

食品工程原理实验指导书

编者：胡仲秋

西北农林科技大学食品科学与工程学院

二〇〇九年五月

雷诺演示装置指导书

编者：胡仲秋

流体流型演示实验

一、实验目的

- 1、观察流体在管内流动的两种不同流型。
- 2、测定临界雷诺数 Re_c 。

二、基本原理

流体流动有两种不同型态,即层流(或称滞流, Laminar flow)和湍流(或称紊流, Turbulent flow),这一现象最早是由雷诺(Reynolds)于1883年首先发现的。流体作层流流动时,其流体质点作平行于管轴的直线运动,且在径向无脉动;流体作湍流流动时,其流体质点除沿管轴方向作向前运动外,还在径向作脉动,从而在宏观上显示出紊乱地向各个方向作不规则的运动。

流体流动型态可用雷诺准数(Re)来判断,这是一个由各影响变量组合而成的无因次数群,故其值不会因采用不同的单位制而不同。但应当注意,数群中各物理量必须采用同一单位制。若流体在圆管内流动,则雷诺准数可用下式表示:

$$Re = \frac{d u \rho}{\mu} \quad (11-1)$$

式中: Re — 雷诺准数, 无因次;

d — 管子内径, m;

u — 流体在管内的平均流速, m/s;

ρ — 流体密度, kg/m³;

μ — 流体粘度; Pa·s。

层流转变为湍流时的雷诺数称为临界雷诺数,用 Re_c 表示。工程上一般认为,流体在直圆管内流动时,当 $Re \leq 2000$ 时为层流;当 $Re > 4000$ 时,圆管内已形成湍流;当 Re 在 2000 至 4000 范围内,流动处于一种过渡状态,可能是层流,也可能是湍流,或者是二者交替出现,这要视外界干扰而定,一般称这一 Re 数范围为过渡区。

式(11-1)表明,对于一定温度的流体,在特定的圆管内流动,雷诺准数仅与流体流速有关。本实验即是通过改变流体在管内的速度,观察在不同雷诺准数下流体的流动型态。

三、实验装置及流程

实验装置如图 11-1 所示。主要由玻璃试验导管、流量计、流量调节阀、低位贮水槽、循环水泵、稳压溢流水槽等部分组成，演示主管路为 $\phi 20 \times 2 \text{ mm}$ 硬质玻璃。

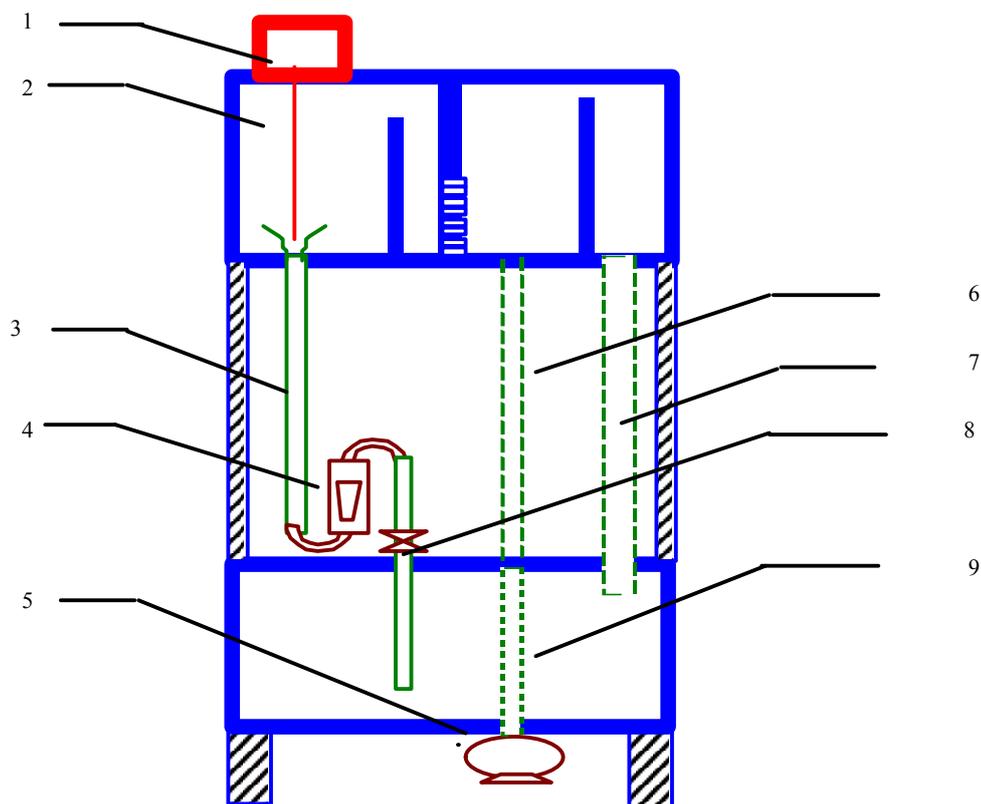


图 11-1 流体流型演示实验

1—红墨水储槽； 2—溢流稳压槽； 3—实验管； 4—转子流量计；
5—循环泵； 6—上水管； 7—溢流回水管； 8—调节阀； 9—储水槽

实验前，先将水充满低位贮水槽，关闭流量计后的调节阀，然后启动循环水泵。待水充满稳压溢流水槽后，开启流量计后的调节阀。水由稳压溢流水槽流经缓冲槽、试验导管和流量计，最后流回低位贮水槽。水流量的大小，可由流量计和调节阀调节。

示踪剂采用红色墨水，它由红墨水贮瓶经连接管和细孔喷嘴，注入试验导管。细孔玻璃注射管(或注射针头)位于试验导管人口的轴线部位。

注意：实验用的水应清洁，红墨水的密度应与水相当，装置要放置平稳，避免震动。

四、演示操作

(1) 层流流动型态

试验时，先少许开启调节阀，将流速调至所需要的值。再调节红墨水贮瓶的下口旋塞，并作精细调节，使红墨水的注入流速与试验导管中主体流体的流速相适应，一般略低于主体流体的流速为宜。待流动稳定后，记录主体流体的流量。此时，在试验导管的轴线上，就可观察到一条平直的红色细流，好像一根拉直的红线一样。

(2) 湍流流动型态

缓慢地加大调节阀的开度，使水流量平稳地增大，玻璃导管内的流速也随之平稳地增大。此时可观察到，玻璃导管轴线上呈直线流动的红色细流，开始发生波动。随着流速的增大，红色细流的波动程度也随之增大，最后断裂成一段段的红色细流。当流速继续增大时，红墨水进入试验导管后立即呈烟雾状分散在整个导管内，进而迅速与主体水流混为一体，使整个管内流体染为红色，以致无法辨别红墨水的流线。

机械能转化演示实验装置实验指导书

编者：胡仲秋

机械能转化演示实验

一、实验目的

1. 观测动、静、位压头随管径、位置、流量的变化情况，验证连续性方程和柏努利方程。
2. 定量考察流体流经收缩、扩大管段时，流体流速与管径关系。
3. 定量考察流体流经直管段时，流体阻力与流量关系。
4. 定性观察流体流经节流件、弯头的压损情况。

二、基本原理

化工生产中，流体的输送多在密闭的管道中进行，因此研究流体在管内的流动是化学工程中的一个重要课题。任何运动的流体，仍然遵守质量守恒定律和能量守恒定律，这是研究流体力学性质的基本出发点。

1. 连续性方程

对于流体在管内稳定流动时的质量守恒形式表现为如下的连续性方程：

$$\rho_1 \iint_1 v dA = \rho_2 \iint_2 v dA \quad (1-1)$$

根据平均流速的定义，有 $\rho_1 u_1 A_1 = \rho_2 u_2 A_2$

(1-2)

即

$$m_1 = m_2$$

(1-3)

而对均质、不可压缩流体， $\rho_1 = \rho_2 = \text{常数}$ ，则式(1-2)变为

$$u_1 A_1 = u_2 A_2$$

(1-4)

可见，对均质、不可压缩流体，平均流速与流通截面积成反比，即面积越大，流速越小；反之，面积越小，流速越大。

对圆管， $A = \pi d^2 / 4$ ， d 为直径，于是式(1-4)可转化为

$$u_1 d_1^2 = u_2 d_2^2$$

(1-5)

2. 机械能衡算方程

运动的流体除了遵循质量守恒定律以外，还应满足能量守恒定律，依此，在工程上可进一步得到十分重要的机械能衡算方程。

对于均质、不可压缩流体，在管路内稳定流动时，其机械能衡算方程（以单位质量流体为基准）为：

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + h_e = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + h_f \quad (1-6)$$

显然，上式中各项均具有高度的量纲， z 称为位头， $u^2/2g$ 称为动压头（速度头）， $p/\rho g$ 称为静压头（压力头）， h_e 称为外加压头， h_f 称为压头损失。

关于上述机械能衡算方程的讨论：

（1）理想流体的柏努利方程

无黏性的即没有黏性摩擦损失的流体称为理想流体，就是说，理想流体的 $h_f=0$ ，若此时又无外加功加入，则机械能衡算方程变为：

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} \quad (1-7)$$

式（1-7）为理想流体的柏努利方程。该式表明，理想流体在流动过程中，总机械能保持不变。

（2）若流体静止，则 $u=0$ ， $h_e=0$ ， $h_f=0$ ，于是机械能衡算方程变为

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g}$$

（1-8）

式（1-8）即为流体静力学方程，可见流体静止状态是流体流动的一种特殊形式。

3.管内流动分析

按照流体流动时的流速以及其它与流动有关的物理量（例如压力、密度）是否随时间而变化，可将流体的流动分成两类：稳定流动和不稳定流动。连续生产过程中的流体流动，多可视为稳定流动，在开工或停工阶段，则属于不稳定流动。

流体流动有两种不同型态，即层流和湍流，这一现象最早是由雷诺（Reynolds）于1883年首先发现的。流体作层流流动时，其流体质点作平行于管轴的直线运动，且在径向无脉动；流体作湍流流动时，其流体质点除沿管轴方向作向前运动外，还在径向作脉动，从而在宏观

上显示出紊乱地向各个方向作不规则的运动。

流体流动型态可用雷诺准数（ Re ）来判断，这是一个无因次数群，故其值不会因采用不同的单位制而不同。但应当注意，数群中各物理量必须采用同一单位制。若流体在圆管内流动，则雷诺准数可用下式表示：

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} \quad (1-9)$$

式中： Re —雷诺准数，无因次；

d —管子内径， m ；

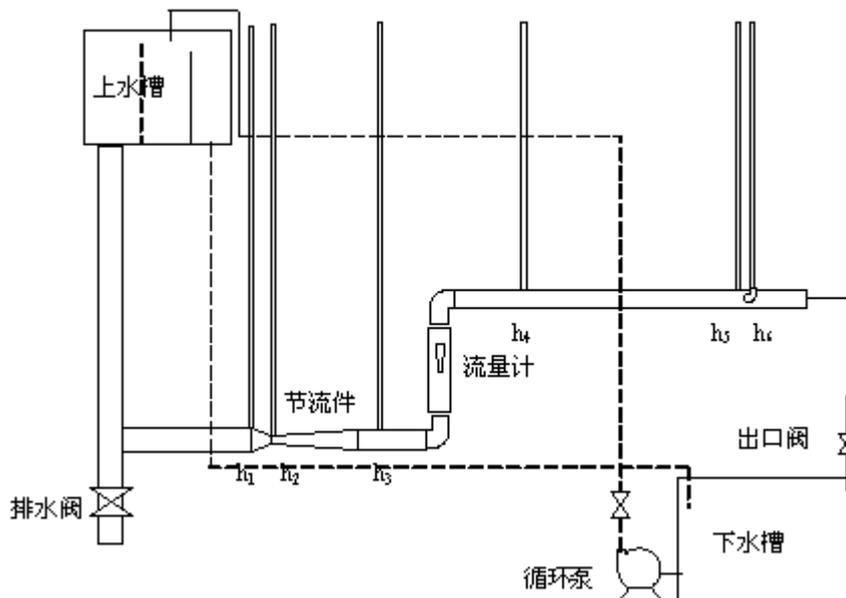
u —流体在管内的平均流速， m/s ；

ρ —流体密度， kg/m^3 ；

μ —流体粘度； $Pa\cdot s$ 。

式（1-9）表明，对于一定温度的流体，在特定的圆管内流动，雷诺准数仅与流体流速有关。层流转变为湍流时的雷诺数称为临界雷诺数，用 Re_c 表示。工程上一般认为，流体在直圆管内流动时，当 $Re \leq 2000$ 时为层流；当 $Re > 4000$ 时，圆管内已形成湍流；当 Re 在 2000 至 4000 范围内，流动处于一种过渡状态，可能是层流，也可能是湍流，或者是二者交替出现，这要视外界干扰而定，一般称这一 Re 数范围为过渡区。

三、装置流程



该装置为有机玻璃材料制作的管路系统，通过泵使流体循环流动。管路内径为 30mm。

节流件变截面处管内径为 15mm。单管压力计 1 和 2 可用于验证变截面连续性方程，单管压力计 1 和 3 可用于比较流体经节流件后的能头损失，单管压力计 3 和 4 可用于比较流体经弯头和流量计后的能头损失及位能变化情况，单管压力计 4 和 5 可用于验证直管段雷诺数与流体阻力系数关系，单管压力计 6 与 5 配合使用，用于测定单管压力计 5 处的中心点速度。

四、演示操作

1.先在下水槽中加满清水，保持管路排水阀、出口阀关闭状态，通过循环泵将水打入上水槽中，使整个管路中充满流体，并保持上水槽液位一定高度，可观察流体静止状态时各管段高度。

2.通过出口阀调节管内流量，注意保持上水槽液位高度稳定（即保证整个系统处于稳定流动状态），并尽可能使转子流量计读数在刻度线上。观察记录各单管压力计读数和流量值。

3.改变流量，观察各单管压力计读数随流量的变化情况。注意每改变一个流量，需给予系统一定的稳流时间，方可读取数据。

4.结束实验，关闭循环泵，全开出口阀排尽系统内流体，之后打开排水阀排空管内沉积段流体。

注意：（1）若不是长期使用该装置，对下水槽内液体也应作排空处理，防止沉积尘土，否则可能堵塞测速管。

（2）每次实验开始前，也需先清洗整个管路系统，即先使管内流体流动数分钟，检查阀门、管段有无堵塞或漏水情况。

五、数据分析

1. h_1 和 h_2 的分析

由转子流量计流量读数及管截面积，可求得流体在 1 处的平均流速 u_1 （该平均流速适用于系统内其他等管径处）。若忽略 h_1 和 h_2 间的沿程阻力，适用柏努利方程即式（1-7），且由于 1、2 处等高，则有：

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} \quad (1-10)$$

其中，两者静压头差即为单管压力计 1 和 2 读数差（mH₂O），由此可求得流体在 2 处的平均流速 u_2 。令 u_2 代入式（1-5），验证连续性方程。

2. h_1 和 h_3 的分析

流体在 1 和 3 处，经节流件后，虽然恢复到了等管径，但是单管压力计 1 和 3 的读数差

说明了能头的损失（即经过节流件的阻力损失）。且流量越大，读数差越明显。

3. h_3 和 h_4 的分析

流体经 3 到 4 处，受弯头和转子流量计及位能的影响，单管压力计 3 和 4 的读数差明显，且随流量的增大，读数差也变大，可定性观察流体局部阻力导致的能头损失。

4. h_4 和 h_5 的分析

直管段 4 和 5 之间，单管压力计 4 和 5 的读数差说明了直管阻力的存在（小流量时，该读数差不明显，具体考察直管阻力系数的测定可使用流体阻力装置），根据

$$h_f = \lambda \frac{L}{d} \frac{u^2}{2g} \quad (1-11)$$

可推算得阻力系数，然后根据雷诺准数，作出两者关系曲线。

5. h_5 和 h_6 的分析

单管压力计 5 和 6 之差指示的是 5 处管路的中心点速度，即最大速度 u_c ，有

$$\Delta h = \frac{u_c^2}{2g} \quad (1-12)$$

考察在不同雷诺准数下，与管路平均速度 u 的关系。

流体流动阻力测定实验指导书

编者：胡仲秋

流体流动阻力的测定

一、实验目的

1. 掌握测定流体流经直管、管件和阀门时阻力损失的一般实验方法。
2. 测定直管摩擦系数 λ 与雷诺准数 Re 的关系, 验证在一般湍流区内 λ 与 Re 的关系曲线, 测定流体流经阀门时的局部阻力系数 ξ 。
4. 学会倒 U 形压差计的使用方法, 识辨组成管路的各种管件、阀门, 并了解其作用。

二、基本原理

流体通过由直管、管件（如三通和弯头等）和阀门等组成的管路系统时，由于粘性剪应力和涡流应力的存在，要损失一定的机械能。流体流经直管时所造成机械能损失称为直管阻力损失。流体通过管件、阀门时因流体运动方向和速度大小改变所引起的机械能损失称为局部阻力损失。

1. 直管阻力摩擦系数 λ 的测定

流体在水平等径直管中稳定流动时，阻力损失为：

$$h_f = \frac{\Delta p_f}{\rho} = \frac{p_1 - p_2}{\rho} = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2}$$

(1)

即，

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

(2)

式中： λ —直管阻力摩擦系数，无因次；

d —直管内径，m；

Δp_f —流体流经 l 米直管的压力降，Pa；

h_f —单位质量流体流经 l 米直管的机械能损失，J/kg；

ρ —流体密度，kg/m³；

l —直管长度，m；

u —流体在管内流动的平均流速，m/s。

滞流(层流)时,

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

(3)

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

(4)

式中: Re—雷诺准数, 无因次;

μ —流体粘度, kg/(m·s)。

湍流时 λ 是雷诺准数 Re 和相对粗糙度 (ε/d) 的函数, 须由实验确定。

由式(2)可知, 欲测定 λ , 需确定 l 、 d , 测定 Δp_f 、 u 、 ρ 、 μ 等参数。 l 、 d 为装置参数(装置参数表格中给出), ρ 、 μ 通过测定流体温度, 再查有关手册而得, u 通过测定流体流量, 再由管径计算得到。

例如本装置采用转子流量计测流量 V (m^3/h), 且已经校核, 则

$$u = \frac{V}{900\pi d^2}$$

(5)

Δp_f 可用 U 型管、倒置 U 型管、测压直管等液柱压差计测定, 或采用差压变送器和二次仪表显示。

(1) 当采用倒置 U 型管液柱压差计时

$$\Delta p_f = \rho g R$$

(6)

式中: R—水柱高度, m。

(2) 当采用 U 型管液柱压差计时

$$\Delta p_f = (\rho_0 - \rho)gR$$

(7)

式中: R—液柱高度, m;

ρ_0 —指示液密度, kg/m^3 。

根据实验装置结构参数 l 、 d , 指示液密度 ρ_0 , 流体温度 t_0 (查流体物性 ρ 、 μ), 及实验时测定的流量 V 、液柱压差计的读数 R , 通过式(5)、(6)或(7)、(4)和式(2)求取 Re 和 λ , 再将

Re 和 λ 标绘在双对数坐标图上。

2. 局部阻力系数 ξ 的测定

局部阻力损失通常有两种表示方法，即当量长度法和阻力系数法。

(1) 当量长度法

流体流过某管件或阀门时造成的机械能损失看作与某一长度为 l_e 的同直径的管道所产生的机械能损失相当，此折合的管道长度称为当量长度，用符号 l_e 表示。这样，就可以用直管阻力的公式来计算局部阻力损失，而且在管路计算时可将管路中的直管长度与管件、阀门的当量长度合并在一起计算，则流体在管路中流动时的总机械能损失 $\sum h_f$ 为：

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

(8)

(2) 阻力系数法

流体通过某一管件或阀门时的机械能损失表示为流体在小管径内流动时平均动能的某一倍数，局部阻力的这种计算方法，称为阻力系数法。即：

$$h_f = \frac{\Delta p'_f}{\rho g} = \xi \frac{u^2}{2}$$

(9)

故

$$\xi = \frac{2\Delta p'_f}{\rho g u^2}$$

(10)

式中： ξ —局部阻力系数，无因次；

$\Delta p'_f$ —局部阻力压强降，Pa；（本装置中，所测得的压降应扣除两测压口间直管段的压降，直管段的压降由直管阻力实验结果求取。）

ρ —流体密度，kg/m³；

g —重力加速度，9.81m/s²；

u —流体在小截面管中的平均流速，m/s。

待测的管件和阀门由现场指定。本实验采用阻力系数法表示管件或阀门的局部阻力损失。

根据连接管件或阀门两端管径中小管的直径 d ，指示液密度 ρ_0 ，流体温度 t_0 (查流体物性 ρ 、 μ)，及实验时测定的流量 V 、液柱压差计的读数 R ，通过式(5)、(6)或(7)、(10)求取管件或阀门的局部阻力系数 ξ 。

三、实验装置与流程

1. 实验装置

实验装置如图 1 所示：

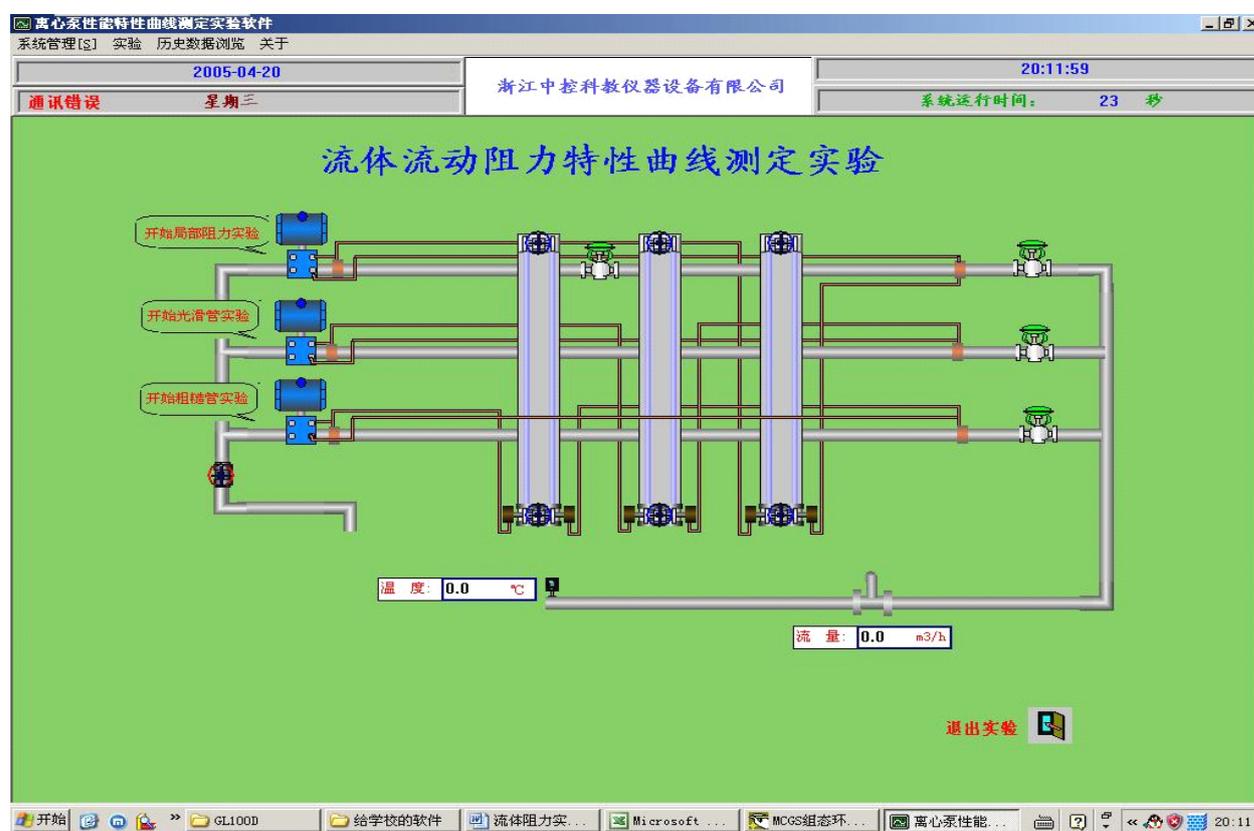


图 1 实验装置流程示意图(数字型)

2. 实验流程

实验对象部分是由贮水箱，离心泵，不同管径、材质的水管，各种阀门、管件，转子流量计和倒 U 型压差计等所组成的。管路部分有三段并联的长直管，测定局部阻力部分使用不锈钢管，其上装有待测管件(闸阀)，光滑管直管阻力的测定同样使用内壁光滑的不锈钢管，而粗糙管直管阻力的测定对象为管道内壁较粗糙的镀锌管。

水的流量使用转子流量计测量，管路和管件的阻力采用各自的倒 U 形压差计测量，流

体温度由金属温度计测量。

3. 装置参数

装置参数如表 1 所示。

表 1

名称	材质	管内径 (mm)		测量段长度 (cm)
		管路号	管内径	
局部阻力	闸阀	1A	20.9	100
光滑管	不锈钢管	1B	20.9	100
粗糙管	镀锌铁管	1C	21.1	100

四、实验步骤

- 1. 泵启动:** 首先对水箱进行灌水, 然后关闭出口阀, 打开总电源和仪表开关, 启动水泵, 待电机转动平稳后, 把出口阀缓缓开到最大。
- 2. 实验管路选择:** 选择实验管路, 把对应的进口阀打开, 并在出口阀最大开度下, 保持全流量流动 5—10min。
- 3. 引压:** 打开对应测量段的均压环引压阀, 使高低压与倒 U 型压差计的左右进压阀连通。(切记须将其他管段的均压环引压阀关闭, 以防压差相互干扰)。
- 4. 排气:** 对倒 U 型压差计进行排气和调零, 使压差计两端在带压且零流量时的液位高度相等。
- 5. 流量调节:** 先缓缓开启管路出口阀, 调节流量, 让流量从 1 到 3.8m³/h 范围内变化, 建议每次实验变化 0.4m³/h 左右。每次改变流量, 待流动达到稳定后, 分别记下压差计左右两管的液位高度, 两高度相减的绝对值即为该流量下的差压。对于层流管, 则须在泵的回流阀打开状态下, 保持层流管的出口针形阀全开, 调节转子流量计前闸阀开度调节流量, 流量测量方式为秒表+量筒。
- 6. 计算:** 装置确定时, 根据 ΔP 和 u 的实验测定值, 可计算 λ 和 ξ , 在等温条件下, 雷诺数 $Re = du\rho/\mu = Au$, 其中 A 为常数, 因此只要调节管路流量, 即可得到一系列 $\lambda \sim Re$ 的实验点, 从而绘出 $\lambda \sim Re$ 曲线。
- 7. 实验结束:** 关闭出口阀, 关闭水泵和仪表电源, 清理装置。

六、实验报告

1. 根据粗糙管实验结果，在双对数坐标纸上标绘出 $\lambda \sim \text{Re}$ 曲线，对照化工原理教材上有关曲线图，即可估算出该管的相对粗糙度和绝对粗糙度。
2. 根据光滑管实验结果，对照柏拉修斯方程，计算其误差。
3. 根据局部阻力实验结果，求出闸阀全开时的平均 ξ 值。
4. 对实验结果进行分析讨论。

七、思考题

1. 在对装置做排气工作时，是否一定要关闭流程尾部的出口阀?为什么?
2. 如何检测管路中的空气已经被排除干净?
3. 以水做介质所测得的 $\lambda \sim \text{Re}$ 关系能否适用于其它流体?如何应用?
4. 在不同设备上(包括不同管径)，不同水温下测定的 $\lambda \sim \text{Re}$ 数据能否关联在同一条曲线上?
5. 如果测压口、孔边缘有毛刺或安装不垂直，对静压的测量有何影响?

离心泵特性曲线测定实验指导书

编者：胡仲秋

离心泵特性曲线测定

一、实验目的

1. 了解离心泵结构与特性，熟悉离心泵的使用；
2. 掌握离心泵特性曲线测定方法；
3. 了解电动调节阀的工作原理和使用方法。

二、基本原理

离心泵的特性曲线是选择和使用离心泵的重要依据之一，其特性曲线是在恒定转速下泵的扬程 H 、轴功率 N 及效率 η 与泵的流量 Q 之间的关系曲线，它是流体在泵内流动规律的宏观表现形式。由于泵内部流动情况复杂，不能用理论方法推导出泵的特性关系曲线，只能依靠实验测定。

1. 扬程 H 的测定与计算

取离心泵进口真空表和出口压力表处为 1、2 两截面，列机械能衡算方程：

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \Sigma h_f$$

(1-1)

由于两截面间的管长较短，通常可忽略阻力项 Σh_f ，速度平方差也很小故可忽略，则有

$$\begin{aligned} H &= (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} \\ &= H_0 + H_1(\text{表值}) + H_2 \end{aligned}$$

(1-2)

式中： $H_0 = z_2 - z_1$ ，表示泵出口和进口间的位差，m；和

ρ ——流体密度， kg/m^3 ；

g ——重力加速度 m/s^2 ；

p_1 、 p_2 ——分别为泵进、出口的真真空度和表压，Pa；

H_1 、 H_2 ——分别为泵进、出口的真真空度和表压对应的压头，m；

u_1 、 u_2 ——分别为泵进、出口的流速，m/s；

z_1 、 z_2 ——分别为真空表、压力表的安装高度，m。

由上式可知，只要直接读出真空表和压力表上的数值，及两表的安装高度差，就可计算出泵的扬程。

2. 轴功率 N 的测量与计算

$$N = N_{\text{电}} \times k \quad (\text{W})$$

(1-3)

其中， $N_{\text{电}}$ 为电功率表显示值， k 代表电机传动效率，可取 $k=0.95$ 。

3. 效率 η 的计算

泵的效率 η 是泵的有效功率 Ne 与轴功率 N 的比值。有效功率 Ne 是单位时间内流体经过泵时所获得的实际功，轴功率 N 是单位时间内泵轴从电机得到的功，两者差异反映了水力损失、容积损失和机械损失的大小。

泵的有效功率 Ne 可用下式计算：

$$Ne = HQ\rho g$$

(1-4)

故泵效率为

$$\eta = \frac{HQ\rho g}{N} \times 100\%$$

(1-5)

4. 转速改变时的换算

泵的特性曲线是在定转速下的实验测定所得。但是，实际上感应电动机在转矩改变时，其转速会有变化，这样随着流量 Q 的变化，多个实验点的转速 n 将有所差异，因此在绘制特性曲线之前，须将实测数据换算为某一定转速 n' 下（可取离心泵的额定转速）的数据。换算关系如下：

流 量

$$Q = Q' \frac{n'}{n}$$

(1-6)

扬 程

$$H' = H \left(\frac{n'}{n} \right)^2$$

(1-7)

轴 功 率

$$N' = N \left(\frac{n'}{n} \right)^3$$

(1-8)

效率

$$\eta' = \frac{Q H' \rho g}{N'} = \frac{Q H \rho g}{N} = \eta$$

(1-9)

三、实验装置与流程

离心泵特性曲线测定装置流程图如下：

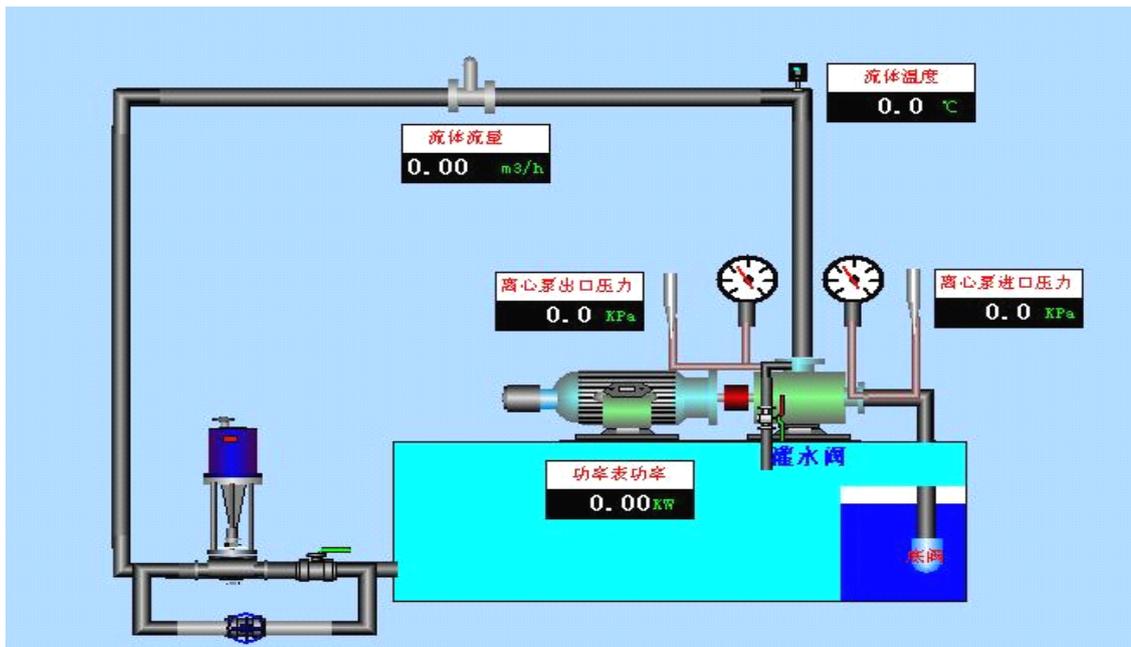


图 1 实验装置流程示意图

四、实验步骤及注意事项

(一) 实验步骤：

1. 清洗水箱，并加装实验用水。给离心泵灌水，排出泵内气体。

- 2.检查电源和信号线是否与控制柜连接正确，检查各阀门开度和仪表自检情况，试开状态下检查电机和离心泵是否正常运转。
- 3.实验时，逐渐打开调节阀以增大流量，待各仪表读数显示稳定后，读取相应数据。（离心泵特性实验部分，主要获取实验参数为：流量 Q 、泵进口压力 p_1 、泵出口压力 p_2 、电机功率 $N_{电}$ 、泵转速 n ，及流体温度 t 和两测压点间高度差 H_0 。）
- 4.测取 10 组左右数据后，可以停泵，同时记录下设备的相关数据（如离心泵型号，额定流量、扬程和功率等）。

（二）注意事项：

- 1.一般每次实验前，均需对泵进行灌泵操作，以防止离心泵气缚。同时注意定期对泵进行保养，防止叶轮被固体颗粒损坏。
- 2.泵运转过程中，勿触碰泵主轴部分，因其高速转动，可能会缠绕并伤害身体接触部位。

五、数据处理

（1）记录实验原始数据如下表 1：

实验日期：_____ 实验人员：_____ 学号：_____ 装置号：_____

离心泵型号 = _____ ， 额定流量 = _____ ， 额定扬程 = _____ ， 额定功率 = _____

泵进出口测压点高度差 H_0 = _____ ， 流体温度 t = _____

实验次数	流量 Q m ³ /h	泵进口压力 p_1 kPa	泵出口压力 p_2 kPa	电机功率 $N_{电}$ kW	泵转速 n r/m

（2）根据原理部分的公式，按比例定律校合转速后，计算各流量下的泵扬程、轴功率和效

率，如表 2:

实验次数	流量 Q m ³ /h	扬程 H m	轴功率 N kW	泵效率 η %

六、实验报告

1. 分别绘制一定转速下的 $H \sim Q$ 、 $N \sim Q$ 、 $\eta \sim Q$ 曲线
2. 分析实验结果，判断泵最为适宜的工作范围。

七、思考题

1. 试从所测实验数据分析，离心泵在启动时为什么要关闭出口阀门？
2. 启动离心泵之前为什么要引水灌泵？如果灌泵后依然启动不起来，你认为可能的原因是什么？
3. 为什么用泵的出口阀门调节流量？这种方法有什么优缺点？是否还有其他方法调节流量？
4. 泵启动后，出口阀如果不开，压力表读数是否会逐渐上升？为什么？
5. 正常工作的离心泵，在其进口管路上安装阀门是否合理？为什么？
6. 试分析，用清水泵输送密度为 1200Kg/m^3 的盐水，在相同流量下你认为泵的压力是否变化？轴功率是否变化？

空气—蒸汽给热系数测定装置 实验指导书

编者：胡仲秋

空气—蒸汽对流给热系数测定

一、实验目的

- 1、了解间壁式传热元件，掌握给热系数测定的实验方法。

- 2、 掌握热电阻测温的方法，观察水蒸气在水平管外壁上的冷凝现象。
- 3、 学会给热系数测定的实验数据处理方法，了解影响给热系数的因素和强化传热的途径。

二、基本原理

在工业生产过程中，大量情况下，冷、热流体通过固体壁面（传热元件）进行热量交

换，称为间壁式换热。如图(4-1)所示，间壁式传热过程由热流体对固体壁面的对流传热，

固体壁面的热传导和固体壁面对冷流体的对流传热所组成。

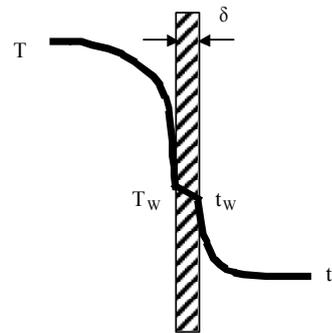


图 4-1 间壁式传热过程示意图

达到传热稳定时，有

$$\begin{aligned}
 Q &= m_1 c_{p1} (T_1 - T_2) = m_2 c_{p2} (t_2 - t_1) \\
 &= \alpha_1 A_1 (T - T_w)_M = \alpha_2 A_2 (t_w - t)_m \\
 &= KA \Delta t_m
 \end{aligned} \tag{4-1}$$

式中： Q — 传热量，J/s；

m_1 — 热流体的质量流率，kg/s；

c_{p1} — 热流体的比热，J/(kg·°C)；

T_1 — 热流体的进口温度，°C；

T_2 — 热流体的出口温度, °C;

m_2 — 冷流体的质量流率, kg/s;

c_{p2} — 冷流体的比热, J/(kg·°C);

t_1 — 冷流体的进口温度, °C;

t_2 — 冷流体的出口温度, °C;

α_1 — 热流体与固体壁面的对流传热系数, W/(m²·°C);

A_1 — 热流体侧的对流传热面积, m²;

$(T - T_w)_m$ — 热流体与固体壁面的对数平均温差, °C;

α_2 — 冷流体与固体壁面的对流传热系数, W/(m²·°C);

A_2 — 冷流体侧的对流传热面积, m²;

$(t_w - t)_m$ — 固体壁面与冷流体的对数平均温差, °C;

K — 以传热面积 A 为基准的总给热系数, W/(m²·°C);

Δt_m — 冷热流体的对数平均温差, °C;

热流体与固体壁面的对数平均温差可由式 (4—2) 计算,

$$(T - T_w)_m = \frac{(T_1 - T_{w1}) - (T_2 - T_{w2})}{\ln \frac{T_1 - T_{w1}}{T_2 - T_{w2}}} \quad (4)$$

—2)

式中: T_{w1} — 热流体进口处热流体侧的壁面温度, °C;

T_{w2} — 热流体出口处热流体侧的壁面温度, °C。

固体壁面与冷流体的对数平均温差可由式 (4—3) 计算,

$$(t_w - t)_m = \frac{(t_{w1} - t_1) - (t_{w2} - t_2)}{\ln \frac{t_{w1} - t_1}{t_{w2} - t_2}} \quad (4-3)$$

式中: t_{w1} — 冷流体进口处冷流体侧的壁面温度, °C;

t_{w2} — 冷流体出口处冷流体侧的壁面温度， $^{\circ}\text{C}$ 。

热、冷流体间的对数平均温差可由式（4—4）计算，

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad (4)$$

—4)

当在套管式间壁换热器中，环隙通以水蒸气，内管管内通以冷空气或水进行对流传热系数测定实验时，则由式（4—1）得内管内壁面与冷空气或水的对流传热系数，

$$\alpha_2 = \frac{m_2 c_{p2} (t_2 - t_1)}{A_2 (t_w - t)_M} \quad (4-5)$$

实验中测定紫铜管的壁温 t_{w1} 、 t_{w2} ；冷空气或水的进出口温度 t_1 、 t_2 ；实验用紫铜管的长度 l 、内径 d_2 ， $A_2 = \pi d_2 l$ ；和冷流体的质量流量，即可计算 α_2 。

然而，直接测量固体壁面的温度，尤其管内壁的温度，实验技术难度大，而且所测得的数据准确性差，带来较大的实验误差。因此，通过测量相对较易测定的冷热流体温度来间接推算流体与固体壁面间的对流给热系数就成为人们广泛采用的一种实验研究手段。

由式（4—1）得，

$$K = \frac{m_2 c_{p2} (t_2 - t_1)}{A \Delta t_m} \quad (4-6)$$

实验测定 m_2 、 t_1 、 t_2 、 T_1 、 T_2 、并查取 $t_{\text{平均}} = \frac{1}{2}(t_1 + t_2)$ 下冷流体对应的 c_{p2} 、换热面积 A ，即可由上式计算得总给热系数 K 。

下面通过两种方法来求对流给热系数。

1. 近似法求算对流给热系数 α_2

以管内壁面积为基准的总给热系数与对流给热系数间的关系为，

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_2} + R_{s2} + \frac{bd_2}{\lambda d_m} + R_{s1} \frac{d_2}{d_1} + \frac{d_2}{\alpha_1 d_1} \quad (4-7)$$

式中： d_1 — 换热管外径，m；

d_2 — 换热管内径，m；

d_m — 换热管的对数平均直径, m;

b — 换热管的壁厚, m;

λ — 换热管材料的导热系数, $W/(m \cdot ^\circ C)$;

R_{S1} — 换热管外侧的污垢热阻, $m^2 \cdot K/W$;

R_{S2} — 换热管内侧的污垢热阻, $m^2 \cdot K/W$ 。

用本装置进行实验时, 管内冷流体与管壁间的对流给热系数约为几十到几百 $W/m^2 \cdot K$;

而管外为蒸汽冷凝, 冷凝给热系数 α_1 可达 $\sim 10^4 W/m^2 \cdot K$ 左右, 因此冷凝传热热阻 $\frac{d_2}{\alpha_1 d_1}$

可忽略, 同时蒸汽冷凝较为清洁, 因此换热管外侧的污垢热阻 $R_{S1} \frac{d_2}{d_1}$ 也可忽略。实验中的

传热元件材料采用紫铜, 导热系数为 $383.8 W/m \cdot K$, 壁厚为 2.5mm, 因此换热管壁的导热

热阻 $\frac{bd_2}{\lambda d_m}$ 可忽略。若换热管内侧的污垢热阻 R_{S2} 也忽略不计, 则由式 (4-7) 得,

$$\alpha_2 \approx K \quad (4-8)$$

由此可见, 被忽略的传热热阻与冷流体侧对流传热热阻相比越小, 此法所得的准确性就越高。

2. 传热准数式求算对流给热系数 α_2

对于流体在圆形直管内作强制湍流对流传热时, 若符合如下范围内: $Re=1.0 \times 10^4 \sim 1.2 \times 10^5, Pr=0.7 \sim 120$, 管长与管内径之比 $l/d \geq 60$, 则传热准数经验式为,

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^n \quad (4-9)$$

式中: Nu —努塞尔数, $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$, 无因次;

Re—雷诺数, $Re = \frac{du\rho}{\mu}$, 无因次;

Pr—普兰特数, $Pr = \frac{c_p\mu}{\lambda}$, 无因次;

当流体被加热时 $n=0.4$, 流体被冷却时 $n=0.3$;

α — 流体与固体壁面的对流传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

d — 换热管内径, m ;

λ — 流体的导热系数, $W/(m \cdot ^\circ C)$;

u — 流体在管内流动的平均速度, m/s ;

ρ — 流体的密度, kg/m^3 ;

μ — 流体的粘度, $Pa \cdot s$;

c_p — 流体的比热, $J/(kg \cdot ^\circ C)$ 。

对于水或空气在管内强制对流被加热时, 可将式 (4-9) 改写为,

$$\frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{0.023} \times \left(\frac{\pi}{4}\right)^{0.8} \times d_2^{1.8} \times \frac{1}{\lambda_2 Pr_2^{0.4}} \times \left(\frac{\mu_2}{m_2}\right)^{0.8} \quad (4-10)$$

令,

$$m = \frac{1}{0.023} \times \left(\frac{\pi}{4}\right)^{0.8} \times d_2^{1.8} \quad (4-11)$$

$$X = \frac{1}{\lambda_2 Pr_2^{0.4}} \times \left(\frac{\mu_2}{m_2}\right)^{0.8} \quad (4-12)$$

$$Y = \frac{1}{K} \quad (4-13)$$

$$C = R_{s2} + \frac{bd_2}{\lambda d_m} + R_{s1} \frac{d_2}{d_1} + \frac{d_2}{\alpha_1 d_1} \quad (4-14)$$

则式 (4-7) 可写为,

$$Y = mX + C \quad (4-15)$$

当测定管内不同流量下的对流给热系数时，由式（4-14）计算所得的 C 值为一常数。管内径 d_2 一定时，m 也为常数。因此，实验时测定不同流量所对应的 t_1 、 t_2 、 T_1 、 T_2 ，由式（4-4）、（4-6）、（4-12）、（4-13）求取一系列 X、Y 值，再在 X~Y 图上作图或将所得的 X、Y 值回归成一直线，该直线的斜率即为 m。任一冷流体流量下的给热系数 α_2 可用下式求得，

$$\alpha_2 = \frac{\lambda_2 Pr_2^{0.4}}{m} \times \left(\frac{m_2}{\mu_2} \right)^{0.8} \quad (4-16)$$

3. 冷流体质量流量的测定

(1) 若用转子流量计测定冷空气的流量，还须用下式换算得到实际的流量，

$$V' = V \sqrt{\frac{\rho(\rho_f - \rho')}{\rho'(\rho_f - \rho)}} \quad (4-17)$$

式中： V' — 实际被测流体的体积流量， m^3/s ；

ρ' — 实际被测流体的密度， kg/m^3 ；均可取 $t_{\text{平均}} = \frac{1}{2}(t_1 + t_2)$ 下对应水或空气的密度，见冷流体物性与温度的关系式；

V — 标定用流体的体积流量， m^3/s ；

ρ — 标定用流体的密度， kg/m^3 ；对水 $\rho = 1000 \text{ kg}/\text{m}^3$ ；对空气 $\rho = 1.205 \text{ kg}/\text{m}^3$ ；

ρ_f — 转子材料密度， kg/m^3 。

于是
$$m_2 = V'\rho' \quad (4-18)$$

(2) 若用孔板流量计测冷流体的流量，则，

$$m_2 = \rho V \quad (4-19)$$

式中， V 为冷流体进口处流量计读数， ρ 为冷流体进口温度下对应的密度。

4. 冷流体物性与温度的关系式

在 $0 \sim 100^\circ\text{C}$ 之间，冷流体的物性与温度的关系有如下拟合公式。

(1) 空气的密度与温度的关系式： $\rho = 10^{-5} t^2 - 4.5 \times 10^{-3} t + 1.2916$

(2) 空气的比热与温度的关系式： 60°C 以下 $C_p = 1005 \text{ J}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$,

70°C 以上 $C_p = 1009 \text{ J}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$ 。

(3) 空气的导热系数与温度的关系式： $\lambda = -2\times 10^{-8}t^2 + 8\times 10^{-5}t + 0.0244$

(4) 空气的黏度与温度的关系式： $\mu = (-2\times 10^{-6}t^2 + 5\times 10^{-3}t + 1.7169)\times 10^{-5}$

三、实验装置与流程

1. 实验装置

实验装置如图 4-1 所示。

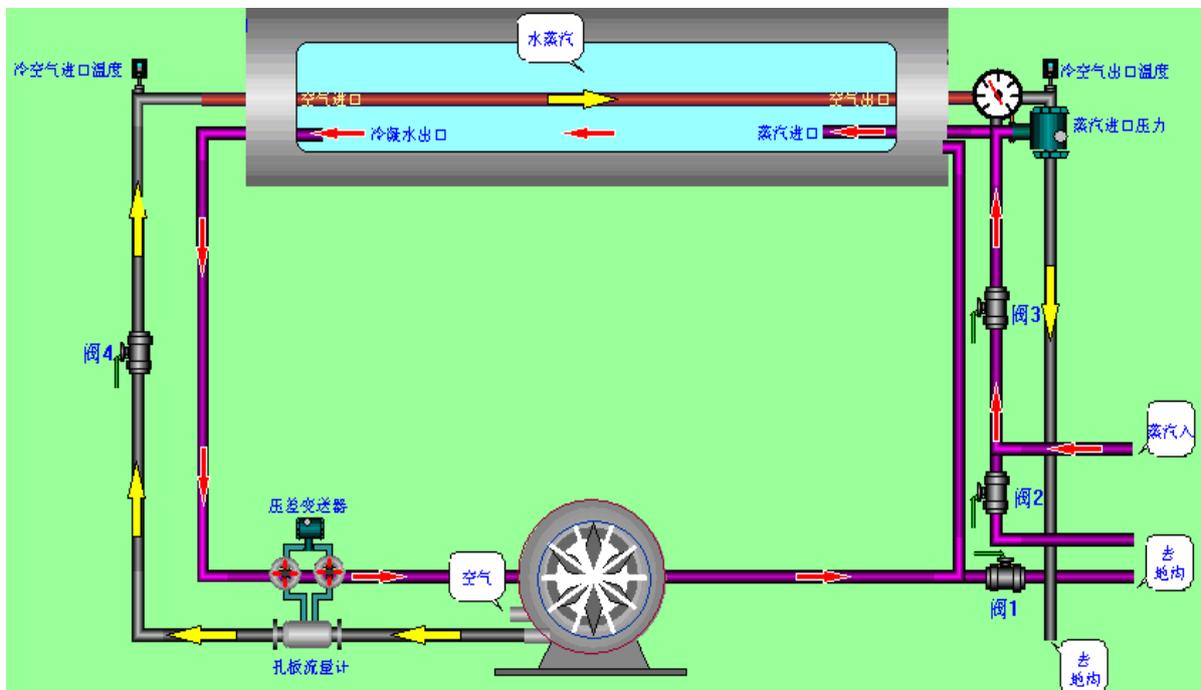


图 4-1 水蒸气~空气换热流程图

来自蒸汽发生器的水蒸气进入玻璃套管换热器环隙,与来自风机的空气在套管换热器内进行热交换,冷凝水经疏水器排入地沟。冷空气经孔板流量计或转子流量计进入套管换热器内管(紫铜管),热交换后排出装置外。

2. 设备与仪表规格

(1) 紫铜管规格: 直径 $\Phi 21\times 2.5\text{mm}$, 长度 $L=1000\text{mm}$

(2) 外套玻璃管规格: 直径 $\Phi 100\times 5\text{mm}$, 长度 $L=1000\text{mm}$

(4) 铂热电阻及智能温度显示仪

(5) 全自动蒸汽发生器及蒸汽压力表

四、实验步骤与注意事项

(一) 实验步骤

- 1、 打开控制面板上的总电源开关，打开仪表电源开关，使仪表通电预热，观察温度巡检仪显示是否正常。
- 2、 在蒸汽发生器中灌装清水至水箱的球体中部，开启发生器电源，使水处于加热状态。到达符合条件的蒸汽压力后，系统会自动处于保温状态。
- 3、 打开控制面板上的风机电源开关，让风机工作，同时打开阀 4，让套管换热器里充有一定量的空气。
- 4、 打开冷凝水出口阀 1，排出上次实验余留的冷凝水，在整个实验过程中也保持一定开度。注意开度适中，开度太大会使换热器中的蒸汽跑掉，开度太小会使换热玻璃管里的蒸汽压力过大而导致玻璃管炸裂。
- 5、 在通水蒸汽前，也应将蒸汽发生器到实验装置之间管道中的冷凝水排除，否则夹带冷凝水的蒸汽会损坏压力表及压力变送器。具体排除冷凝水的方法是：关闭蒸汽进口阀门 3，打开装置下面的排冷凝水阀门 2，让蒸汽压力把管道中的冷凝水带走，当听到蒸汽响时关闭冷凝水排除阀 2，方可进行下一步实验。
- 6、 开始通入蒸汽时，要仔细调节点 3 的开度，让蒸汽徐徐流入换热器中，逐渐充满系统中，使系统由“冷态”转变为“热态”，不得少于 10 分钟，防止玻璃管因突然受热、受压而爆裂。
- 7、 上述准备工作结束，系统也处于“热态”后，调节蒸汽进口阀 3，使蒸汽进口压力维持在 0.01MPa，可通过调节蒸汽发生器出口球阀及闸阀 3 开度来实现。
- 8、 手动调节冷空气进口流量时，可通过调节空气的进口阀 4，改变冷流体的流量到一定值，在每个流量条件下，均须待热交换过程稳定后方可记录实验数值，一般每个流量下至少应使热交换过程保持 15 分钟方为视为稳定；改变流量，记录不同流量下的实验数值。
- 9、 记录 6~8 组实验数据，可结束实验。先关闭蒸汽发生器，关闭蒸汽进口阀 3，关闭仪表电源，待系统逐渐冷却后关闭风机电源，待冷凝水流尽，关闭冷凝水出口阀，关闭总电源。

10、 打开实验软件，输入实验数据，进行后续处理。

(二) 注意事项

- 1、 先打开排冷凝水的阀 1,注意只开一定的开度,开的太大会使换热器里的蒸汽跑掉,开的太小会使换热玻璃管里的蒸汽压力增大而使玻璃管炸裂。
- 2、 一定要在套管换热器内管输以一定量的空气后,方可开启蒸汽阀门,且必须在排除蒸汽管线上原先积存的凝结水后,方可把蒸汽通入套管换热器中。
- 3、 刚开始通入蒸汽时,要仔细调节阀 3 的开度,让蒸汽徐徐流入换热器中,逐渐加热,由“冷态”转变为“热态”,不得少于 10 分钟,以防止玻璃管因突然受热、受压而爆裂。
- 4、 操作过程中,蒸汽压力一般控制在 0.02MPa (表压) 以下,否则可能造成玻璃管爆裂和填料损坏。
- 5、 确定各参数时,必须是在稳定传热状态下,随时注意蒸汽量的调节和压力表读数的调整。

五、实验数据处理

1. 双击打开数据处理软件“HeatExperiment.exe”,在界面左上“设置”的下拉菜单中输入装置参数管长、管内径以及转子流量计的转子密度。(在本套装置中,管长为 1m,管内径为 16mm,转子流量计的转子密度为 $7.9 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$ 。)
2. 在界面右侧选择冷流体类型和流量计类型,在“数据组数”中输入本次实验作得的总数据组数,并点新建实验,可得数据记录表格一张。在原始数据框中输入完各值后,点“数据计算”,再点“显示结果”,可以表格形式得到本实验所要的最终处理结果,点“显示曲线”,则可得到实验结果的曲线对比图和拟合公式。
3. 数据输入错误,或明显不符合实验情况,程序会有警告对话框跳出。每次修改数据后,都应点击“修改数据”,再按 2 步中次序,点击“数据计算”、“显示结果”和“显示曲线”。
4. 记录软件处理结果,并可作为手算处理的对照。结束,点“退出程序”。

六、实验报告

- 1、冷流体给热系数的实验值与理论值列表比较，计算各点误差，并分析讨论。
- 2、冷流体给热系数的准数式： $Nu/Pr^{0.4} = A Re^m$ ，由实验数据作图拟合曲线方程，确定式中常数 A 及 m。
- 3、以 $\ln(Nu/Pr^{0.4})$ 为纵坐标， $\ln(Re)$ 为横坐标，将两种方法处理实验数据的结果标绘在图上，并与教材中的经验式 $Nu/Pr^{0.4} = 0.023 Re^{0.8}$ 比较。

七、思考题

- 1、实验中冷流体和蒸汽的流向，对传热效果有何影响？
- 2、在计算空气质量流量时所用到的密度值与求雷诺数时的密度值是否一致？它们分别表示什么位置的密度，应在什么条件下进行计算。
- 3、实验过程中，冷凝水不及时排走，会产生什么影响？如何及时排走冷凝水？如果采用不同压强的蒸汽进行实验，对 α 关联式有何影响？

洞道干燥实验装置实验指导书

编者：胡仲秋

干燥特性曲线测定实验

一、实验目的

1. 了解洞道式干燥装置的基本结构、工艺流程和操作方法。

2. 学习测定物料在恒定干燥条件下干燥特性的实验方法。
3. 掌握根据实验干燥曲线求取干燥速率曲线以及恒速阶段干燥速率、临界含水量、平衡含水量的实验分析方法。
4. 实验研究干燥条件对于干燥过程特性的影响。

二、基本原理

在设计干燥器的尺寸或确定干燥器的生产能力时,被干燥物料在给定干燥条件下的干燥速率、临界湿含量和平衡湿含量等干燥特性数据是最基本的技术依据参数。由于实际生产中的被干燥物料的性质千变万化,因此对于大多数具体的被干燥物料而言,其干燥特性数据常常需要通过实验测定。

按干燥过程中空气状态参数是否变化,可将干燥过程分为恒定干燥条件操作和非恒定干燥条件操作两大类。若用大量空气干燥少量物料,则可以认为湿空气在干燥过程中温度、湿度均不变,再加上气流速度、与物料的接触方式不变,则称这种操作为恒定干燥条件下的干燥操作。

1. 干燥速率的定义

干燥速率的定义为单位干燥面积(提供湿分汽化的面积)、单位时间内所除去的湿分量。即

$$U = \frac{dW}{A d\tau} = - \frac{G_c dX}{A d\tau} \quad (10)$$

-1)

式中, U —干燥速率, 又称干燥通量, $\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$;

A —干燥表面积, m^2 ;

W —汽化的湿分量, kg ;

τ —干燥时间, s ;

G_c —绝干物料的质量, kg ;

X —物料湿含量, $\text{kg 湿分}/\text{kg 干物料}$, 负号表示 X 随干燥时间的增加而减少。

2. 干燥速率的测定方法

将湿物料试样置于恒定空气流中进行干燥实验,随着干燥时间的延长,水分不断汽化,湿物料质量减少。若记录物料不同时间下质量 G ,直到物料质量不变为止,也就是物料在该条件下达到干燥极限为止,此时留在物料中的水分就是平衡水分 X^* 。再将物料烘干后称

重得到绝干物料重 G_c ，则物料中瞬间含水率 X 为

$$X = \frac{G - G_c}{G_c} \quad (10-2)$$

计算出每一时刻的瞬间含水率 X ，然后将 X 对干燥时间 τ 作图，如图 10-1，即为干燥曲线。

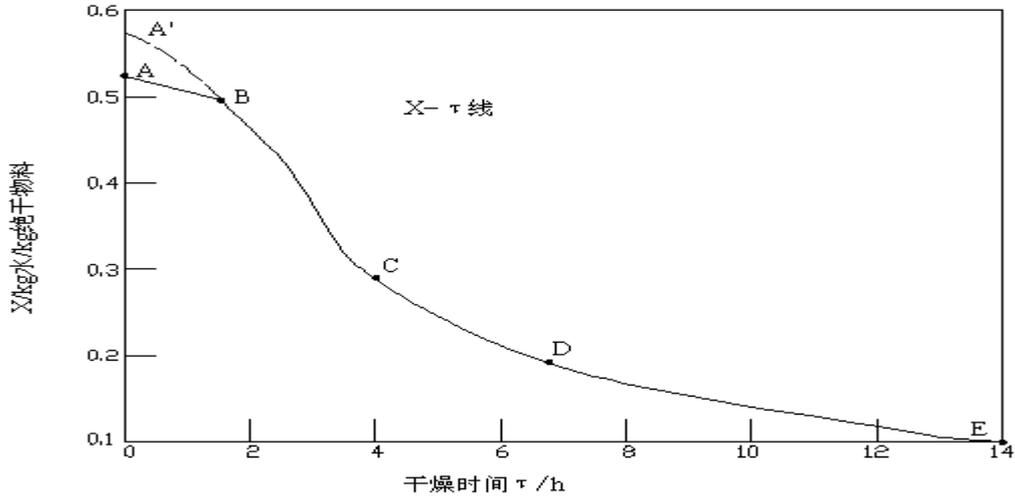


图 10-1 恒定干燥条件下的干燥曲线

上述干燥曲线还可以变换得到干燥速率曲线。由已测得的干燥曲线求出不同 X 下的斜率 $\frac{dX}{d\tau}$ ，再由式 (10-1) 计算得到干燥速率 U ，将 U 对 X 作图，就是干燥速率曲线，如图 10-2 所示。

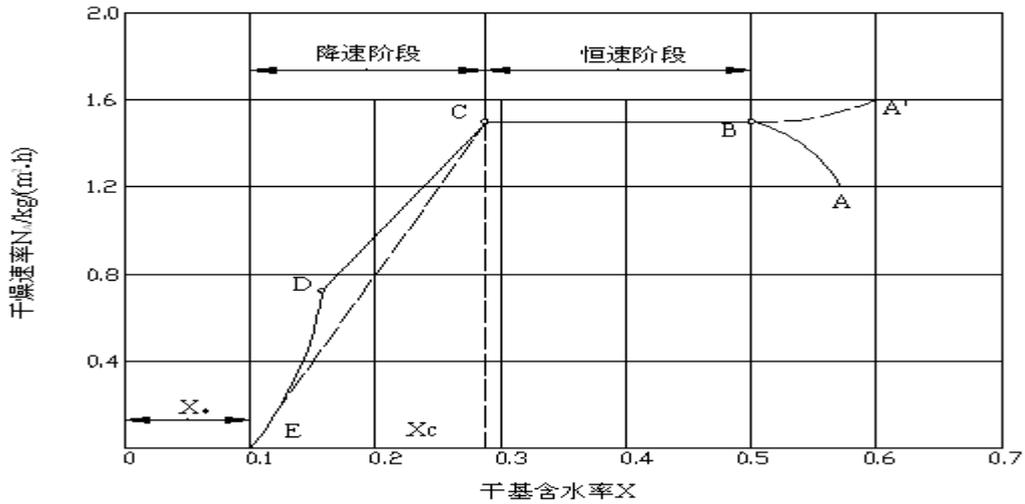


图 10-2 恒定干燥条件下的干燥速率曲线

3. 干燥过程分析

预热段 见图 10-1、10-2 中的 AB 段或 AB' 段。物料在预热段中，含水率略有下降，温度则升至湿球温度 t_w ，干燥速率可能呈上升趋势变化，也可能呈下降趋势变化。预热段经

历的时间很短，通常在干燥计算中忽略不计，有些干燥过程甚至没有预热段。本实验中也并没有预热段。

恒速干燥阶段 见图 10-1、10-2 中的 BC 段。该段物料水分不断汽化，含水率不断下降。但由于这一阶段去除的是物料表面附着的非结合水分，水分去除的机理与纯水的相同，故在恒定干燥条件下，物料表面始终保持为湿球温度 t_w ，传质推动力保持不变，因而干燥速率也不变。于是，在图 10-2 中，BC 段为水平线。

只要物料表面保持足够湿润，物料的干燥过程中总有恒速阶段。而该段的干燥速率大小取决于物料表面水分的汽化速率，亦即决定于物料外部的空气干燥条件，故该阶段又称为表面汽化控制阶段。

降速干燥阶段 随着干燥过程的进行，物料内部水分移动到表面的速度赶不上表面水分的气化速率，物料表面局部出现“干区”，尽管这时物料其余表面的平衡蒸汽压仍与纯水的饱和蒸汽压相同、传质推动力也仍为湿度差，但以物料全部外表面计算的干燥速率因“干区”的出现而降低，此时物料中的含水率称为临界含水率，用 X_c 表示，对应图 10-2 中的 C 点，称为临界点。过 C 点以后，干燥速率逐渐降低至 D 点，C 至 D 阶段称为降速第一阶段。

干燥到点 D 时，物料全部表面都成为干区，汽化面逐渐向物料内部移动，汽化所需的热量必须通过已被干燥的固体层才能传递到汽化面；从物料中汽化的水分也必须通过这层干燥层才能传递到空气主流中。干燥速率因热、质传递的途径加长而下降。此外，在点 D 以后，物料中的非结合水分已被除尽。接下去所汽化的是各种形式的结合水，因而，平衡蒸汽压将逐渐下降，传质推动力减小，干燥速率也随之较快降低，直至到达点 E 时，速率降为零。这一阶段称为降速第二阶段。

降速阶段干燥速率曲线的形状随物料内部的结构而异，不一定都呈现前面所述的曲线 CDE 形状。对于某些多孔性物料，可能降速两个阶段的界限不是很明显，曲线好像只有 CD 段；对于某些无孔性吸水物料，汽化只在表面进行，干燥速率取决于固体内部水分的扩散速率，故降速阶段只有类似 DE 段的曲线。

与恒速阶段相比，降速阶段从物料中除去的水分量相对少许多，但所需的干燥时间却长得多。总之，降速阶段的干燥速率取决于与物料本身结构、形状和尺寸，而与干燥介质状况关系不大，故降速阶段又称物料内部迁移控制阶段。

三、实验装置

1. 装置流程

本装置流程如图 10-3 所示。空气由鼓风机送入电加热器，经加热后流入干燥室，加热干燥室料盘中的湿物料后，经排出管道通入大气中。随着干燥过程的进行，物料失去的水分量由称重传感器转化为电信号，并由智能数显仪表记录下来（或通过固定间隔时间，读取该时刻的湿物料重量）。

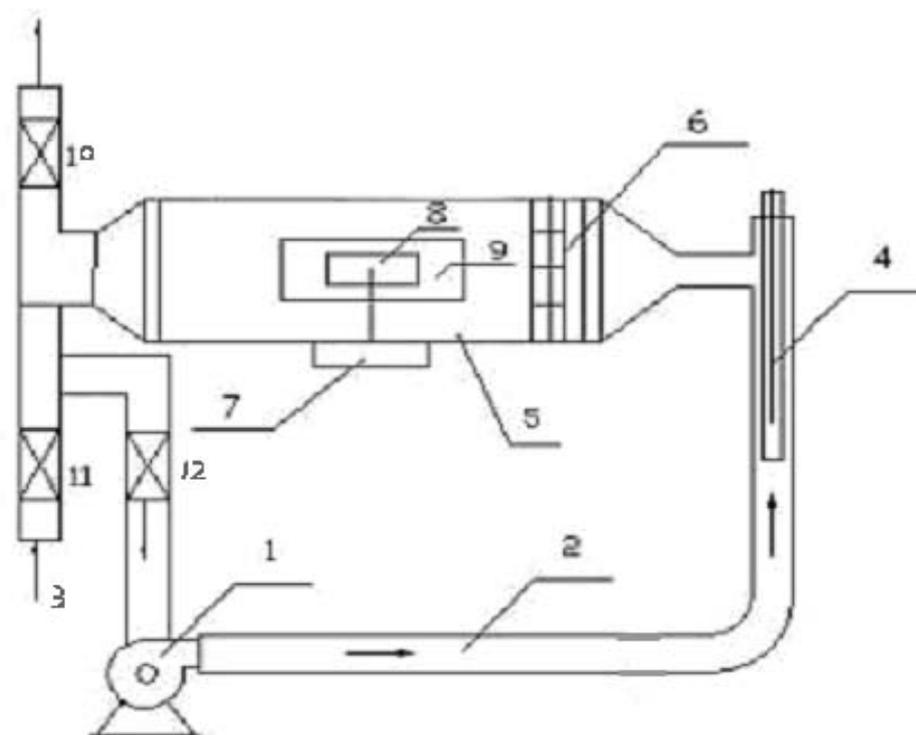


图 10-3 干燥装置流程图

1—风机； 2—管道； 3—进风口； 4—加热器； 5—厢式干燥器； 6—气流均布器； 7—称重传感器； 8—湿毛毡； 9—玻璃视镜门； 10, 11, 12—蝶阀

2. 主要设备及仪器

- (1) 鼓风机：BYF7122,370W；
- (2) 电加热器：额定功率 4.5KW；
- (3) 干燥室：180mm×180mm×1250mm；
- (4) 干燥物料：湿毛毡或湿砂；
- (5) 称重传感器：CZ500 型，0~500g。

四、实验步骤与注意事项

1. 实验步骤

- (1) 放置托盘，开启总电源，开启风机电源。
- (2) 打开仪表电源开关，加热器通电加热，旋转加热按钮至适当加热电压（根据实验室温度和实验讲解时间长短）。在 U 型湿漏斗中加入一定水量，并关注干球温度，干燥室温度（干球温度）要求达到恒定温度（例如 70℃）。
- (3) 将毛毡加入一定量的水并使其润湿均匀，注意水量不能过多或过少。
- (4) 当干燥室温度恒定在 70℃ 时，将湿毛毡十分小心地放置于称重传感器上。放置毛毡时应特别注意不能用力下压，因称重传感器的测量上限仅为 500 克，用力过大容易损坏称重传感器。
- (5) 记录时间和脱水量，每分钟记录一次重量数据；每两分钟记录一次干球温度和湿球温度。
- (6) 待毛毡恒重时，即为实验终了时，关闭仪表电源，注意保护称重传感器，非常小心地取下毛毡。
- (7) 关闭风机，切断总电源，清理实验设备。

2. 注意事项

- (1) 必须先开风机，后开加热器，否则加热管可能会被烧坏。
- (2) 特别注意传感器的负荷量仅为 500 克，放取毛毡时必须十分小心，绝对不能下压，以免损坏称重传感器。
- (3) 实验过程中，不要拍打、碰扣装置面板，以免引起料盘晃动，影响结果。

五、实验报告

1. 绘制干燥曲线（失水量~时间关系曲线）；
2. 根据干燥曲线作干燥速率曲线；
3. 读取物料的临界湿含量；
4. 对实验结果进行分析讨论。

六、思考题

1. 什么是恒定干燥条件？本实验装置中采用了哪些措施来保持干燥过程在恒定干燥条件下进行？
2. 控制恒速干燥阶段速率的因素是什么？控制降速干燥阶段干燥速率的因素又是什么？
3. 为什么要先启动风机，再启动加热器？实验过程中干、湿球温度计是否变化？为什么？如何判断实验已经结束？
4. 若加大热空气流量，干燥速率曲线有何变化？恒速干燥速率、临界湿含量又如何变化？为什么？

筛板精馏塔实验装置实验指导书

编者：胡仲秋

筛板塔精馏过程实验

一. 实验目的

1. 了解筛板精馏塔及其附属设备的基本结构，掌握精馏过程的基本操作方法。
2. 学会判断系统达到稳定的方法，掌握测定塔顶、塔釜溶液浓度的实验方法。
3. 学习测定精馏塔全塔效率和单板效率的实验方法，研究回流比对精馏塔分离效率的影响。

二. 基本原理

1. 全塔效率 E_T

全塔效率又称总板效率，是指达到指定分离效果所需理论板数与实际板数的比值，即

$$E_T = \frac{N_T - 1}{N_p} \quad (8-1)$$

式中， N_T —完成一定分离任务所需的理论塔板数，包括蒸馏釜；

N_p —完成一定分离任务所需的实际塔板数，本装置 $N_p = 10$ 。

全塔效率简单地反映了整个塔内塔板的平均效率，说明了塔板结构、物性系数、操作状况对塔分离能力的影响。对于塔内所需理论塔板数 N_T ，可由已知的双组分物系平衡关系，以及实验中测得的塔顶、塔釜出液的组成，回流比 R 和热状况 q 等，用图解法求得。

2. 单板效率 E_M

单板效率又称莫弗里板效率，如图 8-1 所示，是指气相或液相经过一层实际塔板前后的组成变化值与经过一层理论塔板前后的组成变化值之比。

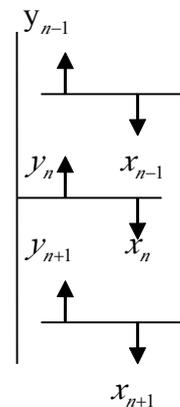


图 8-1 塔板气液流向示意

按气相组成变化表示的单板效率为

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (8-2)$$

按液相组成变化表示的单板效率为

$$E_{ML} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*} \quad (8-3)$$

式中, y_n 、 y_{n+1} —离开第 n 、 $n+1$ 块塔板的气相组成, 摩尔分数;

x_{n-1} 、 x_n —离开第 $n-1$ 、 n 块塔板的液相组成, 摩尔分数;

y_n^* —与 x_n 成平衡的气相组成, 摩尔分数;

x_n^* —与 y_n 成平衡的液相组成, 摩尔分数。

3. 图解法求理论塔板数 N_T

图解法又称麦卡勃—蒂列 (McCabe—Thiele) 法, 简称 M—T 法, 其原理与逐板计算法完全相同, 只是将逐板计算过程在 $y-x$ 图上直观地表示出来。

精馏段的操作线方程为:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (8-4)$$

式中, y_{n+1} —精馏段第 $n+1$ 块塔板上升的蒸汽组成, 摩尔分数;

x_n —精馏段第 n 块塔板下流的液体组成, 摩尔分数;

x_D —塔顶溜出液的液体组成, 摩尔分数;

R —泡点回流下的回流比。

提馏段的操作线方程为:

$$y_{m+1} = \frac{\dot{L}}{\dot{L} - W} x_m - \frac{Wx_W}{\dot{L} - W} \quad (8-5)$$

式中, y_{m+1} —提馏段第 $m+1$ 块塔板上升的蒸汽组成, 摩尔分数;

x_m —提馏段第 m 块塔板下流的液体组成, 摩尔分数;

x_W —塔底釜液的液体组成, 摩尔分数;

L — 提馏段内下流的液体量, kmol/s;

W — 釜液流量, kmol/s。

加料线 (q 线) 方程可表示为:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \quad (8-6)$$

其中,

$$q = 1 + \frac{c_{pF}(t_S - t_F)}{r_F} \quad (8-7)$$

— 7)

式中, q — 进料热状况参数;

r_F — 进料液组成下的汽化潜热, kJ/kmol;

t_S — 进料液的泡点温度, °C;

t_F — 进料液温度, °C;

c_{pF} — 进料液在平均温度 $(t_S - t_F)/2$ 下的比热容, kJ/(kmol°C);

x_F — 进料液组成, 摩尔分数。

回流比 R 的确定:

$$R = \frac{L}{D} \quad (8-8)$$

式中, L — 回流液量, kmol/s;

D — 馏出液量, kmol/s。

式 (8-8) 只适用于泡点下回流时的情况, 而实际操作时为了保证上升气流能完全冷凝, 冷却水量一般都比较大, 回流液温度往往低于泡点温度, 即冷液回流。

如图 8-2 所示, 从全凝器出来的温度为 t_R 、流量为 L 的液体回流进入塔顶第一块板, 由于回流温度低于第一块塔板上的液相温度, 离开第一块塔板的一部分上升蒸汽将被冷凝成液体, 这样, 塔内的实际流量将大于塔外回流量。

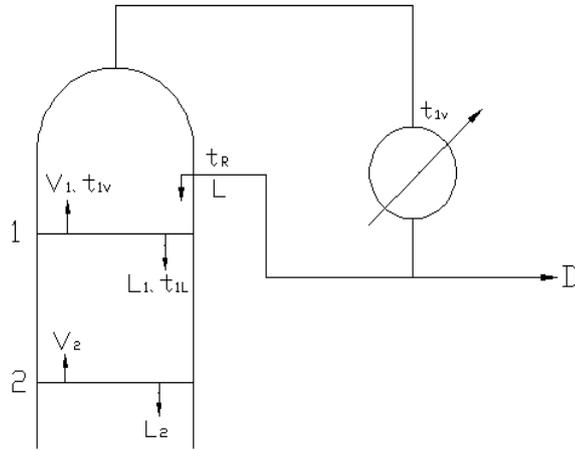


图 8-2 塔顶回流示意图

对第一块板作物料、热量衡算：

$$V_1 + L_1 = V_2 + L \quad (8-9)$$

$$V_1 I_{V1} + L_1 I_{L1} = V_2 I_{V2} + L I_L \quad (8-10)$$

对式 (8-9)、式 (8-10) 整理、化简后，近似可得：

$$L_1 \approx L \left[1 + \frac{c_p(t_{1L} - t_R)}{r} \right] \quad (8-11)$$

即实际回流比：

$$R_1 = \frac{L_1}{D} \quad (8-12)$$

$$= \frac{L \left[1 + \frac{c_p(t_{1L} - t_R)}{r} \right]}{D} \quad (8-13)$$

式中， V_1 、 V_2 —离开第 1、2 块板的气相摩尔流量， kmol/s ；

L_1 —塔内实际液流量， kmol/s ；

I_{V1} 、 I_{V2} 、 I_{L1} 、 I_L —指对应 V_1 、 V_2 、 L_1 、 L 下的焓值， kJ/kmol ；

r —回流液组成下的汽化潜热， kJ/kmol ；

c_p —回流液在 t_{1L} 与 t_R 平均温度下的平均比热容， $\text{kJ}/(\text{kmol}^\circ\text{C})$ 。

(1) 全回流操作

在精馏全回流操作时，操作线在 $y-x$ 图上为对角线，如图 8-3 所示，根据塔顶、塔釜的组成在操作线和平衡线间作梯级，即可得到理论塔板数。

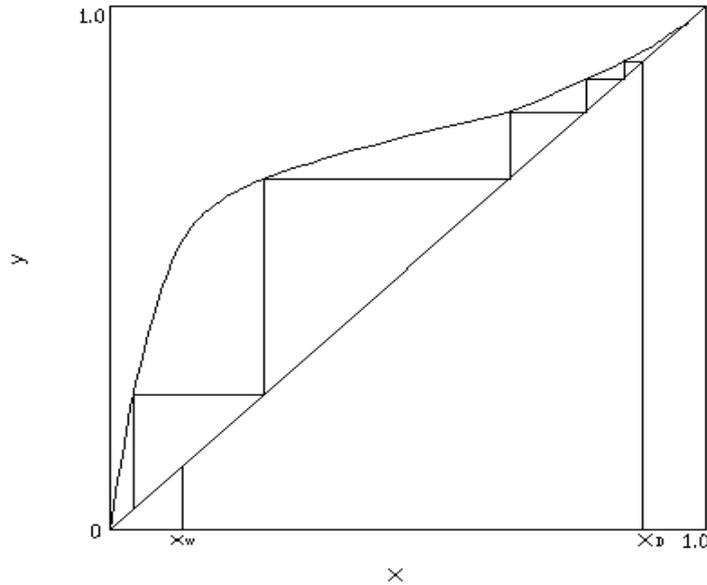


图 8-3 全回流时理论板数的确定

(2) 部分回流操作

部分回流操作时，如图 8-4，图解法的主要步骤为：

- A. 根据物系和操作压力在 $y-x$ 图上作出相平衡曲线，并画出对角线作为辅助线；
- B. 在 x 轴上定出 $x=x_D, x_F, x_W$ 三点，依次通过这三点作垂线分别交对角线于点 a, f, b ；
- C. 在 y 轴上定出 $y_C=x_D/(R+1)$ 的点 c ，连接 a, c 作出精馏段操作线；
- D. 由进料热状况求出 q 线的斜率 $q/(q-1)$ ，过点 f 作出 q 线交精馏段操作线于点 d ；
- E. 连接点 d, b 作出提馏段操作线；
- F. 从点 a 开始在平衡线和精馏段操作线之间画阶梯，当梯级跨过点 d 时，就改在平衡线和提馏段操作线之间画阶梯，直至梯级跨过点 b 为止；
- G. 所画的总阶梯数就是全塔所需的理论踏板数（包含再沸器），跨过点 d 的那块板就是加料板，其上的阶梯数为精馏段的理论塔板数。

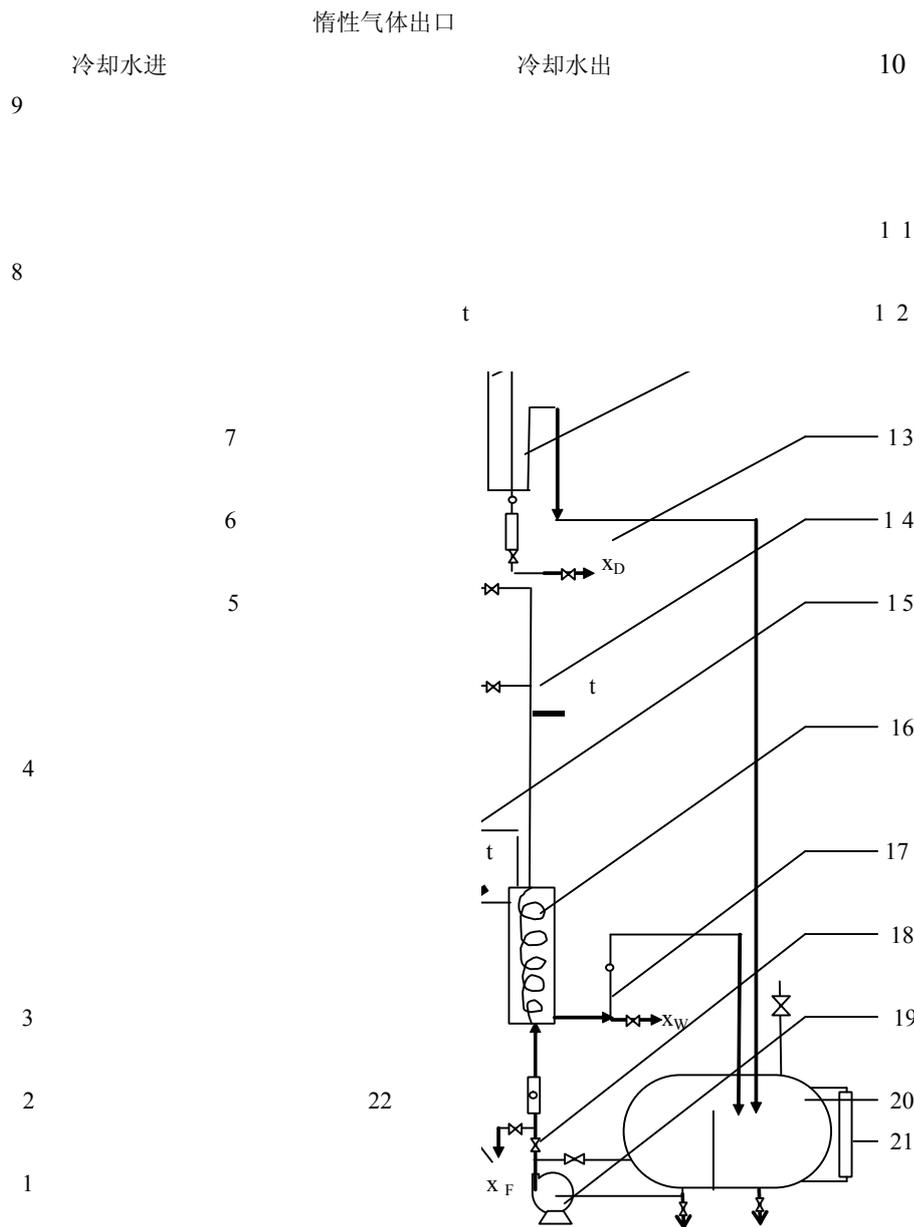


图 8-5 筛板塔精馏过程示意图

1—塔釜排液口； 2—电加热器； 3—塔釜； 4—塔釜液位计； 5—塔板； 6—温度计（其余均以 t 表示）； 7—窥视节； 8—冷却水流量计； 9—盘管冷凝器； 10—塔顶平衡管； 11—塔顶回流管路； 12—塔顶出料管路； 13—产品取样口； 14—塔身进料管路； 15—塔釜平衡管； 16—盘管换热器； 17—塔釜出料管路； 18—进料流量计； 19—进料泵； 20—产品、残液储槽； 21—料槽液位计； 22—料液取样口。

四. 实验步骤与注意事项

本实验的主要操作步骤如下：

1. 全回流

- (1) 配制浓度 10%~20%(体积百分比)的料液加入贮罐中，打开进料管路上的阀门，由进料泵将料液打入塔釜，至釜容积的 2/3 处（由塔釜液位计可观察）。
- (2) 关闭塔身进料管路上的阀门，启动电加热管电源，调节加热电压至适中未知，使塔釜温度缓慢上升（因塔中部玻璃部分较为脆弱，若加热过快玻璃极易碎裂，使整个精馏塔报废，故升温过程应尽可能缓慢）。
- (3) 打开塔顶冷凝器的冷却水，调节合适冷凝量，并关闭塔顶出料管路，使整塔处于全回流状态。
- (4) 当塔顶温度、回流量和塔釜温度稳定后，分别取塔顶浓度 X_D 和塔釜浓度 X_W ，送色谱分析仪分析。

2. 部分回流

- (1) 在储料罐中配制一定浓度的乙醇水溶液（约 10~20%）。
- (2) 待塔全回流操作稳定时，打开进料阀，调节进料量至适当的流量。
- (3) 控制塔顶时间继电器，调节回流比 $R(R=1\sim4)$ 。
- (4) 当塔顶、塔内温度读数稳定后即可取样。

3. 取样与分析

- (1) 进料、塔顶、塔釜从各相应的取样阀放出。
- (2) 塔板取样用注射器从所测定的塔板中缓缓抽出，取 1ml 左右注入事先洗净烘干的针剂瓶中，并给该瓶盖标号以免出错，各个样品尽可能同时取样。
- (3) 将样品进行色谱分析。

4. 注意事项

- (1) 塔顶放空阀一定要打开，否则容易因塔内压力过大导致危险。
- (2) 料液一定要加到设定液位 2/3 处方可打开加热管电源，否则塔釜液位过低会使电加热丝露出干烧致坏。

五. 实验报告

1. 将塔顶、塔底温度和组成，以及各流量计读数等原始数据列表。
2. 按全回流和部分回流分别用图解法计算理论板数。
3. 计算全塔效率和单板效率。
4. 分析并讨论实验过程中观察到的现象。

六. 思考题

1. 测定全回流和部分回流总板效率与单板效率时各需测几个参数？取样位置在何处？
2. 全回流时测得板式塔上第 n 、 $n-1$ 层液相组成后，如何求得 x_n^* ，部分回流时，又如何求 x_n^* ？
3. 在全回流时，测得板式塔上第 n 、 $n-1$ 层液相组成后，能否求出第 n 层塔板上的以气相组成变化表示的单板效率？
4. 查取进料液的汽化潜热时定性温度取何值？
5. 若测得单板效率超过 100%，作何解释？
6. 试分析实验结果成功或失败的原因，提出改进意见。