$

$$K_3 = 0.0006766$$

将不同压力下测得的 K 值作 $\lg K \sim \lg \Delta p$ 曲线，如图 3 所示。斜率为 $(1-S)$ 可计算 S 。
 $S = 0.232105$

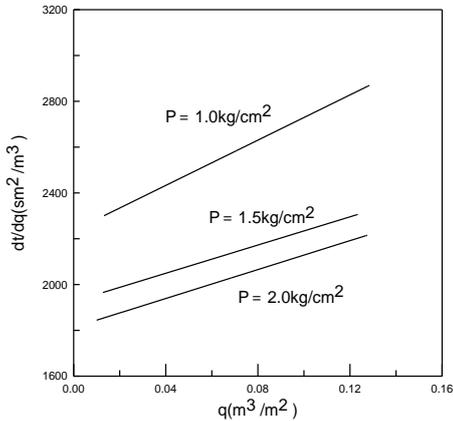


图 2 $\Delta\tau/\Delta q \sim q$ 曲线

图 3 $\lg K \sim \lg \Delta p$ 曲线

六、思考题

- 以下说法是正确的 ()
 - 过滤速率与 S (过滤面积) 成正比
 - 过滤速率与 S^2 成正比
 - 过滤速率与滤液体积成正比
 - 过滤速率与滤布阻力成反比
- 板框压滤机中 ()
 - 框有两种不同的构造
 - 板有两种不同的构造
 - 框和板都有两种不同的构造
 - 板和框都只有一种构造
- 恒压过滤，如介质阻力不计，过滤压差增大一倍时，同一过滤时刻所得滤液量 ()
 - 增大至原来的 2 倍
 - 增大至原来的 4 倍
 - 增大至原来的 $\sqrt{2}$ 倍
 - 增大至原来的 1.5 倍
- 过滤推动力一般是指 ()
 - 过滤介质两边的压差
 - 过滤介质与滤饼构成的过滤层两边的压差
 - 滤饼两面的压差
 - 液体进出过滤机的压差
- 板框压滤机中，最终的过滤速率是洗涤速率的 ()
 - 一倍
 - 一半
 - 四倍
 - 四分之一

实验十三 二元气液相平衡数据的测定

一、实验目的

1. 测定乙醇—水二元体系在 101.325kPa 下的气液平衡数据。
2. 通过实验了解平衡釜的构造，掌握气液平衡数据的测定方法和技能。
3. 应用 Wilson 方程关联实验数据。

二、基本原理

以循环法测定气液平衡数据的平衡釜类型虽多，但基本原理相同，如图 1 所示。当体系达到平衡时，两个容器的组成不随时间变化，这时从 A 和 B 两容器中取样分析，即可得到一组平衡数据。

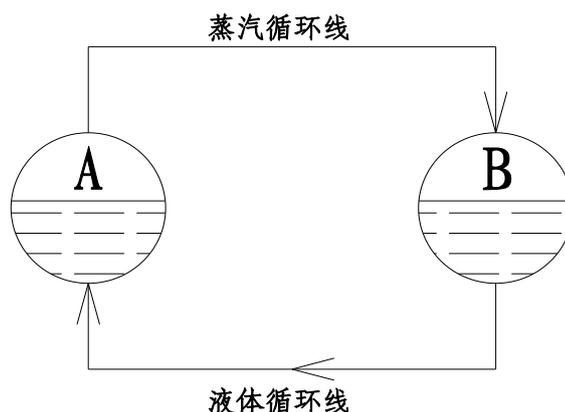


图 1. 平衡法测定气液平衡原理图

当达到平衡时，除两相的温度和压力分别相等外，每一组分化学位也相等，即逸度相等，其热力学基本关系为：

$$\begin{aligned} \hat{f}_i^L &= \hat{f}_i^V \\ \hat{\phi}_i^V p y_i &= \gamma_i f_i^s x_i \end{aligned} \quad (1)$$

常压下，气相可视为理想气体， $\hat{\phi}_i^V = 1$ ；再忽略压力对流体逸度的影响， $f_i^s = p_i^s$ 从而得出低压下气液平衡关系式为：

$$p y_i = \gamma_i p_i^s x_i \quad (2)$$

式中， p ——体系压力（总压）；

p_i^s ——纯组分 i 在平衡温度下的饱和蒸汽压，可用 Antoine 公式计算；

x_i 、 y_i ——分别为组分 i 在液相和气相中的摩尔分率；

γ_i ——组分 i 的活度系数

Antoin 公式：

$$\lg P_i^0 = A_i - \frac{B_i}{C_i + t}$$

这里的压力为 mmHg，温度为℃

由实验测得等压下气液平衡数据，则可用

$$\gamma_i = \frac{py_i}{x_i p_i^s} \quad (3)$$

计算出不同组成下的活度系数。 这样的得到的活度系数 我们称为实验的活度系数。

本实验中活度系数和组成关系采用 Wilson 方程关联。Wilson 方程为：

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + \Lambda_{21}x_1} \right) \quad (4)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) + x_1 \left(\frac{\Lambda_{21}}{x_2 + \Lambda_{21}x_1} - \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} \right) \quad (5)$$

Wilson 方程二元配偶函数 Λ_{12} 和 Λ_{21} 采用高斯—牛顿法, 由二元气液平衡数据回归得到。目标函数选为气相组成误差的平方和, 即

$$F = \sum_{j=1}^m (y_{1\text{实}} - y_{1\text{计}})_j^2 + (y_{2\text{实}} - y_{2\text{计}})_j^2 \quad (6)$$

三、实验装置与流程

1. 工热力学研究室改进的 Rose 釜, 该釜结构独特, 汽液双循环, 操作非常简便, 平衡时间短, 不会出现过冷过热现象, 适用范围广。温度测定用 A 级温度传感器。样品组成采用折光指数法分析
其结构如图 2 所示。

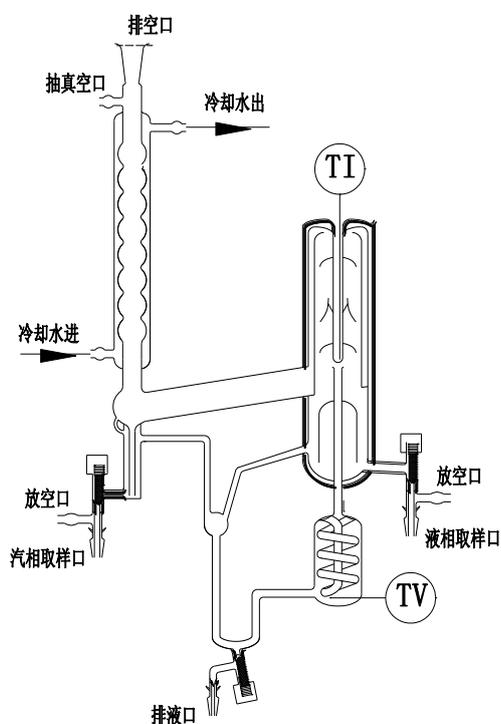


图 2 双循环平衡釜示意图

2. 气相色谱仪一台或阿贝折光仪。

四、实验步骤

1. 开启色谱仪或阿贝折光仪
2. 测定物料纯度。用在 20℃ 下折光率或色谱分析检测。
3. 用量筒量取 140-150 毫升去离子水，30-35 毫升无水乙醇，从加料口加入平衡釜内；
4. 开冷却水（注意不要开得太大）
5. 打开加热开关，调节调压器使加热电压在 220V，待釜液沸腾 2-3 分钟左右，慢慢地将电压降低至 90-130V 左右（视沸腾情况而定，以提升管内的汽泡能连续缓慢地上升为准，不可猛烈上冲，也不可断断续续）；
6. 从气压机上读出大气压数据记下；
7. 调解阿贝折光仪的循环水温至 30℃；
8. 观察平衡釜内汽液循环情况，注意平衡室温度变化情况，若温度已连续 15-20 分钟保持恒定不变，则可以认为已达到平衡，可以取样分析；
9. 将一个取样瓶在天平上称重（记下重量 G1），然后往瓶内加入半瓶左右的去离子水（约 3 毫升）称重（记下重量 G2），该含水的取样瓶用于取汽相样品。另一个空瓶取液相样品；
10. 取样前记下平衡温度，并用一烧杯分别从两个取样口放掉 1-2 毫升左右的液体；
11. 用准备好的二个取样瓶同时取样，取样量约为容积的 4/5 左右。取好样品后，立即盖上盖子。然后将汽相样品瓶在电光天平上称重（记下重量 G3）。液相不必称重；
12. 取样后，再向釜内加入 15-20 毫升的乙醇以改变釜内组成；
13. 将汽相样品瓶摇晃，使瓶内样品均匀，然后将两个样品在阿贝折光仪上测出折光指数通过 n_D^{30-x} 标准曲线查出液相样品的摩尔组成 x，汽相稀释样品的组成 y'；
14. 根据称出的质量（G1, G2, G3）及汽相稀释样品的组成 y' 计算出气相组成 y_实，计算公式为：

$$y = \frac{18y'(G3 - G1)}{18(G3 - G2) - 28y'(G2 - G1)}$$

15. 重复上述步骤，进行下一组数据的测定。要求每一小时测定 4-5 组平衡数据。
 16. 结束实验，整理好实验室。
- 上述步骤供同学参考，有些步骤可以交叉进行，请同学们在独立思考的基础上谨慎操作。

五、实验数据处理

1. 实验数据都要及时如实地记录在实验数据记录表内(见表 1、见表 2)
2. 实验数据按本实验第五部分内容的有关要求进行处理，计算过程要详细地写入实验报告里。计算结果要整理列表。
3. 将所测数据记计算数据在 x-y 图、T-x-y 图上画出
4. 在实验报告中讨论：
 - (1) 你是怎样判断汽液二相平衡的？为什么？
 - (2) 你所测的数据可靠吗？为什么？有哪些因素(主要的)影响了你的数据的准确性？操作中哪些地方最值得注意
 - (3) 你认为应该(值得)讨论的问题。

表1 实验条件记录

序号	大气压力 mmHg	系统压力 mmHg	室温℃	加热电压
1				
2				
3				
4				
5				

表2 实验数据记录

序号	平衡 温度							液相	
		G1	G2	G3	n_D^{30}	γ_1'	γ	n_D^{30}	x_1
1									
2									
3									
4									
5									

G1—瓶重，G2—（瓶+水）重，G3—（瓶+水+样品）重，

六、思考题

1.由沸点较低的组分 A 和沸点较高的组分 B 组成的二元溶液在某压力下达到气液平衡时， y_A 与 x_A 关系为（ ）

A. $y_A = x_A$ B. $y_A > x_A$ C. $y_A < x_A$ D. 不确定

2.当物系处于泡、露点之间时，体系处于（ ）

A. 饱和液相 B. 过热蒸汽 C. 饱和蒸汽 D. 气液两相

3. 某二元混合物，其中 A 为易挥发组分，液相组成 $x_A=0.5$ 时泡点为 t_1 ，与之相平衡的气相组成 $y_A=0.75$ 时，相应的露点为 t_2 ，则（ ）

A. $t_1 = t_2$ B. $t_1 > t_2$ C. $t_1 < t_2$ D. 不能确定

4.两组分物系的相对挥发度越小，则表示分离该物系越（ ）

A. 容易 B. 困难 C. 完全 D. 不完全

5.二元溶液的气液相平衡曲线上各点的温度（ ）

A. 相同 B. 不同 C. 无法确定