

进入专题网



化工原理实验报告

系 别：化学化工系

专 业：应用化学

班 级：2008 级 2 班

姓 名：× × ×

学 号：2008920240××

学 期：2010-2011 第一学期

目录

1. 流体流动阻力的测定
2. 流体流型雷诺演示实验
3. 离心泵特性曲线测定
4. 固体流态化实验
5. 空气—蒸汽对流给热系数测定
6. 连续精馏过程实验
7. 填料塔吸收传质系数的测定
8. 液—液转盘萃取
9. 干燥特性曲线测定实验
10. 伯努利实验
11. 筛板塔精馏过程实验

附录

思考题解集

1. 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。
3. 测定流体流经管件、阀门时的局部阻力系数 ξ 。
4. 学会倒 U 形压差计和涡轮流量计的使用方法。
5. 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：

$$h_f = \frac{\Delta p_f}{\rho} = \frac{p_1 - p_2}{\rho} = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \quad (1)$$

即，
$$\lambda = \frac{2 d \Delta p_f}{\rho l u^2} \quad (2)$$

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，

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad (3)$$

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} \quad (4)$$

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。

例如本装置采用涡轮流量计测流量，V，m³/h。

$$u = \frac{V}{900\pi d^2} \quad (5)$$

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

$$\Delta p_f = \rho g R \quad (6)$$

式中：R—水柱高度，m。

(2) 当采用 U 型管液柱压差计时

$$\Delta p_f = (\rho_0 - \rho) g R \quad (7)$$

式中：R—液柱高度，m；

ρ_0 —指示液密度，kg/m³。

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：

$$\sum h_f = \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2} \quad (8)$$

(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：

$$h'_f = \frac{\Delta p'_f}{\rho g} = \xi \frac{u^2}{2} \quad (9)$$

故

$$\xi = \frac{2\Delta p'_f}{\rho g u^2} \quad (10)$$

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。

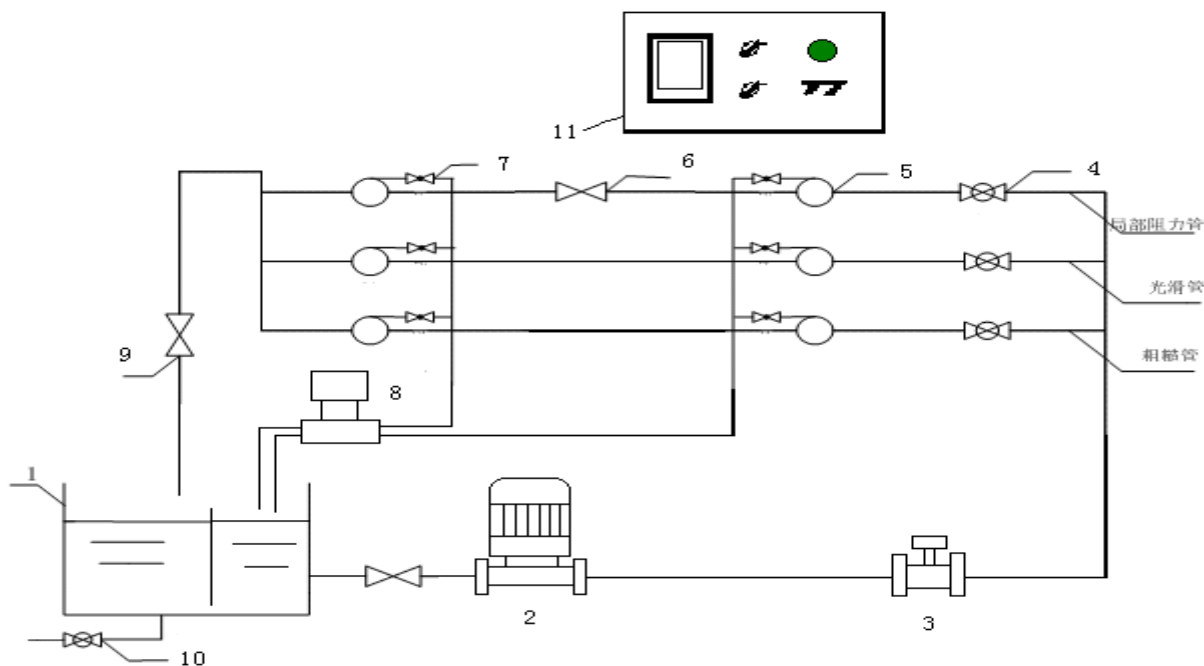
待测的管件和阀门由现场指定。本实验采用阻力系数法表示管件或阀门的局部阻力损失。

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

本装置是双系统的装置（即两个相同的流阻装置做在一起），所以部分实验装置如图 1 所示：



1—水箱； 2—管道泵； 3—涡轮流量计； 4—进口阀； 5—均压阀； 6—闸阀；
7—引压阀； 8—压力变送器； 9—出口阀； 10—排水阀； 11—电气控制箱

图 1 实验装置流程示意图

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，涡轮流量计和倒 U 型压差计等所组成的。管路部分有三段并联的长直管，分别为用于测定局部阻力系数，光滑管直管阻力系数和粗糙管直管阻力系数。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。

水的流量使用涡轮流量计测量，管路和管件的阻力采用差压变送器将差压信号传递给无纸记录仪。

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	
装置 1	局部阻力	闸阀	1A	20.0	95
	光滑管	不锈钢管	1B	20.0	100
	粗糙管	镀锌铁管	1C	21.0	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. 排气:** 在计算机监控界面点击”引压室排气”按钮, 则差压变送器实现排气。
- 4. 引压:** 打开对应实验管路的手阀, 然后在计算机监控界面点击该对应, 则差压变送器检测该管路压差。
- 5. 流量调节:** 手控状态, 变频器输出选择 100, 然后开启管路出口阀, 调节流量, 让流量从 1 到 4m³/h 范围内变化, 建议每次实验变化 0.5m³/h 左右。每次改变流量, 待流动达到稳定后, 记下对应的压差值; 自控状态, 流量控制界面设定流量值或设定变频器输出值, 待流量稳定记录相关数据即可。
- 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。

五、实验数据处理

根据上述实验测得的数据填写到下表:

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

直管基本参数: 光滑管径 _____ 粗糙管径 _____ 局部阻力管径 _____

序号	流量 (m ³ /h)	光滑管压差 (KPa)	粗糙管压差 (KPa)	局部阻力压差 (KPa)

六、实验报告

- 根据粗糙管实验结果, 在双对数坐标纸上标绘出 $\lambda \sim Re$ 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 $\lambda \sim Re$ 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 $\lambda \sim Re$ 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?

2. 流体流型雷诺演示实验

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 $\phi 20 \times 2$ mm 硬质玻璃。

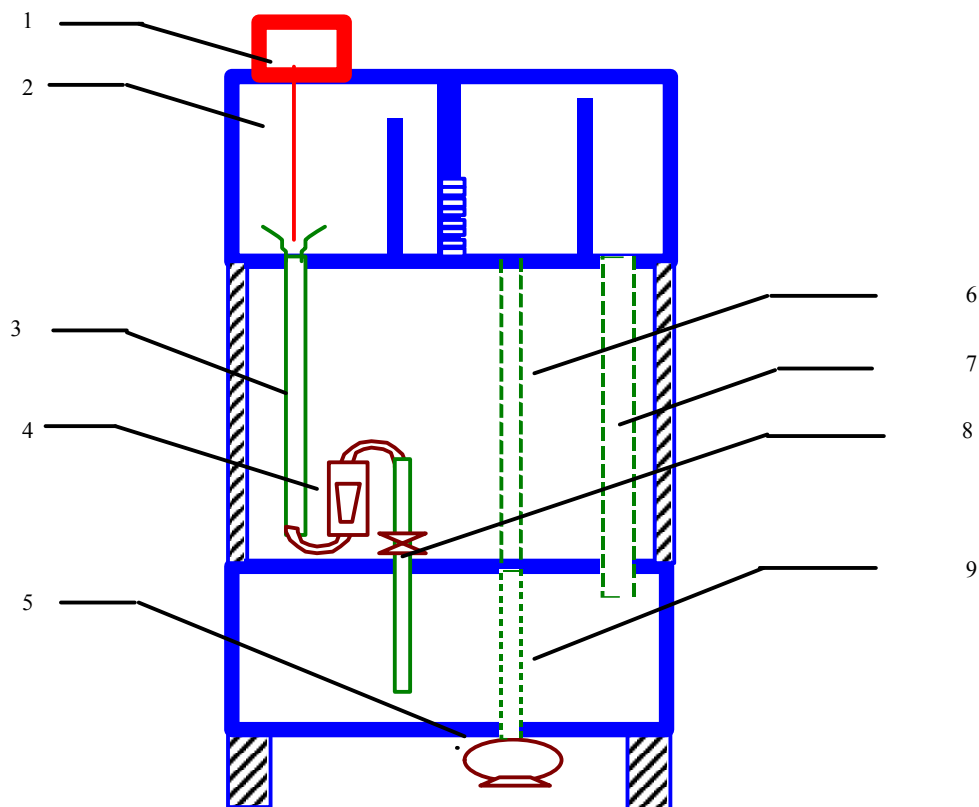


图 11-1 流体流型演示实验

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)位于试验导管入口的轴线部位。

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，使红墨水的注人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。

3.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：

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

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

$$\begin{aligned} H &= (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} \\ &= H_0 + H_1(\text{表值}) + H_2 \end{aligned} \quad (1-2)$$

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、出口的真空度和表压，Pa；

H_1 、 H_2 ——分别为泵进、出口的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

$$N = N_{\text{电}} \times k \quad (\text{W}) \quad (1-3)$$

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 N_e 与轴功率 N 的比值。有效功率 N_e 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 N_e 可用下式计算：

$$N_e = HQ\rho g \quad (1-4)$$

故泵效率为

$$\eta = \frac{HQ\rho g}{N} \times 100\% \quad (1-5)$$

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 2900rpm）的数据。换算关系如下：

流量

$$Q = Q' \frac{n'}{n} \quad (1-6)$$

扬程

$$H' = H \left(\frac{n'}{n} \right)^2 \quad (1-7)$$

轴功率

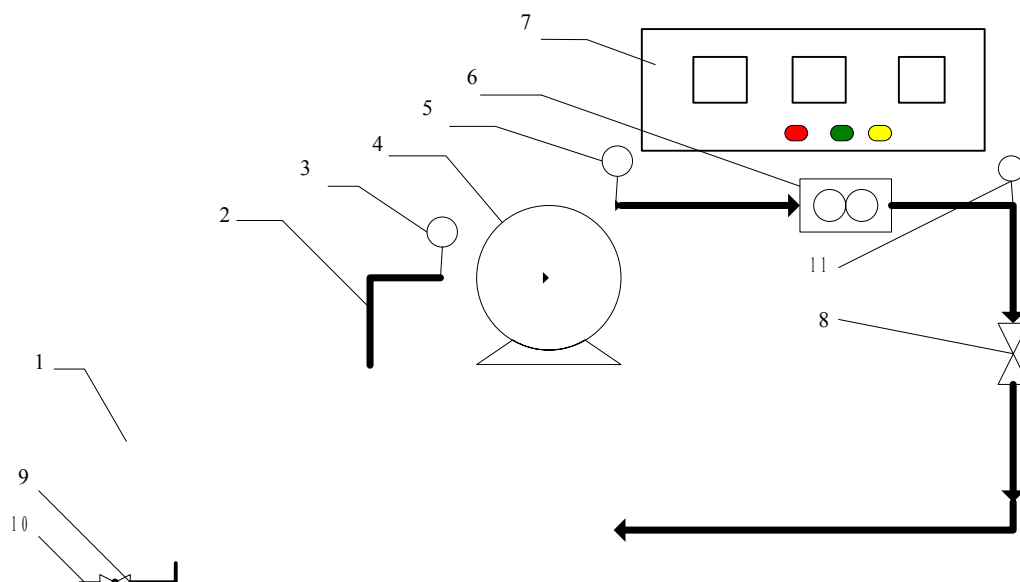
$$N' = N \left(\frac{n'}{n} \right)^3 \quad (1-8)$$

效率

$$\eta' = \frac{Q' H' \rho g}{N'} = \frac{QH\rho g}{N} = \eta \quad (1-9)$$

三、实验装置与流程

本实验装置为双系统（即相同的两套装置做在一起），所以离心泵特性曲线测定装置部分流程图如下：



1—水箱；2—泵进口管；3—进口压力表；4—离心泵；5—出口压力表；6—涡轮流量计；
7—电器控制箱；8—闸阀；9—水箱放空阀；10 保塔接头；11—温度计；

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 $N_{\text{电}}$ 、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 %

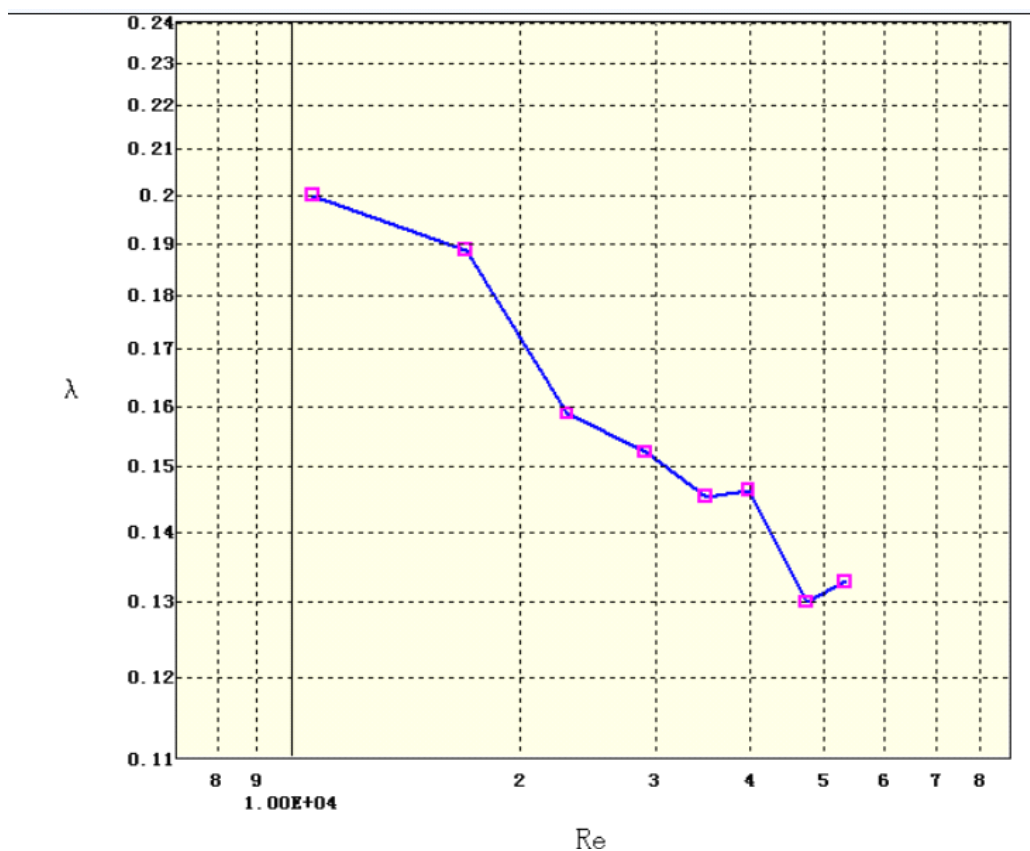
六、实验报告

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？

光滑管图



4. 固体流态化实验

一. 实验目的

1. 观察聚式和散式流态化的实验现象。
2. 学会流体通过颗粒层时流动特性的测量方法。
3. 测定临界流化速度，并作出流化曲线图。

二. 基本原理

流态化是一种使固体颗粒通过与流体接触而转变成类似于流体状态的操作。近年来, 这种技术发展很快, 许多工业部门在处理粉粒状物料的输送、混合、涂层、换热、干燥、吸附、煅烧和气—固反应等过程中, 都广泛地应用了流态化技术。

1. 固体流态化过程的基本概念

如果流体自下而上地流过颗粒层, 则根据流速的不同, 会出现三种不同的阶段, 如图 12—1 所示。

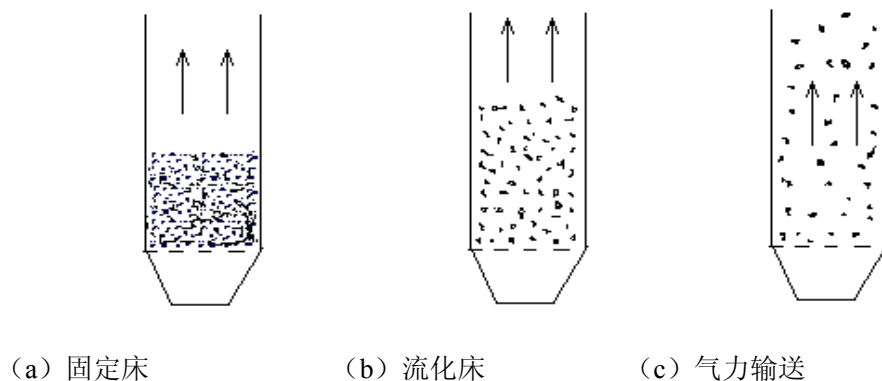


图 12—1 流态化过程的几个阶段

固定床阶段 如果流体通过颗粒床层的表观速度 (即空床速度) u 较低, 使颗粒空隙中流体的真实速度 u_1 小于颗粒的沉降速度 u_t , 则颗粒基本上保持静止不动, 颗粒称为固定床。如图 12—1 (a)。

流化床阶段 当流体的表观速度 u 加大到某一数值时, 真实速度 u_1 比颗粒的沉降速度 u_t 大了, 此时床层内较小的颗粒将松动或“浮起”, 颗粒层高度也有明显增大。但随着床层的膨胀, 床内空隙率 ϵ 也增大, 而 $u_1 = u / \epsilon$, 所以, 真实速度 u_1 随后又下降, 直至降到沉降速度 u_t 为止。也就是说, 在一定的表观速度下, 颗粒床层膨胀到一定程度后将不再膨胀, 此时颗粒悬浮于流体中, 床层有一个明显的上界面, 与沸腾水的表面相似, 这种床层称为流化床。如图 12—1 (b)。

因为流化床的空隙率随流体表观速度增大而变大, 因此, 能够维持流化床状态的表观速度可以有一个较宽的范围。实际流化床操作的流体速度原则上要大于起始流化速度, 又要小于带出速度, 而这两个临界速度一般均由实验测出。

颗粒输送阶段 如果继续提高流体的表观速度 u , 使真实速度 u_1 大于颗粒的沉降速度 u_t , 则颗粒将被气流带走, 此时床层上界面消失, 这种状态称为气力输送。如图 12—1 (c)。

2. 固体流态化的分类

流态化按其性状的不同, 可以分成两类, 即散式流态化和聚式流态化。

散式流态化一般发生在液—固系统。此种床层从开始膨胀直到气力输送，床内颗粒的扰动程度是平缓地加大的，床层的上界面较为清晰。

聚式流态化一般发生在气—固系统，这也是目前工业上应用较多的流化床形式。从起始流态化开始，床层的波动逐渐加剧，但其膨胀程度却不大。因为气体与固体的密度差别很大，气流要将固体颗粒推起来比较困难，所以只有小部分气体在颗粒间通过，大部分气体则汇成气泡穿过床层，而气泡穿过床层时造成床层波动，它们在上升过程中逐渐长大和互相合并，到达床层顶部则破裂而将该处的颗粒溅散，使得床层上界面起伏不定。床层内的颗粒则很少分散开来各自运动，而多是聚结成团地运动，成团地被气泡推起或挤开。



图 12—2 聚式流态化

聚式流化床中有以下两种不正常现象：

腾涌现象 如果床层高度与直径的比值过大，风速过高时，就容易产生气泡的相互聚合，而成为大气泡，在气泡直径长大到与床径相等时，就将床层分成几段，床内物料以活塞推进的方式向上运动，在达到上部后气泡破裂，部分颗粒又重新回落，这即是腾涌，又称节涌。腾涌严重地降低床层的稳定性，使气—固之间的接触状况恶化，并使床层受到冲击，发生震动，损坏内部构件，加剧颗粒的磨损与带出。

沟流现象 在大直径床层中，由于颗粒堆积不匀或气体初始分布不良，可在床内局部地方形成沟流。此时，大量气体经过局部地区的通道上升，而床层的其余部分仍处于固定床阶段而未被流化（死床）。显然，当发生沟流现象时，气体不能与全部颗粒良好接触，将使工艺过程严重恶化。

3. 流化床压降与流速关系

床层一旦流化，全部颗粒处于悬浮状态。现取床层为控制体，并忽略流体与容器壁面间的摩擦力，对控制体作力的衡算，则

$$\Delta p A = m_s g + m_l g \quad (12-1)$$

式中, Δp —床层的压力差, N/m^2 ;

A —空床截面积, m^2 ;

m_s —床层颗粒的总质量, kg ;

m_f —床层内流体的质量, kg 。

而

$$m_f = \left(AL - \frac{m_s}{\rho_p} \right) \rho \quad (12-2)$$

式中, L —床层高度, m ;

ρ —流体密度, kg/m^3 ;

ρ_p —固体颗粒的密度, kg/m^3 。

将式 (12-2) 代入 (12-1), 并引用广义压力概念, 整理得

$$\Delta \Gamma = \Delta p - L \rho g = \frac{m_s}{A \rho_p} (\rho_p - \rho) g \quad (12-3)$$

由于流化床中颗粒总量保持不变, 故广义压差 $\Delta \Gamma$ 恒定不变, 与流体速度无关, 在图 12-3 中可用一水平线表示, 如 BC 段所示。注意, 图中 BC 段略向上倾斜是由于流体与器壁及分布板间的摩擦阻力随流速增大而造成的。又由流体的机械能衡算方程可知, $\Delta \Gamma$ 数值上等于流体通过床层的阻力损失。

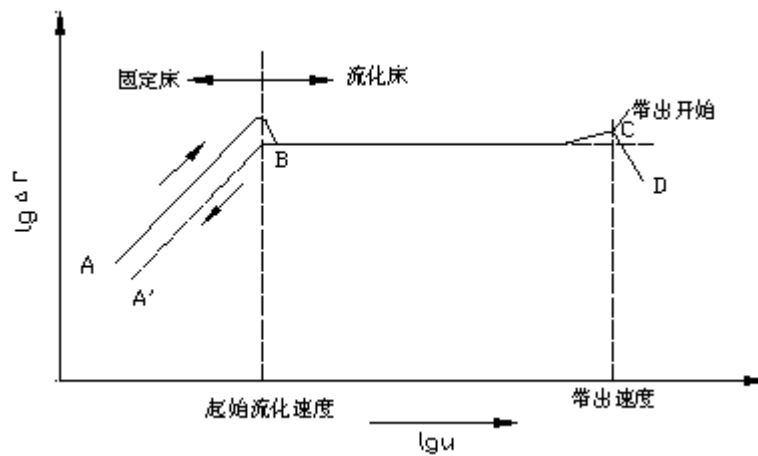


图 12-3 流化床压力降与气速关系

图中 AB 段为固定床阶段, 由于流体在此阶段流速较低, 通常处于层流状态, 广义压差与表观速度的一

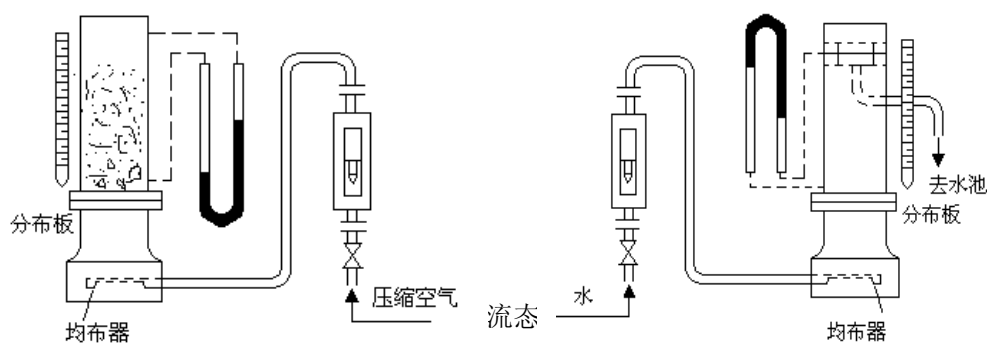
次方成正比，因此该段为斜率等于 1 的直线。图中 A'B 段表示从流化床回复到固定床时的广义压差变化关系，由于颗粒由上升流体中落下所形成的床层较人工装填的疏松一些，因而广义压差也小一些，故 A'B 线段处在 AB 线段的下方。

图中 CD 段向下倾斜，表示此时由于某些颗粒开始为上升流体所带走，床内颗粒量减少，平衡颗粒重力所需的压力自然不断下降，直至颗粒全部被带走。

根据流化床恒定压差的特点，在流化床操作时可以通过测量床层广义压差来判断床层流化的优劣。如果床内出现腾涌，广义压差将有大幅度的起伏波动；若床内发生沟流，则广义压差较正常时为低。

三. 实验装置和流程

该实验设备是由水、气两个系统组成的，其流程如图 12-4 所示。两个系统各有一透明二维床，床底部为多孔板均布器，床层内的固体颗粒为石英砂。



采用空气系统做实验时，空气由风机供给，经过流量调节阀、转子流量计、气体分布器进入分布板，空气流经二维后由床层顶部排出。通过调节空气流量，可以进行不同流动状态下的实验测定。设备中装有压差计指示床层压降，标尺用于测量床层高度的变化。

采用水系统实验时，用泵输送的水经过流量调节阀、转子流量计、液体分布器送至分布板，水经二维床层后从床层上部溢流至下水槽。

四. 实验步骤

1. 检查装置中各个开关及仪表是否处于备用状态。
2. 用木棒轻敲床层，目的使固体颗粒填充较紧密，然后测定静床高度。
3. 启动风机或泵，由小到大改变进气量（注意，不要把床层内的固体颗粒带出！），记录压差计和流量计读数变化。观察床层高度变化及临界流化状态时的现象。

4. 由大到小改变气（或液）量，重复步骤 3，注意操作要平稳细致。
5. 关闭电源，测量静床高度，比较两次静床高度的变化。
6. 实验中需注意，在临界流化点前必须保证有六组以上数据，且在临界流化点附近应多测几组数据。

五. 实验报告

1. 在双对数坐标纸上作出 $\Delta P \sim u$ 曲线，并找出临界流化速度。
2. 对实验中观察到的现象，运用气（液）体与颗粒运动的规律加以解释。

六. 思考题

1. 实际流化时，由压差计测得的广义压差为什么会波动？
2. 由小到大改变流量与由大到小改变流量测定的流化曲线是否重合？为什么？
3. 流化床底部流体分布板的作用是什么？

5.空气—蒸汽对流给热系数测定

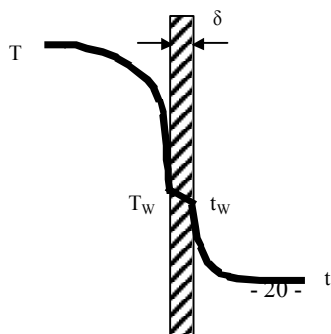
一、实验目的

- 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。

对固体壁面的对流传热
固体壁面的热传导和固



如图(4-1)所示，间壁式传热过程由热流体热，
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

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

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，℃；

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，℃；

T_{w2} — 热流体出口处热流体侧的壁面温度，℃。

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，℃；

t_{w2} — 冷流体出口处冷流体侧的壁面温度，℃。

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传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, 单位 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 $C_p = 1009 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{C})$ 。

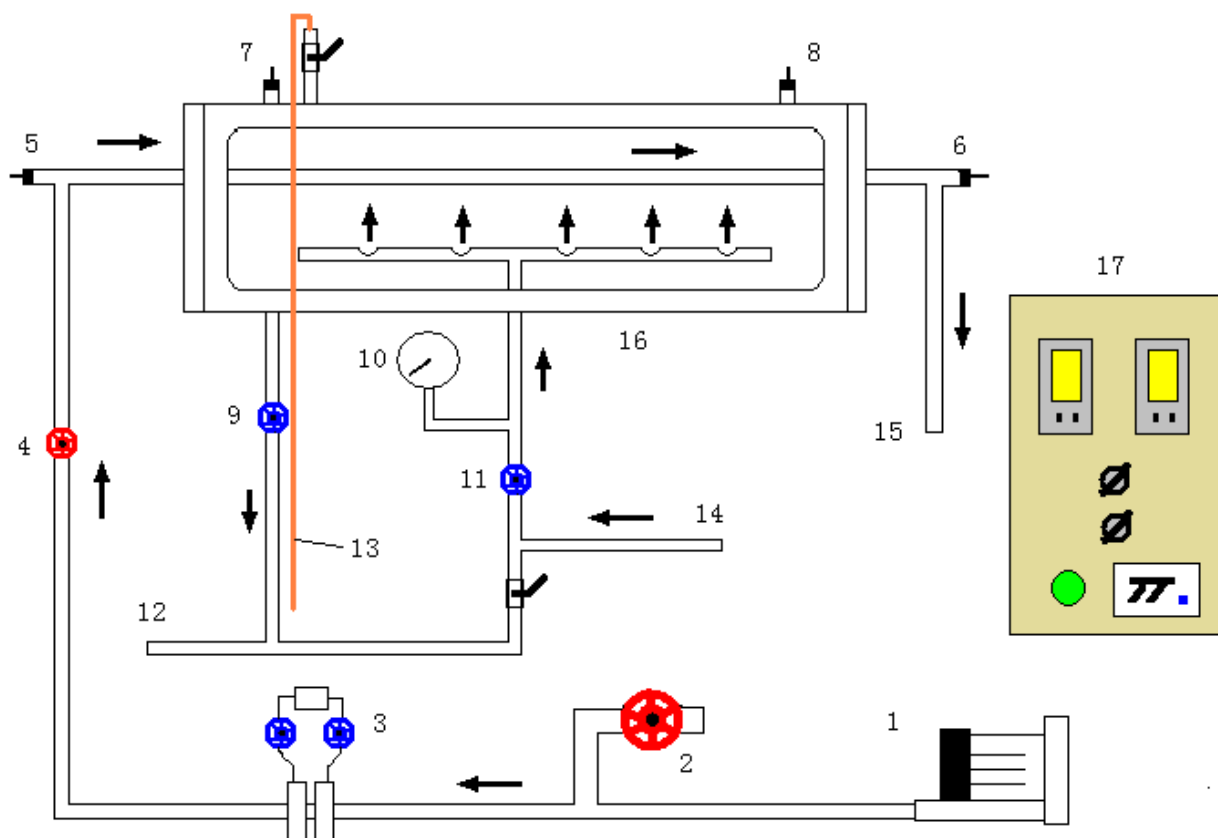
(3) 空气的导热系数与温度的关系式: $\lambda = -2 \times 10^{-8}t^2 + 8 \times 10^{-5}t + 0.0244$

(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



1—漩涡式气泵; 2—排气阀; 3—孔板流量计; 4—冷流体进气阀; 5—冷流体进口温度;
6—冷流体出口温度; 7—冷流体进口侧蒸汽温度; 8—冷流体出口侧蒸汽温度;
9—冷凝水出口阀; 10—压力表; 11—蒸汽进口阀; 12—冷凝水排水口; 13—紫铜管;

14—蒸汽进口；15—冷流体出口；16—换热器；17—电气控制箱

图 4-1 空气-水蒸气换热流程图

来自蒸汽发生器的水蒸气进入不锈钢套管换热器环隙，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) 外套不锈钢管规格：直径 $\phi 100 \times 5\text{mm}$ ，长度 $L=1000\text{mm}$
- (4) 铂热电阻及无纸记录仪温度显示
- (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，观察仪表显示是否正常。
- 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，同时打开冷流体进口阀，让套管换热器里充有一定量的空气。
- 4、 打开冷凝水出口阀，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，开度太小会使换热不锈钢管里的蒸汽压力过大而导致不锈钢管炸裂。
- 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，打开装置下面的排冷凝水阀门，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，方可进行下一步实验。
- 6、 开始通入蒸汽时，要仔细调节蒸汽阀的开度，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，防止不锈钢管换热器因突然受热、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，使蒸汽进口压力维持在 0.01MPa，可通过调节蒸汽发生器出口阀及蒸汽进口阀开度来实现。
- 8、 自动调节冷空气进口流量时，可通过仪表调节风机转速频率来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，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，开的太小会使换热不锈钢管里的蒸汽压力增大而使不锈钢管炸裂。
- 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，要仔细调节蒸汽进口阀的开度，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，以防止不锈钢管因突然受热、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，否则可能造成不锈钢管爆裂和填料损坏。
- 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. 打开数据处理软件，在教师界面左上“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 $\rho_f = 7.9 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$ ）。
2. 数字型装置可以实现数据直接倒入实验数据软件，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“保存数据”，再按 2 步中次序，点击“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？

6.连续精馏实验

一、实验目的

1. 熟悉精馏装置的流程及筛板精馏塔的结构。
2. 熟悉精馏塔的操作方法，通过操作掌握影响精馏操作的各因素之间的关系。
3. 掌握测定筛板精馏塔的全塔效率的方法。

二、实验内容

对 15~25%(v) 的乙醇—正丙醇溶液进行分离，掌握连续精馏装置的开车和停车操作程序和调节方法，并在不同操作工况下测定精馏塔的理论塔板数和全塔板效率。

三、实验原理

1. 精馏塔的操作

精馏塔的性能与操作有关，实验中应严格维持物料平衡，正确选择回流比和塔釜加热量（塔的蒸气速度）。

(1) 根据进料量及组成、产品的分离要求，维持物料平衡

a. 总物料衡算

在精馏塔的操作中，物料的总进料量应恒等于总出料量，即

$$F=W+D \quad (1)$$

当总物料不平衡时，最终将导致破坏精馏塔的正常操作，如进料量大于出料量，将引起淹塔；而出料量大于进料量时，将引起塔釜干料。

b. 各个组分的物料衡算

在满足总物料平衡的条件下，还应满足各个组成的物料平衡，即

$$F x_{Fi} = D x_{Di} + W x_{Wi} \quad (2)$$

由上两式联立求解可知，当进料量 F ，进料组成 x_{Fi} ，以及产品的分离要求 x_{Di} ， x_{Wi} 一定的情况下，必须严格保证馏出液 D 和釜液 W 的采出率为：

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} \quad (3)$$

和

$$\frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} \quad (4)$$

由上可知，如果塔顶采出率 D/F 过大，即使精馏塔有足够的分离能力，在塔顶也得不到规定的合格产品。

(2) 选择适宜的回流比，保证精馏塔的分离能力

回流比的大小对精馏塔的尺寸有很大影响，但对已有的精馏塔而言，塔径和塔板数已定，回流比的改变主要影响产品的浓度、产量、塔效率及塔釜需要的加热量等。在塔板数一定的情况下，正常的精馏操作过程要有足够的回流比，才能保证一定的分离效果，获得合格产品。一般应根据设计的回流比严格控制回流量和馏出液量。

(1) 维持正常的气液负荷量，避免发生以下不正常的操作状况：

a. 液泛

塔内气相靠压差自下而上逐板流动，液相靠重力自上而下通过降液管而逐板流动。显然，液体是自低压空间流至高压空间，因此，塔板正常工作时，降液管中的液面必须有足够的高度，才能克服塔板两侧的压降而向下流动。若气液两相之一的流量增大，使降液管内流体不能顺利下流，管内液体必然积累。当管内液体增高到越过溢流堰顶部时，两板间液体相连，该层塔板产生积液，并依次上升，最终是全塔充满液体，这种现象称为液泛，亦称淹塔。此时全塔操作被破坏，操作时应避免液泛发生。

当回流液量一定时，塔釜加热量过大使上升蒸气量增加，气体穿过板上液层时造成两板间压降增大，使降液管内液体不能下流而造成液泛；当塔釜加热量一定时，进料量或回流量过大，降液管的截面不足以使液体通过，管内液面升高，也会发生液泛现象。因此操作时应随时调节塔釜加热量和进料量及回流量匹配。

b. 雾沫夹带

上升气流穿过塔板上液层时，将板上液体带入上层塔板的现象称为雾沫夹带。过量的雾沫夹带造成液相在塔板间的反混，进而导致塔板效率严重下降。

影响雾沫夹带量的因素主要是上升气速和塔板间距。气速增加，雾沫夹带量增大；塔板间距增大，可使雾沫夹带量减小。

c. 漏液

在筛板精馏塔内，气液两相在塔板上应呈错流接触。但当气速较小时，部分液体会从筛孔处直接漏下，从而影响气液在塔板上的充分接触，使塔板效率下降。严重的漏液会使塔板上不能积液而无法正常工作。

2. 塔效率

(1) 全塔效率

全塔效率是筛板精馏塔分离性能的综合度量，它综合了塔板结构、物理性质、操作变量等诸因素对塔分离能力的影响。对于二元物系，如已知其气液平衡数据 ($x-y$ 图)，则根据精馏塔的进料组成 x_F 、进料温度 t_F (进料热状态)、塔顶馏出液组成 x_D 、塔底釜液组成 x_W 及操作回流比 R ，即可用图解法求出理论塔板数 N_P ，再由求得的理论塔板数 N_P 与实验设备的实际塔板数 N_T 相比，即可得到该塔的全塔效率 (或总板效率) E 。

$$E = \frac{N_T}{N_P} \times 100\% \quad (5)$$

式中 N_T ——理论塔板数； N_P ——实际塔板数。

在本实验中，精馏塔的全塔板效率是在全回流和部分回流的状态下测定的。全回流时回流比 R 为无穷大，在 $x-y$ 图上操作线与对角线相重合，操作线方程为 $y_{n+1}=x_n$ 。

图 1 精馏塔装置示意图

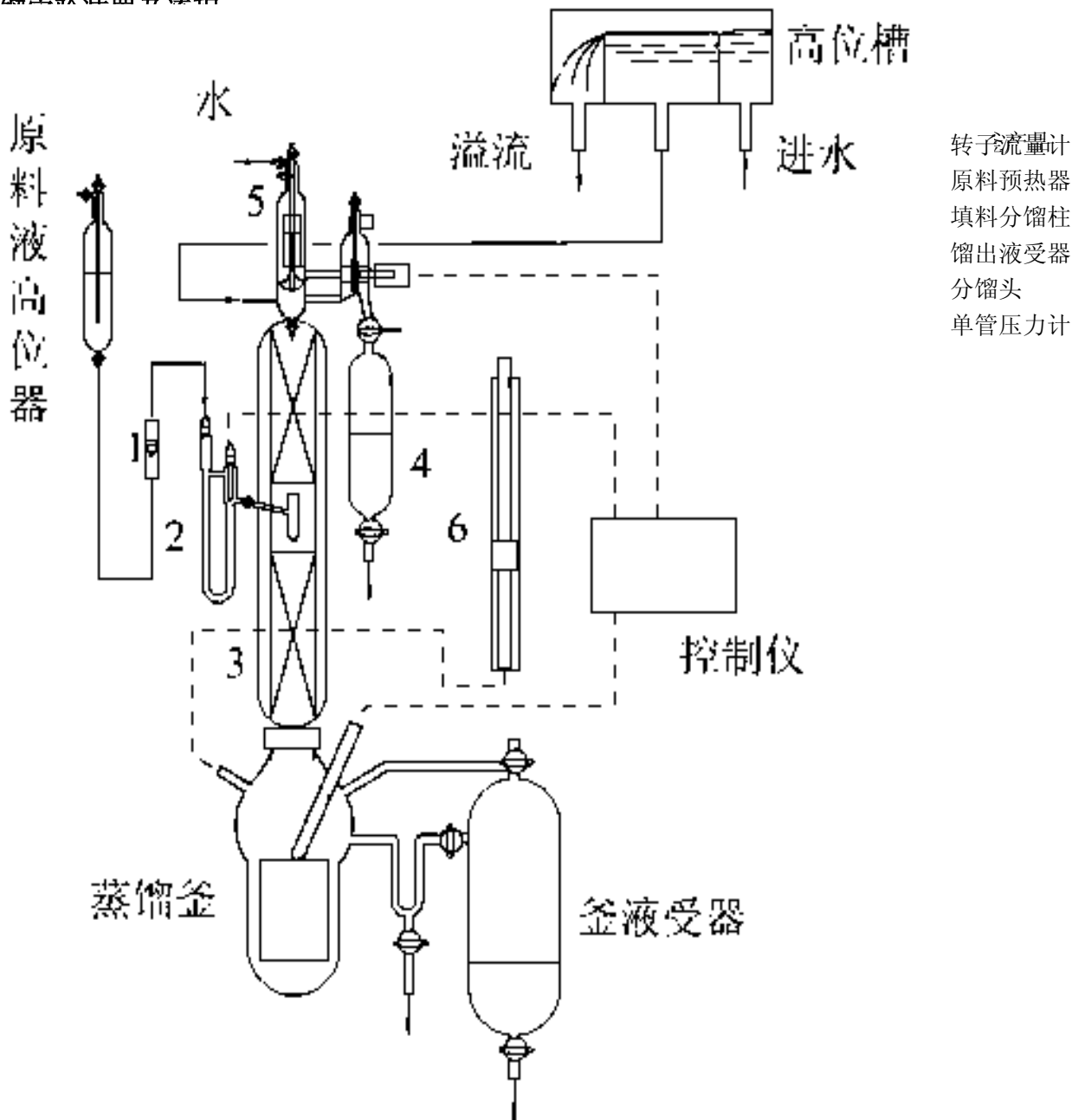


表 1 精馏塔的主要技术数据

名称	直径 (毫米)	高度 (毫米)	板间距 (毫米)	板 数 (块)	板型 孔径 (毫米)	降液管	材质
塔 体	Φ 57×3.5	1100	100	10	筛板 1.8	Φ 8×1.5	紫铜
塔 釜	Φ 100×2	390					不锈钢
塔 顶 冷凝器	Φ 57×3.5	300					不锈钢
塔 釜	Φ 57×3.5	300					不锈钢

冷凝器							
-----	--	--	--	--	--	--	--

进料、回流和产品流量分别经过不同的转子流量计计量，塔釜、塔顶和回流口温度通过铜电阻将电信号传送给数字测温仪表，随时显示不同部位的温度，塔釜压力采用微压差计监控。

本实验取样分析方法有：

- (1) 色谱分析法；
- (2) 液体比重分析法；
- (3) 折光系数分析法。

五、实验方法及步骤

1. 实验前准备工作，检查工作

- (1) 将与阿贝折光仪配套的超级恒温水浴(用户自备)调整运行到所需的温度，并记下这个温度(例如 30℃)。
- (2) 检查实验装置上的各个旋塞、阀门均应处于关闭状态；电流、电压表及电位器位置均应为零。
- (3) 配制一定浓度(质量浓度 20%左右)的乙醇—正丙醇混合液(总容量 6000 毫升左右),然后倒入原料罐。(或由指导教师事前做好这一步)。
- (4) 打开进料转子流量计的阀门，向精馏釜内加料到指定的高度(料液在塔釜总高 2 / 3 处)，而后关闭流量计阀门。

- (5) 检查取样用的注射器和擦镜头纸是否准备好。

2. 实验操作

- (1) 全回流操作
 - ① 打开塔顶冷凝器的冷却水，冷却水量要足够大(约 8 升 / 分)。
 - ② 记下室温值，接上电源闸，按下装置上总电源开关。
 - ③ 用调解电位器使加热电压为 90V 左右，待塔板上建立液层时,可适当加大电压(如 110 伏)，使塔内维持正常操作。
 - ④ 等各块塔板上鼓泡均匀后，保持加热釜电压不变，在全回流情况下稳定 20 分钟左右,期间仔细观察全塔传质情况，待操作稳定后分别在塔顶、塔釜取样口用注射器同时取样，用阿贝折射仪分析样品浓度。
- (2) 部分回流操作
 - ① 打开塔釜冷却水，冷却水流量以保证釜馏液温度接近常温为准。
 - ② 调节进料转子流量计阀，以 1.5-2.0L / h 的流量向塔内加料；用回流比控制器调节回流比 $R=4$ ；馏出液收集在塔顶容量管中。
 - ③ 塔釜产品经冷却后由溢流管流出，收集在容器内。
 - ④ 等操作稳定后，观察板上传质状况，记下加热电压、电流、塔顶温度等有关数据，整个操作中维持进料流量计读数不变，用注射器取下塔顶、塔釜和进料三处样品，用折光仪分析，并记录进原料液的温度(室温)。

3. 实验结束

- (1) 检查数据合理后，停止加料并将加热电压调为零，关闭回流比调节器开关。
- (2) 根据物系的 t - x - y 关系，确定部分回流下进料的泡点温度。
- (3) 停止加热后 10 分钟，关闭冷却水，一切复原。

六、使用本实验设备应注意事项

1. 本实验过程中要特别注意安全，实验所用物系是易燃物品，操作过程中避免洒落以免发生危险。
2. 本实验设备加热功率由电位器来调解，因此在加热时应注意加热千万别过快，以免发生爆沸(过冷沸腾)，使釜液从塔顶冲出，若遇此现象应立即断电，重新加料到指定冷液面,再缓慢升电压，重新操作。升温 and 正常操作中釜的电功率不能过大。
3. 开车时先开冷却水，再向塔釜供热；停车时则反之。
4. 用折光仪测浓度时，除了读取折光指数，还要记录其测量温度，并按给定的折光指数—质量百分浓度—测量温度关系(见表 2)确定质量分率(折光仪使用方法见其说明书)。
5. 为便于对全回流和部分回流的实验结果(塔顶产品和质量)进行比较，应尽量使两组实验的加热电压及所用料液浓度相同或相近。连续开出实验时，应将前一次实验时留存在塔釜和塔顶的料液倒回原料液瓶中。

七、实验数据计算过程及结果

1. 实验数据表

表 1 精馏实验数据表

实验装置： 实际塔板数： 10 物系： 乙醇-正丙醇 折光仪分析温度： 30℃					
	全回流： $R = \infty$		部分回流： $R = 4$ 进料量： _____		
			进料温度： ____℃ 泡点温度： ____℃		
	塔顶组成	塔釜组成	塔顶组成	塔釜组成	进料组成
折光指数 n					
质量分率 W					
摩尔分率 X					
理论板数					
总板效率					

2. 全回流下理论板数和总板效率

- (1) 塔顶、塔釜的质量分率和摩尔分率：

塔顶样品折光指数 $n_D =$ _____

质量分率 $W = 58.844116 - 42.61325 n_D =$ _____

塔顶样品的摩尔分率 $X_D =$ _____

同理

塔釜样品折光指数 $n_D =$ _____

质量分率 $W = 58.844116 - 42.61325 n_D =$ _____

摩尔分率 $X_{W} =$ _____

- (2) 理论板数和总板效率（见图 2）

在平衡线 and 操作线之间图解理论板。

$$\text{全塔效率 } \eta = \frac{N_t}{N_p} = \text{_____}$$

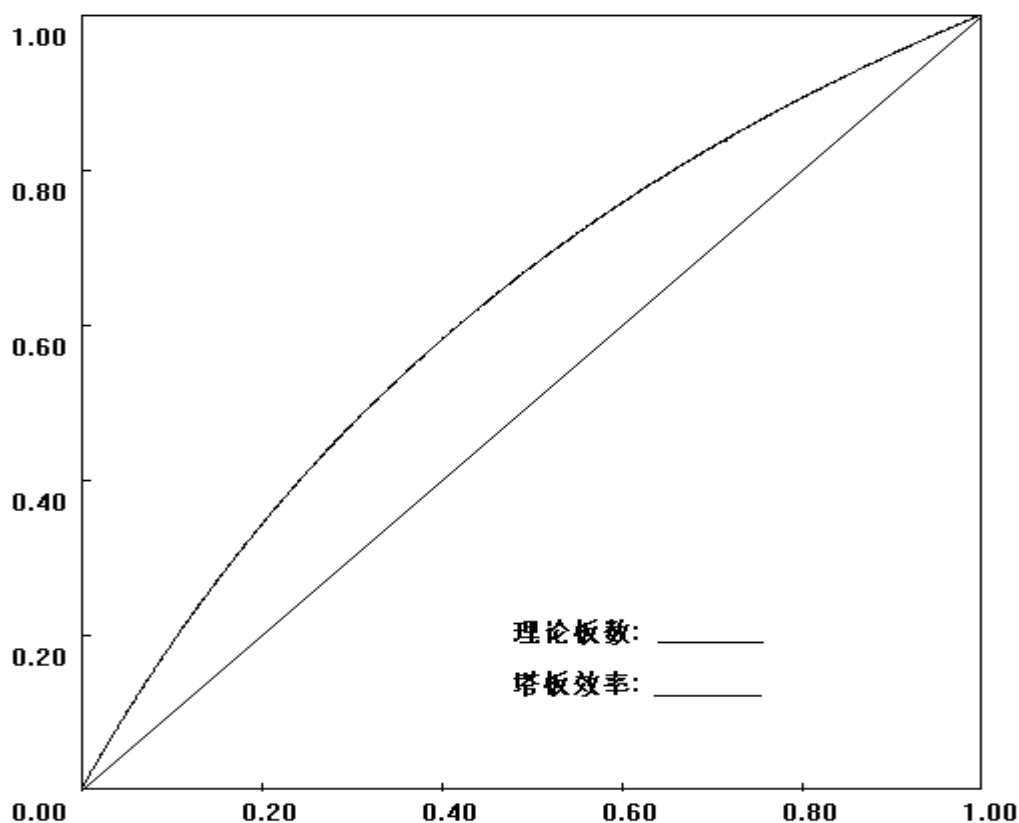


图2 全回流理论板数的图解法

3. 部分回流 ($R=4$) 下的理论板数和总板效率

(1) 塔顶、塔釜、进料的质量分率和摩尔分率

塔顶样品折光指数 $n_D =$ _____; 质量分率 $W_D =$ _____; 摩尔分率 $X_D =$ _____; _____

塔釜样品折光指数 $n_D =$ _____; 质量分率 $W_W =$ _____; 摩尔分率 $X_W =$ _____; _____

进料样品折光指数 $n_D =$ _____; 质量分率 $W_F =$ _____; 摩尔分率 $X_F =$ _____

(2) 进料热状况 q

进料温度 $t_F =$ _____ $^{\circ}\text{C}$ 在 $X_F =$ _____ 下泡点温度 $t_B =$ _____ $^{\circ}\text{C}$

平均温度 $t_m = \frac{t_F + t_B}{2} =$ _____ $^{\circ}\text{C}$

乙醇在 t_m 下的比热 $C_{p1} =$ _____ ($\text{kJ/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}$) ($C_{p,m,1}^{\theta} = 111.96 \text{ J/mol} \cdot \text{K}$)

正丙醇在 t_m 下的比热 $C_{p2} =$ _____ ($\text{kJ/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}$) ($C_{p,m,1}^{\theta} = 141.00 \text{ J/mol} \cdot \text{K}$)

乙醇在 t_B 下的汽化潜热 $r_1 =$ _____ (kJ/kg) (沸点气化热 38.74 kJ/mol)

正丙醇在 t_B 下的汽化潜热 $r_2 =$ _____ (kJ/kg) (沸点气化热 41.76 kJ/mol)

混合液体比热 $C_{pm} = M_A \times x_F \times c_{p1} + M_B \times (1 - x_F) \times c_{p2} =$ _____ ($\text{kJ/kmol} \cdot ^{\circ}\text{C}$)

混合液体汽化潜热 $r_m = M_A \times x_F \times r_1 + M_B \times (1 - x_F) \times r_2 =$ _____ (kJ/kmol)

$$q = \frac{C_{pm} \times (t_B - t_F) + r_m}{r_m} =$$

$$q \text{ 线斜率} = \frac{q}{q-1} =$$

(3) 理论板数和总板效率

在平衡线和精馏段操作线、提馏段操作线之间图解理论板板数。

$$\text{全塔效率 } \eta = \frac{N_t}{N_p} =$$

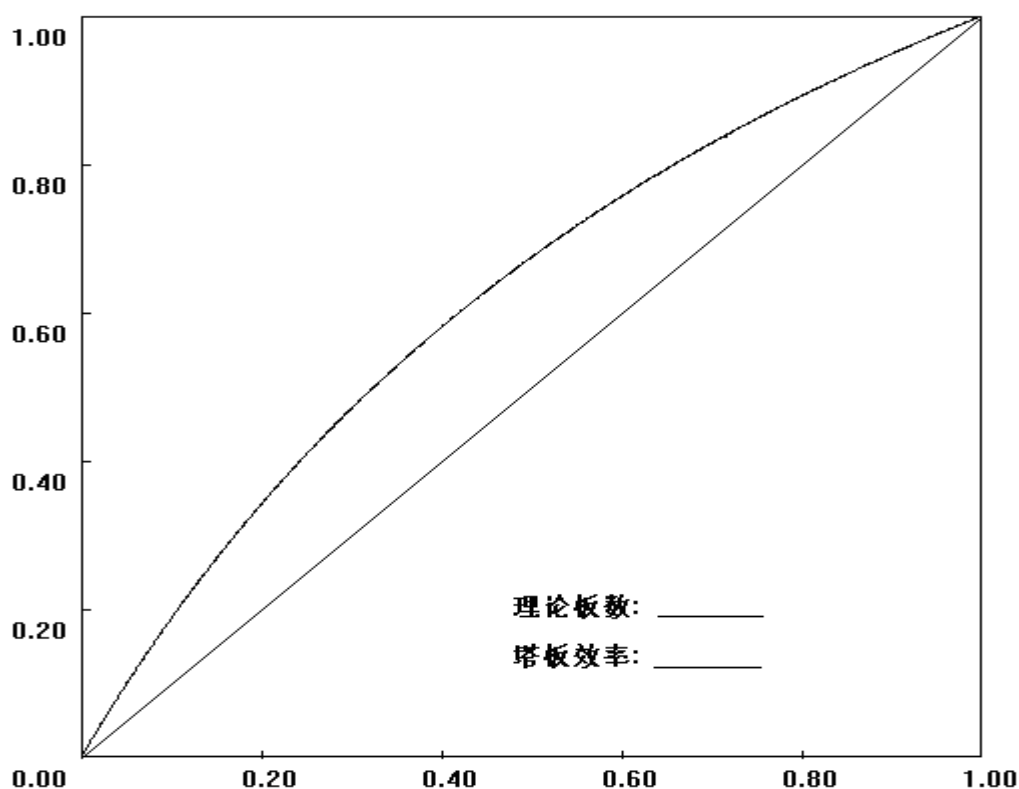


图3 部分回流理论板数的图解法

八、思考题

1. 其它条件不变, 只改变回流比对塔的性能有何影响?
2. 查取进料液的汽化潜热时定性温度如何取?
3. 进料状态对精馏塔操作有何影响? 确定 q 线需测定哪几个量?
4. 全回流操作在生产中有何实际意义?
5. 本实验中, 进料状况为冷态进料, 当进料量太大时, 为什么会出现精馏段干板, 甚至出现塔顶既无回流也无出料的现象? 应如何调节?

九、附录

1. 乙醇~正丙醇混合液的 t-x-y 关系图

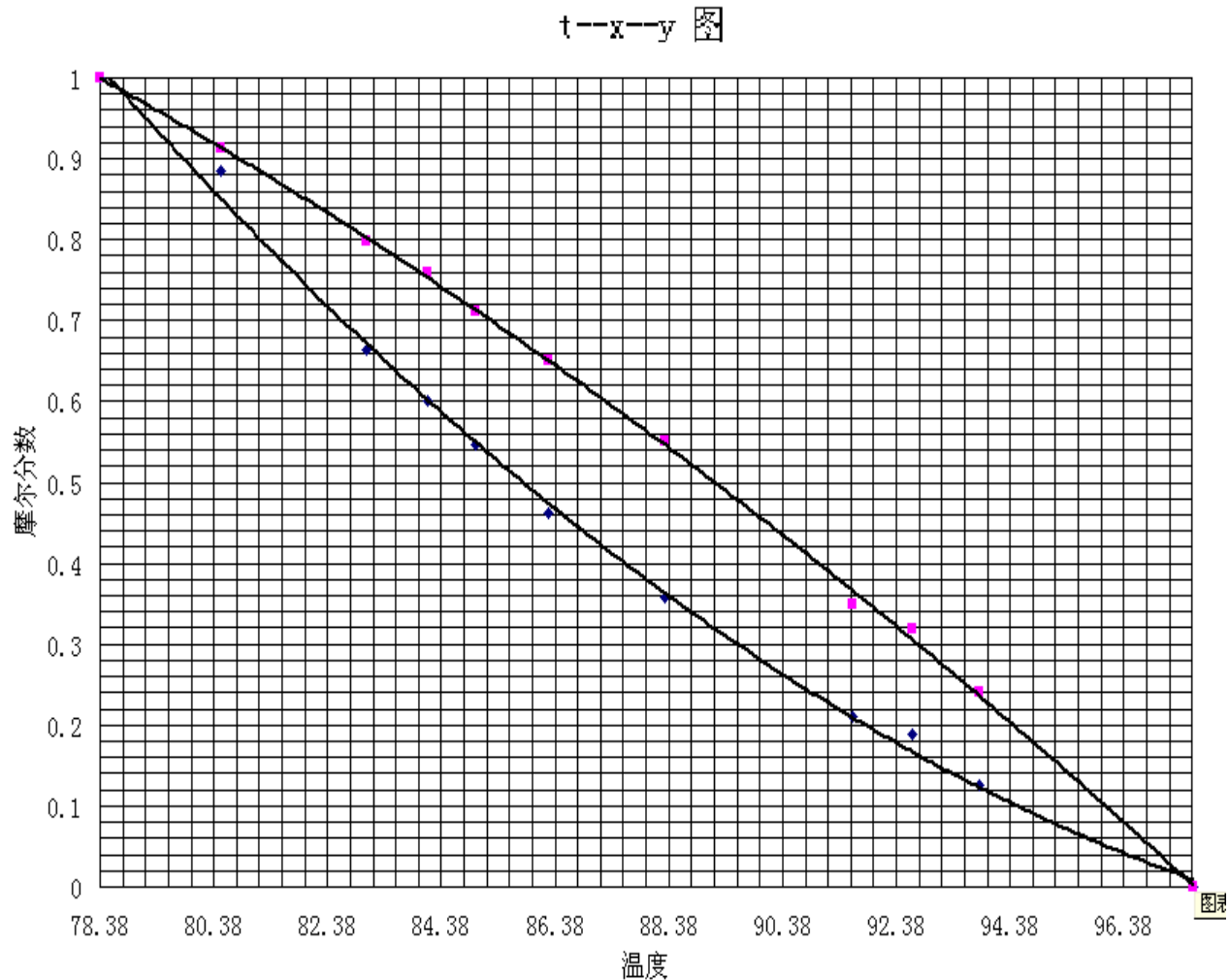


表 1 乙醇~正丙醇混合液的 t-x-y 关系

(x 表示液相中乙醇摩尔分率, y 表示气相中乙醇摩尔分率)

t	97.60	93.85	92.66	91.60	88.32	86.25	84.98	84.13	83.06	80.50	78.38
x	0	0.126	0.188	0.210	0.358	0.461	0.546	0.600	0.663	0.884	1.0
y	0	0.240	0.318	0.349	0.550	0.650	0.711	0.760	0.799	0.914	1.0

乙醇沸点: 78.3℃; 正丙醇沸点: 97.2℃。

2. 温度—折光指数—液相组成之间的关系

表 2 温度—折光指数—液相组成之间的关系

折光指数 质量分率	25℃	30℃	35℃
0	1.3827	1.3809	1.3790
0.05052	1.3815	1.3796	1.3775
0.09985	1.3797	1.3784	1.3762

0.1974	1.3770	1.3759	1.3740
0.2950	1.3750	1.3755	1.3719
0.3977	1.3730	1.3712	1.3692
0.4970	1.3705	1.3690	1.3670
0.5990	1.3680	1.3668	1.3650
0.6445	1.3607	1.3657	1.3634
0.7101	1.3658	1.3640	1.3620
0.7983	1.3640	1.3620	1.3600
0.8442	1.3628	1.3607	1.3590
0.9064	1.3618	1.3593	1.3573
0.9509	1.3606	1.3584	1.3653
1.000	1.3589	1.3574	1.3551

对 30℃下质量分率与阿贝折光仪读数之间关系也可按下列回归式计算：

$$W = 58.844116 - 42.61325 n_D$$

其中W为乙醇的质量分率， n_D 为折光仪读数（折光指数）。

由质量分率求摩尔分率 X_A ：乙醇分子量 $M_A = 46$ ；正丙醇分子量 $M_B = 60$

$$X_A = \frac{(W_A / M_A)}{(W_A / M_A) + (1 - W_A) / M_B}$$

7. 填料塔吸收传质系数的测定

一、实验目的

1. 了解填料塔吸收装置的基本结构及流程；
2. 掌握总体积传质系数的测定方法；
5. 了解气相色谱仪和六通阀的使用方法。

二、基本原理

气体吸收是典型的传质过程之一。由于 CO_2 气体无味、无毒、廉价，所以气体吸收实验常选择 CO_2 作为溶质组分。本实验采用水吸收空气中的 CO_2 组分。一般 CO_2 在水中的溶解度很小，即使预先将一定量的 CO_2 气体通入空气中混合以提高空气中的 CO_2 浓度，水中的 CO_2 含量仍然很低，所以吸收的计算方法可按低浓度

来处理，并且此体系 CO₂ 气体的解吸过程属于液膜控制。因此，本实验主要测定 K_{xa} 和 H_{OL}。

i. 计算公式

填料层高度 Z 为

$$Z = \int_0^Z dZ = \frac{L}{K_{xa}} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x - x^*} = H_{OL} \cdot N_{OL}$$

式中： L —— 液体通过塔截面的摩尔流量， kmol / (m² · s)；

K_{xa} —— 以 ΔX 为推动力的液相总体积传质系数， kmol / (m³ · s)；

H_{OL} —— 液相总传质单元高度， m；

N_{OL} —— 液相总传质单元数， 无因次。

令： 吸收因数 A=L/mG

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln[(1-A) \frac{y_1 - mx_2}{y_1 - mx_1} + A]$$

ii. 测定方法

(1) 空气流量和水流量的测定

本实验采用转子流量计测得空气和水的流量，并根据实验条件（温度和压力）和有关公式换算成空气和水的摩尔流量。

(2) 测定填料层高度 Z 和塔径 D；

(3) 测定塔顶和塔底气相组成 y₁ 和 y₂；

(4) 平衡关系。

本实验的平衡关系可写成

$$y = mx$$

式中： m —— 相平衡常数， m=E/P；

E —— 亨利系数， E=f(t)， Pa， 根据液相温度由附录查得；

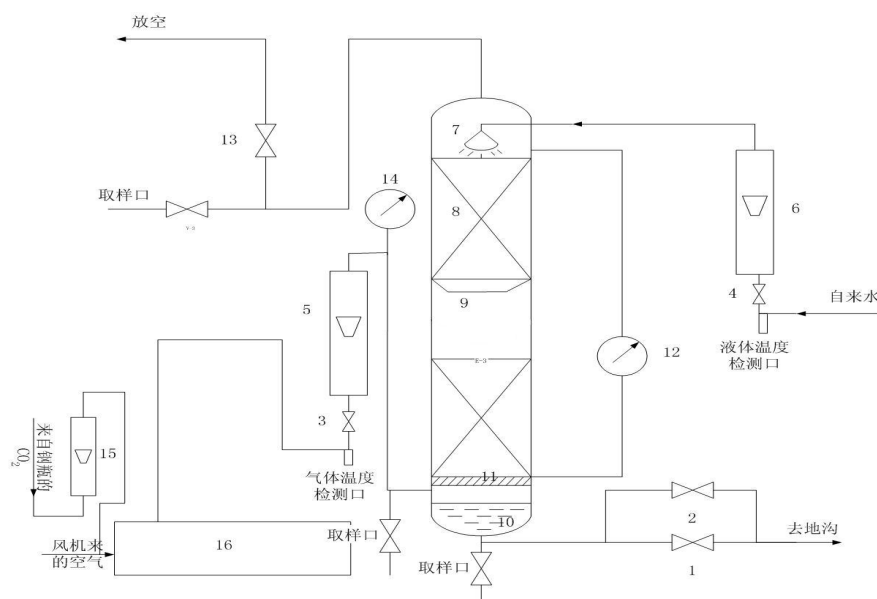
P —— 总压， Pa， 取 1atm。

对清水而言， x₂=0,由全塔物料衡算

$$G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2) \quad \text{可得 } x_1 \text{ 。}$$

三、实验装置

1) 装置流程



1、2、13—球阀； 3—气体流量调节阀； 4—液体流量调节阀；5—孔板流量计；6—涡轮流量计；7—喷淋头；8、11—填料层；9—液体再分布器；10—塔底；11—支撑板；12—压差计；14—气压表；15—二氧化碳转子流量计；16—气体混合罐

图 5-1 吸收装置流程图

本实验装置流程：由自来水源来的水送入填料塔塔顶经喷头喷淋在填料顶层。由风机送来的空气和由二氧化碳钢瓶来的二氧化碳混合后，一起进入气体中间贮罐，然后再直接进入塔底，与水在塔内进行逆流接触，进行质量和热量的交换，由塔顶出来的尾气放空，由于本实验为低浓度气体的吸收，所以热量交换可略，整个实验过程看成是等温操作。

2) 主要设备

(1) 吸收塔：高效填料塔，塔径 100mm，塔内装有金属丝网波纹规整填料或 θ 环散装填料，填料层总高度 2000mm。塔顶有液体初始分布器，塔中部有液体再分布器，塔底部有栅板式填料支承装置。填料塔底部有液封装置，以避免气体泄漏。

(2) 填料规格和特性：金属丝网波纹规整填料：型号 JWB—700Y，规格 $\phi 100 \times 100\text{mm}$ ，比表面积 $700\text{m}^2/\text{m}^3$ 。

(3) 转子流量计：

介质	条 件			
	常用流量	最小刻度	标定介质	标定条件
空气	$4\text{m}^3/\text{h}$	$0.1\text{ m}^3/\text{h}$	空气	20°C $1.0133 \times 10^5\text{Pa}$
CO_2	60 L/h	10 L/h	空气	20°C $1.0133 \times 10^5\text{Pa}$
水	600L/h	20 L/h	水	20°C $1.0133 \times 10^5\text{Pa}$

(4) 空气风机：型号：旋涡式气泵 (5) 二氧化碳钢瓶； (6) 气相色谱仪分析。

四、实验步骤与注意事项

1. 实验步骤

- (1) 熟悉实验流程及弄清气相色谱仪及其配套仪器结构、原理、使用方法及其注意事项；
- (2) 打开混合罐底部排空阀，排放掉空气混合贮罐中的冷凝水；
- (3) 打开仪表电源开关及风机电源开关，进行仪表自检；
- (4) 开启进水阀门，让水进入填料塔润湿填料，仔细调节液体转子流量计，使其流量稳定在某一实验值。
(塔底液封控制：仔细调节阀门 2 的开度，使塔底液位缓慢地在一段区间内变化，以免塔底液封过高溢满或过低而泄气)；
- (5) 启动风机，打开 CO₂ 钢瓶总阀，并缓慢调节钢瓶的减压阀；
- (6) 仔细调节风机出口阀门的开度（并调节 CO₂ 调节转子流量计的流量，使其稳定在某一值；）
- (7) 待塔中的压力靠近某一实验值时，仔细调节尾气放空阀 14 的开度，直至塔中压力稳定在实验值；
- (8) 待塔操作稳定后，读取各流量计的读数及通过温度、压差计、压力表上读取各温度、压力、塔顶塔底压差读数，通过六通阀在线进样，利用气相色谱仪分析出塔顶、塔底气相组成；
- (9) 实验完毕，关闭 CO₂ 钢瓶和转子流量计、水转子流量计、风机出口阀门，再关闭进水阀门，及风机电源开关，（实验完成后我们一般先停止水的流量再停止气体的流量，这样做的目的是为了防止液体从进气口倒压破坏管路及仪器）清理实验仪器和实验场地。

2) 注意事项

- (1) 固定好操作点后，应随时注意调整以保持各量不变。
- (2) 在填料塔操作条件改变后，需要有较长的稳定时间，一定要等到稳定以后方能读取有关数据。

五、实验报告

- 1) 将原始数据列表。
- 2) 在双对数坐标纸上绘图表示二氧化碳解吸时体积传质系数、传质单元高度与气体流量的关系。
- 3) 列出实验结果与计算示例。

六、思考题

1. 本实验中，为什么塔底要有液封？液封高度如何计算？
2. 测定 K_{xa} 有什么工程意义？
3. 为什么二氧化碳吸收过程属于液膜控制？
4. 当气体温度和液体温度不同时，应用什么温度计算亨利系数？

填料吸收塔实验装置仪表参数

(安徽建筑学院)

无纸记录仪 C1000 (仪表一)

输入 CH1	单位 m^3/h	类型 : Fr	滤波 : 0.0S	量程 $0\sim 1444 \text{ m}^3/\text{h}$	流量 Y
	流量模式 $Q=f\rho/k$		K=240	$\rho=1$	量程 $0\sim 6$
输入 CH2	单位 $^{\circ}\text{C}$	类型 : Pt100	滤波 : 0.0S	量程 $0\sim 100^{\circ}\text{C}$	流量 N
通讯	通讯地址 006 波特率 : 9600				

无纸记录仪 C1000 (仪表二)

输入 CH1	单位 m^3/h	类型 4-20mA	滤波 0.0S	量程 $0\sim 40\text{m}^3/\text{h}$	流量 Y
	流量模式 $Q=K\sqrt{\Delta P\rho}$		K=44	$\rho=1.21$	量程 $0\sim 10$
输入 CH2	单位 $^{\circ}\text{C}$	类型 Pt100	滤波 0.0S	量程 $0\sim 100^{\circ}\text{C}$	流量 N
通讯	通讯地址 007 波特率 : 9600				

8.液 液转盘萃取

一、实验目的

- 1.了解转盘萃取塔的基本结构、操作方法及萃取的工艺流程。
- 2.观察转盘转速变化时，萃取塔内轻、重两相流动状况，了解萃取操作的主要影响因素，研究萃取操作条件对萃取过程的影响。
- 3.掌握每米萃取高度的传质单元数 N_{OR} 、传质单元高度 H_{OR} 和萃取率 η 的实验测法。

二、基本原理

萃取是分离和提纯物质的重要单元操作之一，是利用混合物中各个组分在外加溶剂中的溶解度的差异而实现组分分离的单元操作。使用转盘塔进行液—液萃取操作时，两种液体在塔内作逆流流动，其中一相液体作为分散相，以液滴形式通过另一种连续相液体，两种液相的浓度则在设备内作微分式的连续变化，并依靠密度差在塔的两端实现两液相间的分离。当轻相作为分散相时，相界面出现在塔的上端；反之，当重相作为分散相时，则相界面出现在塔的下端。

1. 传质单元法的计算

计算微分逆流萃取塔的塔高时，主要是采取传质单元法。即以传质单元数和传质单元高度来表征，传质单元数表示过程分离程度的难易，传质单元高度表示设备传质性能的好坏。

$$H = H_{OR} \cdot N_{OR} \quad (6-1)$$

式中， H —萃取塔的有效接触高度，m；

H_{OR} —以萃余相为基准的总传质单元高度，m；

N_{OR} —以萃余相为基准的总传质单元数，无因次。

按定义， N_{OR} 计算式为

$$N_{OR} = \int_{x_R}^{x_F} \frac{dx}{x - x^*} \quad (6-2)$$

式中， x_F —原料液的组成，kgA/kgS；

x_R —萃余相的组成，kgA/kgS；

x —塔内某截面处萃余相的组成，kgA/kgS；

x^* —塔内某截面处与萃取相平衡时的萃余相组成，kgA/kgS。

当萃余相浓度较低时，平衡曲线可近似为过原点的直线，操作线也简化为直线处理，如图 6—1 所示。

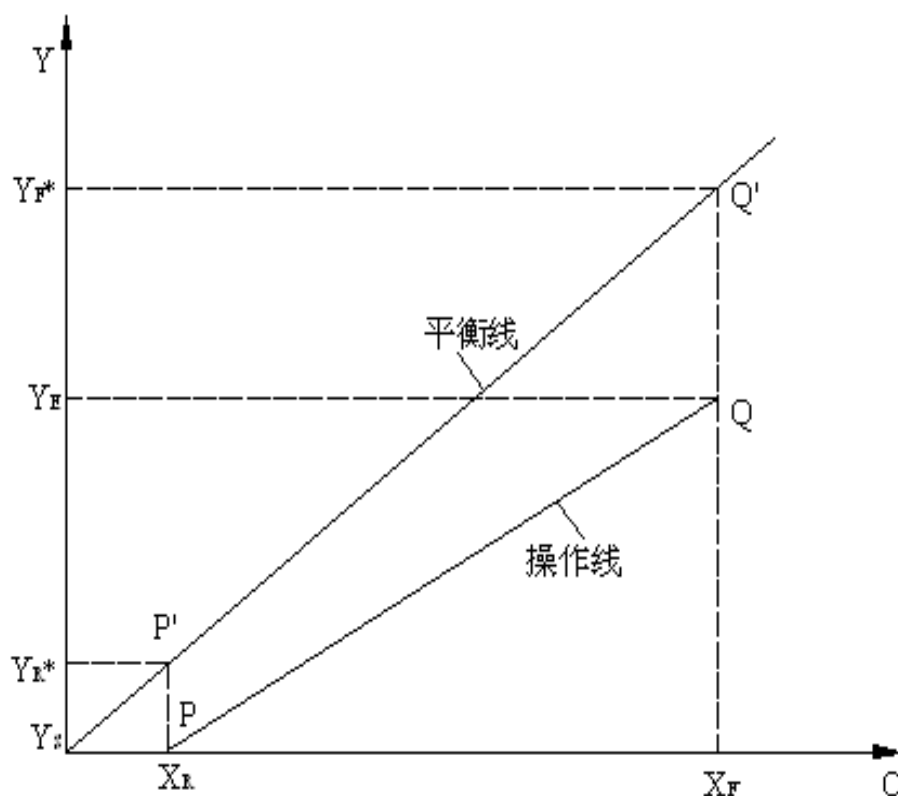


图 6-1 萃取平均推动力计算示意图

则积分式 (6-2) 得

$$N_{OR} = \frac{x_F - x_R}{\Delta x_m} \quad (6-3)$$

其中, Δx_m 为传质过程的平均推动力, 在操作线、平衡线作直线近似的条件下为

$$\Delta x_m = \frac{(x_F - x^*) - (x_R - 0)}{\ln \frac{(x_F - x^*)}{(x_R - 0)}} = \frac{(x_F - y_E / k) - x_R}{\ln \frac{(x_F - y_E / k)}{x_R}} \quad (6-4)$$

式中, k —分配系数, 例如对于本实验的煤油苯甲酸相—水相, $k=2.26$;

y_E —萃取相的组成, kgA/kgS。

对于 x_F 、 x_R 和 y_E , 分别在实验中通过取样滴定分析而得, y_E 也可通过如下的物料衡算而得

$$\begin{aligned} F + S &= E + R \\ F \cdot x_F + S \cdot 0 &= E \cdot y_E + R \cdot x_R \end{aligned} \quad (6-5)$$

式中, F —原料液流量, kg/h;

S —萃取剂流量, kg/h;

E —萃取相流量, kg/h;

R —萃余相流量, kg/h。

对稀溶液的萃取过程, 因为 $F = R, S = E$, 所以有

$$y_E = \frac{F}{S}(x_F - x_R) \quad (6-6)$$

本实验中, 取 $F/S = 1/1$ (质量流量比), 则式 (6-6) 简化为

$$y_E = x_F - x_R \quad (6-7)$$

2. 萃取率的计算

萃取率 η 为被萃取剂萃取的组分 A 的量与原料液中组分 A 的量之比

$$\eta = \frac{F \cdot x_F - R \cdot x_R}{F \cdot x_F} \quad (6-8)$$

对稀溶液的萃取过程, 因为 $F = R$, 所以有

$$\eta = \frac{x_F - x_R}{x_F} \quad (6-9)$$

3. 组成浓度的测定

对于煤油苯甲酸相—水相体系, 采用酸碱中和滴定的方法测定进料液组成 x_F 、萃余液组成 x_R 和萃取液组成 y_E , 即苯甲酸的质量分率, 具体步骤如下:

(1) 用移液管量取待测样品 25ml, 加 1—2 滴溴百里酚兰指示剂;

(2) 用 KOH-CH₃OH 溶液滴定至终点, 则所测浓度为

$$x = \frac{N \cdot \Delta V \cdot 122}{25 \times 0.8} \quad (6-10)$$

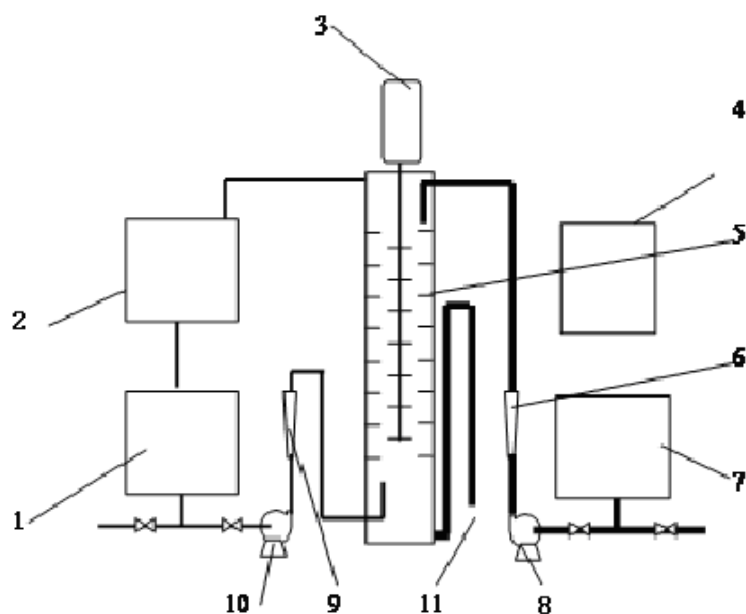
式中, N —KOH-CH₃OH 溶液的当量浓度, N/ml;

ΔV —滴定用去的 KOH-CH₃OH 溶液体积量, ml。

此外, 苯甲酸的分子量为 122 g/mol, 煤油密度为 0.8 g/ml, 样品量为 25ml。

(3) 萃取相组成 y_E 也可按式 (6-7) 计算得到。

三、实验装置与流程



1—轻相槽；2—萃余相（回收槽）；3—电机搅拌系统；4—电机控制箱；5—萃取塔；
6—水流量计；7—重相槽；8—水泵；9—煤油流量计；10—煤油泵；11—萃取相出口

图 6-2 转盘萃取实验装置图

本装置操作时应先在塔内灌满连续相——水，然后开启分散相——煤油（含有饱和苯甲酸），待分散相在塔顶凝聚一定厚度的液层后，通过连续相的Π管闸阀调节两相的界面于一定高度，对于本装置采用的实验物料体系，凝聚是在塔的上端中进行（塔的下端也设有凝聚段）。本装置外加能量的输入，可通过直流调速器来调节中心轴的转速。

四、实验步骤

1. 将煤油配制含苯甲酸的混合物（配制饱和或近饱和），然后把它灌入轻相槽内。注意：勿直接在槽内配置饱和溶液，防止固体颗粒堵塞煤油输送泵的入口。
2. 接通水管，将水灌入重相槽内，用磁力泵将它送入萃取塔内。注意：磁力泵切不可空载运行。
3. 通过调节转速来控制外加能量的大小，在操作时转速逐步加大，中间会跨越一个临界转速（共振点），一般实验转速可取 500 转。
4. 水在萃取塔内搅拌流动，并连续运行 5min 后，开启分散相——煤油管路，调节两相的体积流量一般在 20~40L/h 范围内，根据实验要求将两相的质量流量比调为 1:1。注：在进行数据计算时，对煤油

转子流量计测得的数据要校正，即煤油的实际流量应为 $V_{\text{校}} = \sqrt{\frac{1000}{800}} V_{\text{测}}$ ，其中 $V_{\text{测}}$ 为煤油流量计上的显示值。

- 待分散相在塔顶凝聚一定厚度的液层后，再通过连续相出口管路中 U 形管上的阀门开度来调节两相界面高度，操作中应维持上集液板中两相界面的恒定。
- 通过改变转速来分别测取效率 η 或 H_{OR} 从而判断外加能量对萃取过程的影响。
- 取样分析。采用酸碱中和滴定的方法测定进料液组成 x_F 、萃余液组成 x_R 和萃取液组成 y_E ，即苯甲酸的质量分率，具体步骤如下：

(1) 用移液管量取待测样品 25ml，加 1—2 滴溴百里酚兰指示剂；

(2) 用 KOH-CH₃OH 溶液滴定至终点，则所测浓度为

$$x = \frac{N \cdot \Delta V \cdot 122}{25 \times 0.8}$$

式中， N —KOH-CH₃OH 溶液的当量浓度，N/ml；

ΔV —滴定用去的 KOH-CH₃OH 溶液体积量，ml。

此外，苯甲酸的分子量为 122 g/mol，煤油密度为 0.8 g/ml，样品量为 25ml。

(3) 萃取相组成 y_E 也可按式 (6—7) 计算得到。

五、实验报告

- 测定不同转速下的萃取效率，传质单元高度。
- 以煤油为分散相，水为连续相，进行萃取过程的操作。

实验数据纪录：氢氧化钾的当量浓度 $N_{KOH} =$ N/ml

编号	原 料 F L/h	溶 剂 S L/h	转 速 n	F ΔV_F mL (KOH)	R ΔV_R mL (KOH)	S ΔV_S mL (KOH)
1						
2						
3						
4						

数据处理

编 号	转 速	萃余相浓 度	萃取相 浓 度	平 均 推动力	传 质 单元数	传质单元 高度	效 率

	n	x_R	y_E	Δx_m	N_{OR}	H_{OR}	η
1							
2							
3							
4							

六、转盘萃取实验装置分析配套的仪器及药品

1. 萃取分析方法：

所需仪器：

碱式滴定管，50ml，一支；
 滴定管夹子和支架，一付；
 移液管，25ml，一支；
 三角烧杯，100ml，若干个；
 烧杯，200ml，若干个；
 分析天平，0.1mg，一台；
 烘箱，一台；
 电炉，一个；
 指示剂瓶及滴管，二套；
 量筒，50mL，一个；
 洗尔球 一个；
 胶头滴管 若干；

所需试剂：

无水乙醇： 分析纯；
 甲 醇： 分析醇；
 氢氧化钾： 分析纯；
 酚 酞： 分析纯；
 溴百里酚蓝： 分析纯；
 邻苯二甲酸氢钾：基准物；
 酚酞指示剂配制：浓度为 0.1%的 90%乙醇溶液；
 溴百里酚蓝指示剂配制：浓度为 0.1%的 20%乙醇溶液；

(1) 首先配置 0.01mol/L 的 KOH 甲醇标准溶液

称取 0.28g 的 KOH 溶于 500 ml 的甲醇中。

(2) KOH 标准溶液标定

用分析天平准确称取约 0.05g 上述邻苯二甲酸氢钾基准物，加 20ml 新煮沸过的去离子水，使之完全溶解，加 2 滴酚酞指示液，用待定的 0.01 mol/L 的 KOH 甲醇标准溶液滴定至终点（由无色变红色，即达

终点), 记录 KOH 甲醇标准溶液消耗的体积, 计算其实际浓度:

$$N_{KOH} = \frac{1000 \times W}{204.22 \times V_{KOH}(ml)} = 4.897 \times \frac{W}{V_{KOH}(ml)} (mol/L)$$

式中: N_{KOH} —KOH 标准溶液的当量浓度, mol/L;

V_{KOH} ——KOH 标准溶液消耗的体积, ml;

W ——邻苯二甲酸氢钾质量, g;

204.22——邻苯二甲酸氢钾相对分子量。

(3) 原料液、萃余液中苯甲酸浓度分析

用移液管精确吸取原料液或萃余液 25ml, 置于 100ml 三角烧杯中, 加 2 滴溴百里酚蓝指示液, 溶液应呈黄色, 用 KOH 甲醇标准溶液滴定至终点 (溶液颜色由黄色变蓝色, 即达终点), 记录 KOH 甲醇标准溶液消耗的体积数, 计算原料液或萃余液的浓度:

$$x = \frac{122.12 \times N_{KOH} \times V_{KOH}(ml)}{25 \times 1.0 \times 1000} \times 100\% (\text{质量百分率})$$

式中: x ——被测液中苯甲酸的质量百分率;

122.12——苯甲酸的相对分子量;

N_{KOH} ——KOH 标准溶液的当量浓度, mol/L;

V_{KOH} ——KOH 标准溶液滴定消耗的体积, ml;

25——被测液的体积, ml;

1.0——水的密度, g/ml。

七、思考题

1. 请分析比较萃取实验装置与吸收、精馏实验装置的异同点?
2. 说说本萃取实验装置的转盘转速是如何调节和测量的? 从实验结果分析转盘转速变化对萃取传质系数与萃取率的影响。
3. 测定原料液、萃取相、萃余相的组成可用哪些方法? 采用中和滴定法时, 标准碱为什么选用 KOH—CH₃OH 溶液, 而不选用 KOH—H₂O 溶液?

9.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质量。即

$$U = \frac{dW}{Ad\tau} = -\frac{G_c dX}{Ad\tau} \quad (10-1)$$

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。

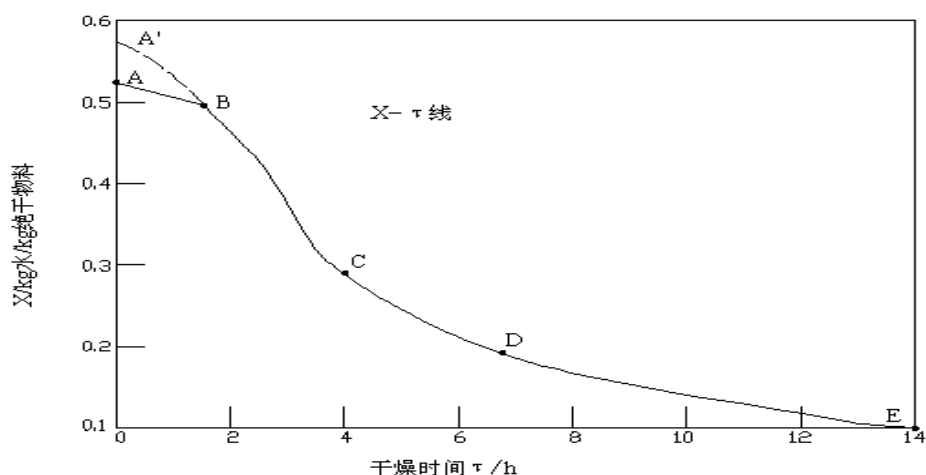


图 10-1 恒定干燥条件下的干燥曲线

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。

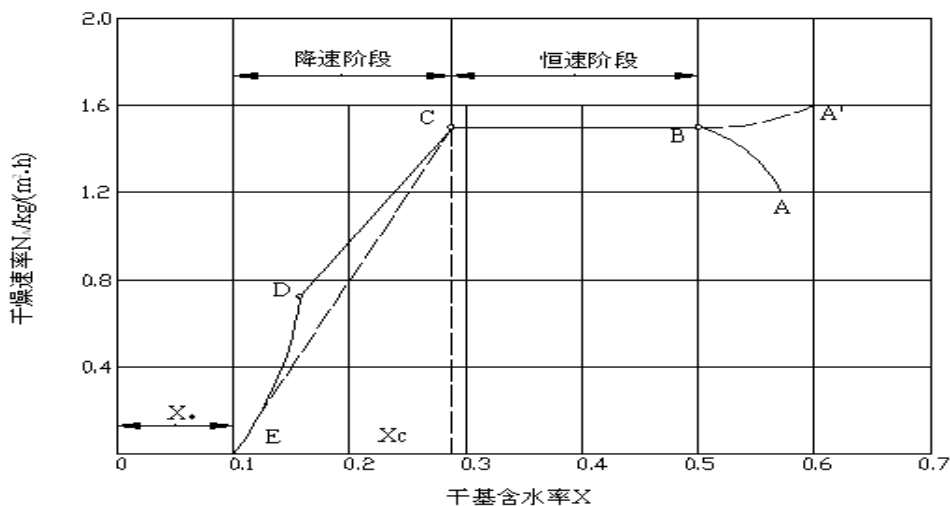


图 10-2 恒定干燥条件下的干燥速率曲线

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得多。总之，降速阶段的干燥速率取决与物料本身结构、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）。

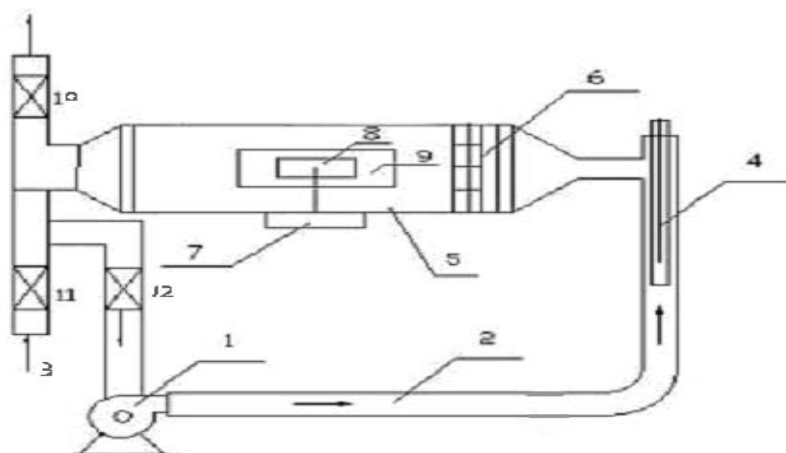


图 10-3 干燥装置流程图

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：CZ1000 型，0~1000g。 | |

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 1000 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 1000 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？

10 伯努利方程实验

一.实验目的

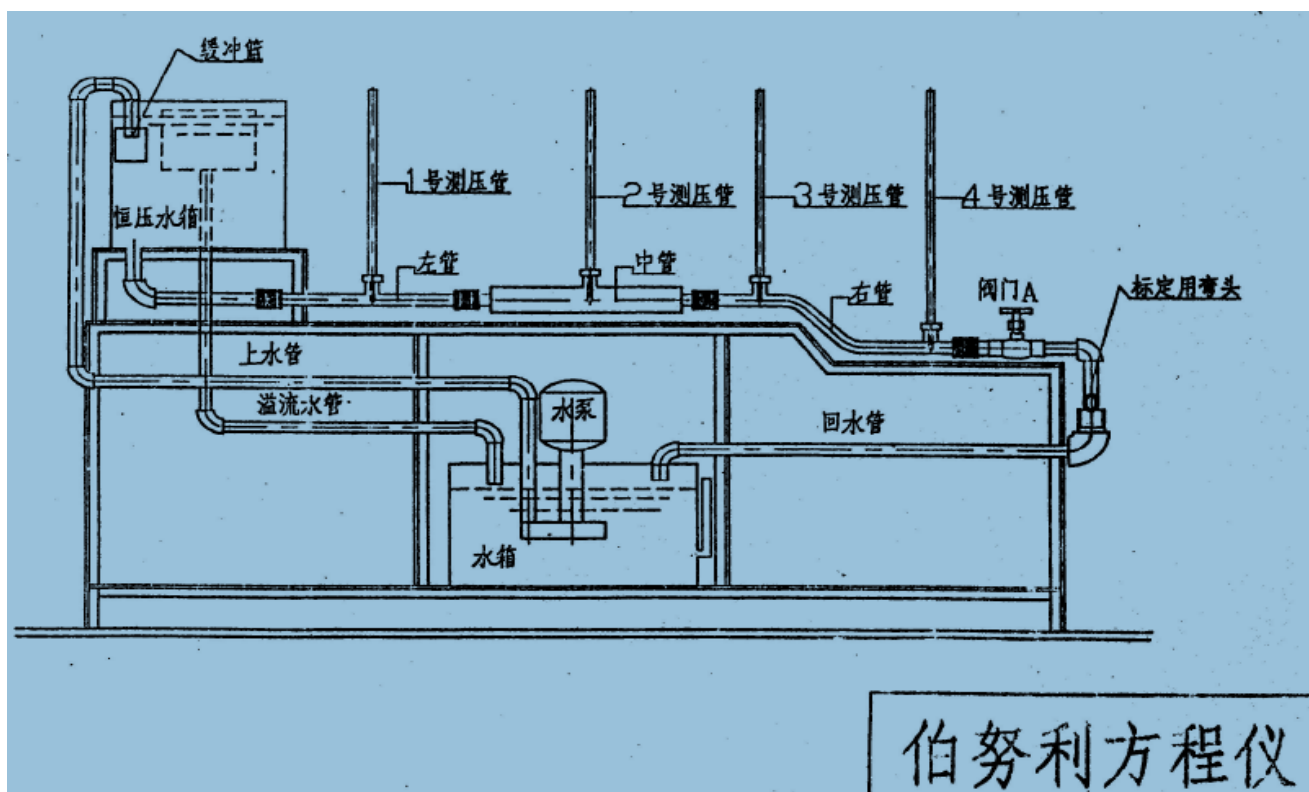
伯努利方程是水力学三大基本方程之一，反映了水流在流动时，位能、压能、动能之间的关系。

1. 了解总水头线和测压管水头线在局部阻力和沿程阻力处的变化规律；
2. 了解总水头线在不同管径段的下降坡度，即水力坡度 J 的变化规律；
3. 了解总水头线沿程下降和测压管水头线升降都有可能有的原理；
4. 用实例流量计算流速水头去核对测压板上两线的正确性；

不同管径流速水头的变化规律

二.设备简图

本实验台由高位水箱、供水箱、水泵、测压板、有机玻璃管道、铁架、量筒等部件组成，可直观地演示水流在不同管径、不同高程的管路中流动时，上述三种能量之间的复杂变化关系。



三.实验原理

过水断面的能量由位能、压能、动能三部分组成。水流在不同管径、不同高程的管路中流动时，三种能量不断地相互转化，在实验管道各断面设置测压管及测速管，即可演示出三种能量沿程变化的实际情况。

测压管中水位显示的是位能和压能之和，即伯努利方程中之前两项： $Z + \frac{p}{\rho g}$ ，测速管中水位显示的是位能、压能和动能之和。即伯努利方程中三项之和： $Z + \frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g}$ 。

将测压管中的水位连成一线，称为测压管水头线，反映势能沿程的变化；将测速管中的水位连成一线，称为总水头线，反映总能量沿程的变化，两线的距离即为流速水头 $v^2/2g$ 。

本实验台在有机玻璃实验管道的关键部位处，设置测压管及测速管，适当的调节流量就可把总水头线和测压管水头线绘制于测压板上。

注：计算所的流速水头值是采用断面平均流速求得，而实测流速水头值是根据断面最大速度得出，显然实测值大于计算值，两者相差约为 1.3 倍。

四.实验步骤

1. 开动水泵，将供水箱内之水箱至高位水箱；
2. 高位水箱开始溢流后，调节实验管道阀门，使测压管，测速管中水位和测压板上红、黄两线一致；
3. 实验过程中，始终保持微小溢流；
4. 如水位和红黄两线不符，有两种可能：一是连接橡皮管中有气泡，可不断用手挤捏橡皮管，使气泡排出；二是测速管测头上挂有杂物，可转动测头使水流将杂物冲掉。

五.报告要求

实验报告是实验后要完成的一份书面材料。实验报告的内容一般包括实验名称、班级、实验人姓名、实验时间、实验目的、实验步骤、实验数据记录及处理、结论与讨论等多项内容。实验报告一律用流体力学实验报告用纸书写。

六.讨论题

1. 什么是速度水头，位置水头，压力水头？速度水头、测压管水头和总水头什么关系？
2. 总水头线和测压管水头线在局部阻力和沿程阻力处有怎样的变化？为什么？

附图备用

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。

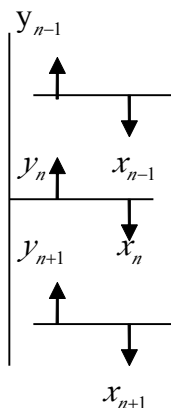


图 8—1 塔板气液流向示意

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 —塔顶馏出液的液体组成, 摩尔分数;

R —泡点回流下的回流比。

提馏段的操作线方程为:

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

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,

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

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。

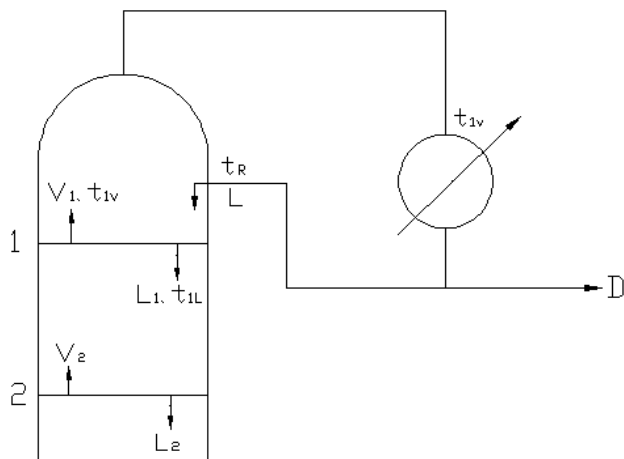


图 8—2 塔顶回流示意图

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：

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

$$R_1 = \frac{L \left[1 + \frac{c_p(t_{1L} - t_R)}{r} \right]}{D} \quad (8-13)$$

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，kJ/(kmol $^{\circ}$ 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。

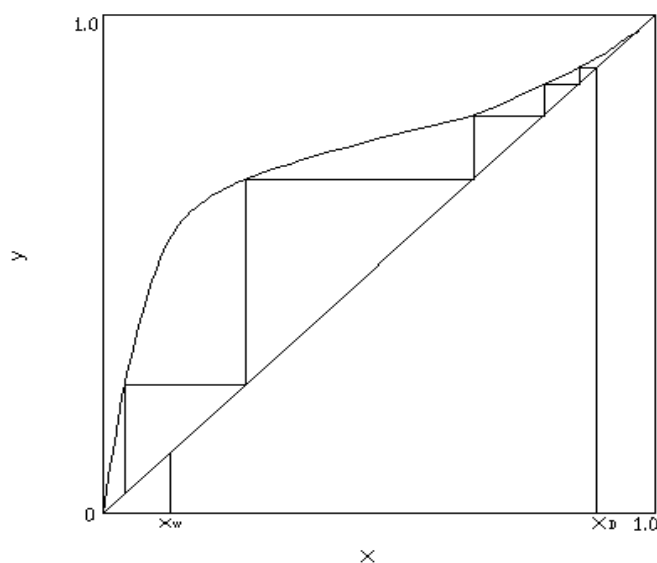
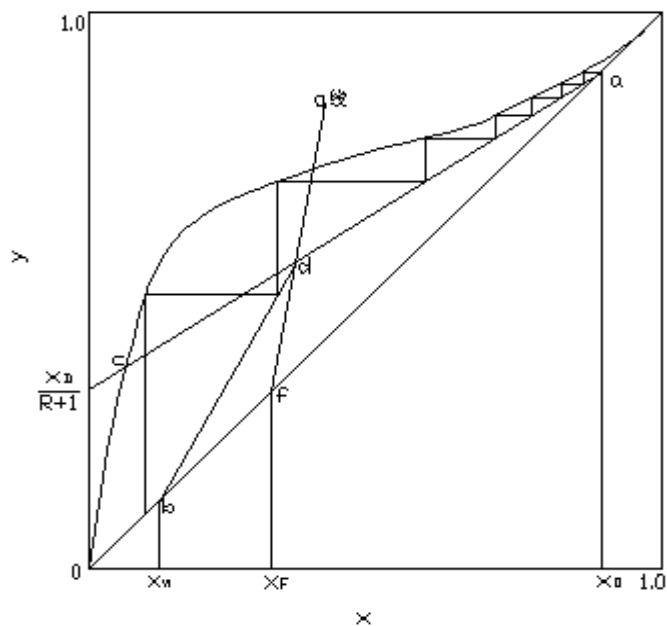


图 8-3 全回流时理论板数的确定

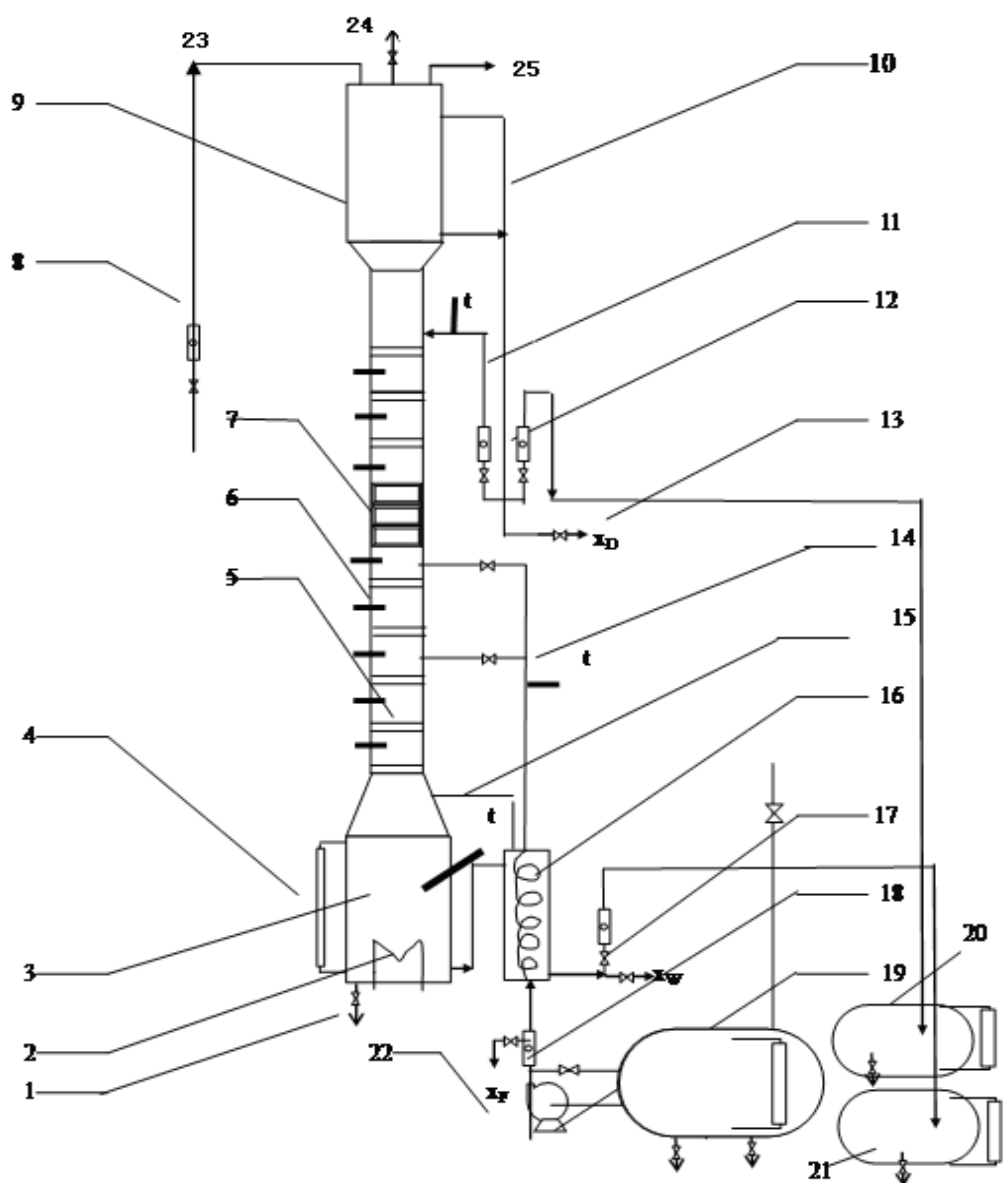
(2) 部分回流操作

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。



三.实验装置和流程



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；7—窥视节；8—冷却水流量计；9—盘管冷凝器；10—塔顶平衡管；11—回流液流量计；12—塔顶出料流量计；13—产品取样口；14—进料管路；15—塔釜平衡管；16—盘管加热器；17—塔釜出料流量计；18—进料流量计；19—进料泵；20—产品储槽；21—残液储槽；22—料液取样口；23—冷却水进口；24—惰性气体出口；25—冷却水出口

图 8-5 筛板塔精馏塔实验装置图

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，打开进料管路中的阀门，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) 关闭塔身进料管路中的阀门，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） 控制塔顶回流和出料两转子流量计，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。

附录

思考题解集（反应工程实验）

单项流动阻力测定

（1）启动离心泵前，为什么必须关闭泵的出口阀门？

答：由离心泵特性曲线知，流量为零时，轴功率最小，电动机负荷最小，不会过载烧毁线圈。

（2）作离心泵特性曲线测定时，先要把泵体灌满水以防止气缚现象发生，而阻力实验对泵灌水却无要求，为什么？

答：阻力实验水箱中的水位远高于离心泵，由于静压强较大使水泵泵体始终充满水，所以不需要灌水。

（3）流量为零时，U 形管两支管液位水平吗？为什么？

答：水平，当 $u=0$ 时 柏努利方程就变成流体静力学基本方程：

$$Z_1 + p_1 / \rho g = Z_2 + p_2 / \rho g, \text{ 当 } p_1 = p_2 \text{ 时, } Z_1 = Z_2$$

（4）怎样排除管路系统中的空气？如何检验系统内的空气已经被排除干净？

答：启动离心泵用大流量水循环把残留在系统内的空气带走。关闭出口阀后，打开 U 形管顶部的阀门，利用空气压强使 U 形管两支管水往下降，当两支管液柱水平，证明系统中空气已被排除干净。

（5）为什么本实验数据须在双对数坐标纸上标绘？

答：因为对数可以把乘、除变成加、减，用对数坐标既可以把大数变成小数，又可以把小数扩大取值范围，使坐标点更为集中清晰，作出来的图一目了然。

（6）你在本实验中掌握了哪些测试流量、压强的方法？它们各有什么特点？

答：测流量用转子流量计、测压强用 U 形管压差计，差压变送器。转子流量计，随流量的大小，转子可以上、下浮动。U 形管压差计结构简单，使用方便、经济。差压变送器，将压差转换成直流电流，直流电流由毫安表读得，再由已知的压差~电流回归式算出相应的压差，可测大流量下的压强差。

（7）读转子流量计时应注意什么？为什么？

答：读时，眼睛平视转子最大端面处的流量刻度。如果仰视或俯视，则刻度不准，流量就全有误差。

（8）两个转子能同时开启吗？为什么？

答：不能同时开启。因为大流量会把 U 形管压差计中的指示液冲走。

(9) 开启阀门要逆时针旋转、关闭阀门要顺时针旋转，为什么工厂操作会形成这种习惯？

答：顺时针旋转方便顺手，工厂遇到紧急情况时，要在最短的时间，迅速关闭阀门，久而久之就形成习惯。当然阀门制造商也满足客户的要求，阀门制做成顺关逆开。

(10) 使用直流数字电压表时应注意些什么？

答：使用前先通电预热 15 分钟，另外，调好零点（旧设备），新设备，不需要调零点。如果有波动，取平均值。

(11) 假设将本实验中的工作介质水换为理想流体，各测压点的压强有何变化？为什么？

答：压强相等，理想流体 $u=0$ ，磨擦阻力 $F=0$ ，没有能量消耗，当然不存在压强差。

$$Z_1 + P_1 / \rho g + u_1^2 / 2g = Z_2 + P_2 / \rho g + u_2^2 / 2g,$$

$$\because d_1 = d_2 \quad \therefore u_1 = u_2 \quad \text{又} \because z_1 = z_2 \text{ (水平管)} \quad \therefore P_1 = P_2$$

(12) 离心泵送液能力，为什么可以通过出口阀调节改变？往复泵的送液能力是否也可采用同样的调节方法？为什么？

答：离心泵送液能力可以通过调节出口阀开度来改变管路特性曲线，从而使工作点改变。往复泵是正往移泵流量与扬程无关。若把出口堵死，泵内压强会急剧升高，造成泵体，管路和电机的损坏。

(13) 本实验用水为工作介质做出的 $\lambda - \text{Re}$ 曲线，对其它流体能否使用？为什么？

答：能用，因为雷诺准数是一个无因次数群，它允许 d 、 u 、 ρ 、变化。

(14) 本实验是测定等径水平直管的流动阻力，若将水平管改为流体自下而上流动的垂直管，从测量两取压点间压差的倒置 U 型管读数 R 到 ΔP_f 的计算过程和公式是否与水平管完全相同？为什么？

答：过程一样，公式（通式）相同， R 值的计算结果不同。

$$\text{通式： } P_1 - P_2 = (\rho_A - \rho_B)gR + \rho_Bgz$$

$$\text{水平放置： } z=0 \quad P_1 - P_2 = (\rho_A - \rho_B)gR$$

$$\text{垂直放置： } z=L \text{ (管长)} \quad P_1 - P_2 = (\rho_A - \rho_B)gR + \rho_BgL$$

(15) 测试时为什么要取同一时刻下的瞬时数据？

答：流体流动时，由于诸种原因，各参数的值是波动的，为了减少误差，应取瞬时值、即同时读数。

(16) 作 $\lambda - \text{Re}$ 图时，依点画线用什么工具？点在线的一侧还是两侧？怎样提高做图的精确度？做图最忌讳什么？

答：用曲线板或曲线尺画曲线，直尺画直线。点应在线的两侧，以离线的距离最近为原则。最忌讳徒手描。

(17) 实验结果讨论中，应讨论什么？

答：(1) 讨论异常现象发生的原因；(2) 你做出来的结果（包括整理后的数据、画的图等）与讲义中理论值产生误差的原因。(3) 本实验应如何改进。

(18) 影响流动型态的因素有哪些？用 Re 判断流动型态的意义何在？

答：影响流动类型的因素有：内因：流动密度 ρ 、粘度 μ ；外因：管径 d 、流速 u ，即 $Re = du\rho/\mu$ 。用它判断流动类型，什么样的流体、什么样的管子，流速等均适用，这样，就把复杂问题简单化了，规律化了，易学、易用易于推广。

(19) 直管摩擦阻力的来源是什么？

答：来源于流体的粘性 $F = \mu A \Delta u / \Delta y$ 流体在流动时的内摩擦，是流体阻力的内因或依据。其外因或内部条件可表示为：内摩擦力 F 与两流体层的速度差 Δu 成正比；与两层之间的垂直距离 Δy 成反比；与两层间的接触面积 A 成正比。

(20) 影响直管阻力的因素是什么？如何影响？

答：根据 $h_f = \lambda l u^2 / 2d$ 直管助力与管长 l 、管径 d 、速度 u 、摩擦系数 λ 有关系。它与 λ 、 l 、 u^2 成正比，与 d 成反比。

离心泵特性曲线的测定

(1) 为什么启动离心泵前要向泵内注水？如果注水排气后泵仍启动不起来，你认为可能是什么原因？

答：为了防止打不上水、即气缚现象发生。如果注水排完空气后还启动不起来。①可能是泵入口处的止逆阀坏了，水从管子又漏回水箱。②电机坏了，无法正常工作。

(2) 为什么离心泵启动时要关闭出口阀门？

答：防止电机过载。因为电动机的输出功率等于泵的轴功率 N 。根据离心泵特性曲线，当 $Q=0$ 时 N 最小，电动机输出功率也最小，不易被烧坏。

(3) 离心泵特性曲线测定过程中 $Q=0$ 点不可丢，为什么？

答： $Q=0$ 点是始点，它反映了初始状态，所以不可丢。丢了，做出来的图就有缺憾。

(4) 启动离心泵时，为什么先要按下功率表分流开关绿色按钮？

答：为了保护功率表。

(5) 为什么调节离心泵的出口阀门可调节其流量？这种方法有什么优缺点？是否还有其它方法调节泵的流量？

答：调节出口阀门开度，实际上是改变管路特性曲线，改变泵的工作点，可以调节其流量。这种方法优点是方便、快捷、流量可以连续变化，缺点是阀门关小时，增大流动阻力，多消耗一部分能量、不很经济。也可以改变泵的转速、减少叶轮直径，生产上很少采用。还可

以用双泵并联操作。

(6) 正常工作的离心泵，在其进口管上设置阀门是否合理，为什么？

答：不合理，因为水从水池或水箱输送到水泵靠的是液面上的大气压与泵入口处真空度产生的压强差，将水从水箱压入泵体，由于进口管，安装阀门，无疑增大这一段管路的阻力而使流体无足够的压强差实现这一流动过程。

(7) 为什么在离心泵进口管下安装底阀？从节能观点看，底阀的装设是否有利？你认为应如何

改进？

答：底阀是单向止逆阀，水只能从水箱或水池抽到泵体，而绝不能从泵流回水箱，目的是保持泵内始终充满水，防止气缚现象发生。从节能观点看，底阀的装设肯定产生阻力而耗能。既不耗能，又能防止水倒流，这是最好不过的了。

(8) 为什么停泵时，要先关闭出口阀，再关闭进口阀？

答：使泵体中的水不被抽空，另外也起到保护泵进口处底阀的作用。

(9) 离心泵的特性曲线是否与连结的管路系统有关？

答：离心泵的特性曲线与管路无关。当离心泵安装在特定的管路系统中工作时，实际的工作压头和流量不仅与离心泵本身的性能有关，还与管路的特性有关。

(10) 为什么流量越大，入口处真空表的读数越大，而出口处压强表的读数越小？

答：流量越大，需要推动力即水池面上的大气压强与泵入口处真空度之间的压强差就越大。大气压不变，入口处强压就应该越小，而真空度越大，离心泵的轴功率 N 是一定的 $N = \text{电动机输出功率} = \text{电动机输入功率} \times \text{电动机效率}$ ，而轴功率 N 又为：
$$N = N_e / \eta = (\rho Q H) / (102 \eta)$$

当 $N = \text{恒量}$ ， Q 与 H 之间关系为： $Q \uparrow H \downarrow$ 而 $H = p / \rho g$ 而 $H \downarrow P \downarrow$ 所以流量增大，出口处压强表的读数变小。

(11) 离心泵应选择在高效率区操作，你对此如何理解？

答：离心泵在一定转速下有一最高效率点，通常称为设计点。离心泵在设计点时工作最经济，由于种种因素，离心泵往往不可能正好在最佳工况下运转，因此，一般只能规定一个工作范围，称为泵的高效率区。

(12) 离心泵的送液能力为什么可以通过出口阀的调节来改变？往复泵的送液能力是否采用同样的调节方法？为什么？

答：离心泵用出口阀门的开、关来调节流量改变管路特性曲线，调整工作点。往复泵属正位移泵，流量与扬程无关，单位时间排液量为恒定值。若把出口阀关小，或关闭，泵内压强便会急剧升高，造成泵体、管路和电机的损坏。所以往复泵不能用排出管路上的阀门来调节流量，一定采用回路调节装置。

(13) 试从理论上分析，实验用的这台泵输送密度为 $1200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 的盐水，（忽略粘度影响），在

相同量下泵的扬程是否变化？同一温度下的离心泵的安装高度是否变化？同一排量时的功

率是否变化？

答：本题是研究密度对离心泵有关性能参数的影响。由离心泵的基本方程简化式：

$H_{T\infty} = (u_2 c_2 \cos \alpha^2) / g$ 可以看出离心泵的压头，流量、效率均与液体的密度无关，但泵的轴功率随

流体密度增大而增大。即： $N = N_e / \eta = (\rho Q H) / (102 \eta)$ $\rho \uparrow N \uparrow$ 。

又因为 $H_g = (p_a - p_1) / \rho g - u_1^2 / 2g - H_{f0-1}$ $\rho \uparrow (p_a - p_1) / \rho g \downarrow$ 其它因素不变的情况下 $H_g \downarrow$ 而安装高度减小。

(14) 离心泵采用蜗牛形泵壳，叶轮上叶片弯曲方向与叶轮旋转方向相反。试定性解释以上两部

件采用此种结构的理由。

答：蜗牛形泵壳，既减少流体动能的损失，又将部分动能轴化为静压能。叶片弯曲方向与叶轮旋转方向相反，是为了减轻叶片承受液体的冲击力，以免损坏。

(15) 离心泵铭牌上标的参数是什么条件下的参数？在一定转速下测定离心泵的性能参数及特性曲线有何实际意义？为什么要在转速一定的条件下测量？

答：离心泵铭牌上标出的性能参数是指该泵运行时效率最高点的性能参数。因为 $Q_1 / Q_2 = n_1 / n_2$ ，

$H_1 / H_2 = (n_1 / n_2)^2$ ， $N_1 / N_2 = (n_1 / n_2)^3$ 根据以上比例定律，转速对 Q、H、N 均有影响。只有转速一定，离心泵性能曲线才能确定。

(16) 扬程的物理意义是什么？

答：它是指离心泵对单位重量（1N）的液体能提供的有效能量，其单位为 m。即把 1N 重的流体从基准水平面升举的高度。

(17) 泵的效率为什么达到最高值后又下降？

答：由 $N = N_e / \eta = (\rho Q H) / (102 \eta)$ 当 N 不变时 $Q \uparrow H \downarrow$ 当 Q 升高超过设计点后，Q 与 H 的乘积就会减少所以效率会下降。

(18) 离心泵特性曲线测定时，两转子流量计如何使用？为什么？

答：两转子流量计开一关一，轮流使用，因为大流量会把小转子冲击到最上面，损坏转子流量计。

(19) 启动泵前，为什么先切断排出管路测压口至压强表的通路？如何切断？

答：为保护压强表的指针，用夹子夹住通往压强表的管子。

(20) 记录实验数据时，为什么同时取瞬时值？

答：因为流量在波动，各表上读数均在波动，为减少误差，必须同时读数取瞬时值。

恒压过滤参数的测定

(1) 过滤中，为什么要让过滤介质平行于液面？

答：防止空气进入漏斗，影响真空抽滤。

(2) 空气被抽入滤液瓶会导致什么后果？

答：空气抽入滤液瓶会有许多气泡，这些气泡占据滤液瓶中一定量的体积，使滤液的计量不准。

(3) 启动前，为什么先用手旋转一下搅拌轴？

答：因为长久不用，怕搅拌轴粘连，或锈死，而损坏搅拌电机。

(4) 为什么不允许搅拌在高速档启动？

答：高速启动易损坏电机，如同骑自行车，开汽车，要逐渐提速。

(5) 如果空气从计量瓶下部漏入，如何处置？

答：放出计量瓶中的液体，在旋塞上薄薄地涂一层凡士林，旋塞插入后，轻轻旋几下，即可。

(6) 启动真空泵前，为什么先要打开放空阀 7？关闭旋塞 4 及放液阀 10？

答：打开放空阀是为了排除系统中的空气，关闭旋塞 4 及放液阀 10，防止提前抽滤，及把空气从放液阀抽入。当抽滤开始滤液瓶中有液体时，不提前关闭放液阀，液体会流光。

(7) 怎样用放空阀调节系统内的真空度？旋塞顺时针旋转，是开还是关？系统内的真空度变大还是

是变小？

答：旋塞顺时针旋转，关闭出口阀，系统内真空度变大。

(8) 要降低真空表读数时，采取什么措施？

答：打开放空阀至全开，真空表读数就可降低。

(9) 停止抽滤后，为什么要利用系统内的压强把吸附在吸滤器上的滤饼反冲到滤浆槽中？

答：吸附在吸滤器上的滤饼，用一般冲洗的方法不容易冲去，只有靠反冲才能将其冲到滤浆槽中。

(10) 停止抽滤后，可否先放出计量瓶中的滤液，然后反冲？为什么？

答：不能先放滤液，滤液放出后，系统容积增大，压强变小，反冲速度减慢。

(11) 计算时，为什么要考虑系统内的存液量？

答：系统存液量在零刻度以下，我们是从零刻度开始记时，在记时前，抽滤已经开始，当然应该考虑系统内的存液量。

(12) 为什么 q 要取平均值 \bar{q} ？作出 \bar{q} 与 $\Delta\theta/\Delta q$ 的关系线？

答：因为随着过滤进行，滤饼加厚，阻力增大，单位面积通过的滤液体积是变数，所以应该取平均值。 $q \sim \Delta\theta/\Delta q$ 的关系线，本处省略。

(13) 计算 $2/K$ 时，在直线上取点的位置与计算结果有无关系？为什么？

答：无关系。 $\Delta\theta/\Delta q = 2q/K + 2q_e/K$ 是一条直线，斜率为 $2/K$ 直线确定后，该线斜率是定值。

(14) 为什么 \bar{q} 与 $\Delta\theta/\Delta q$ 关系线画在方格纸上？而 $\Delta p \sim K$ 的关系线却标绘在双对数坐标纸上？

答：因为 $q \sim \Delta\theta/\Delta q$ 的数值与 $\Delta p \sim K$ 比较不大，所以前者可在方格纸上标绘，后者应在双对数坐标纸上标绘。

(15) 讨论实验结果，应重点分析、解决什么问题？

答：(1) 实验中不合常规的实验现象；(2) 实验结论合不合理。找出原因；(3) 产生误差的原因，找出改进的办法。

(16) 真空过滤时，过滤速度随真空度如何变化？为什么？

答：过滤速度随真空度增大而增大。因真空度越大，绝压越小而压强差越大。即过滤的推动力越大，所以过滤速度随之增加。

(17) 什么叫恒压过滤？它与真空有什么关系？

答：恒压过滤是在恒定压强差下进行的过滤。恒压过滤时，滤饼不断变厚致使阻力逐渐增加，但因推动力作 Δp 恒定，因而过滤速率逐渐变小。恒压过滤，系统真空度不变，因只有这样压强差才能恒定。

(18) 恒压过滤时，随着过滤时间的增加，过滤速率如何变化？

答：因为随着时间的推移，滤饼不断变厚致使阻力逐渐增加，因而过滤速率逐渐变小。

(19) 过滤完毕，为什么必须把吸滤器冲洗干净？

答：过滤完毕，吸滤器上的滤饼或残渣是湿的，还比较容易冲洗。如果隔一段时间，滤渣干了既堵塞了介质的孔隙，又牢牢粘附在吸滤器内，影响下次操作。

(20) 恒压过滤时，如何保证溶液的浓度不变？

答：①把抽滤瓶中的水倒回滤浆槽中。②及时补充点清水。③滤渣（滤饼）必须倒回滤浆槽中。

气~汽对流传热实验

(1) 为什么向电加热釜中加水至液位计上端红线以上？

答：避免干烧，造成加热管损坏

(2) 为什么一面向电加热釜中加水一面要观察液位计？

答：防止水量不够或水量太多溢出。

(3) 为什么向保温瓶中加入冰水混合物？

答：保证冷端补偿热电偶恒为 0 摄氏度。

(4) 为什么将数字电压表预热？

答：保证测量的准确性。

(5) 为什么待水沸腾 5 分钟后，才可调节空气流量旁路阀的开度？

答：为使系统的换热充分恒定。

(6) 为什么实验结束先关电压表，5 分钟后再关鼓风机？

答：让鼓风机输送的冷气将系统中的热量尽快带走，恢复常温。

(7) 为什么在双对数坐标系中准数关联式近似为一条直线？

答：因为只有在双对数坐标系中才能将非线性的准数关联式转化为线性关系。

(8) 什么情况下用双对数坐标系作图？

答：(1) 测量的数据范围大。(2) 在双对数坐标系中函数关系为线性关系。

(9) 气-汽换热的结果是什么？

答：冷空气变成热空气；水蒸气变为冷凝水。

(10) 为什么在套管换热器上安装有一通大气的管子？

答：为使不凝性的气体排出。

(11) 实验中使用的孔板流量计的设计原理是什么？

答：设计原理是柏努利方程。

(12) 使用孔板流量计时应注意什么？

答：不要超出测量范围。

(13) 对组成孔板流量计的 U 形管中的指示液有何要求？

答：不与被测流体反应，互溶。

(14) 所测压差与 U 形管的粗细有无关系？

答：没关系。

(15) 所测压差与 U 形管中的指示液的密度有无关系？

答：有关系。

(16) 压差与 U 形管中的指示液的高度差有无关系？

答：有关系。

(17) 旁路阀中的空气流量与传热管中的空气流量的关系是什么？

答：反比关系。

(18) 为什么每改变一次流量都要等 5-6 分钟才能读取数据？

答：为使系统的换热充分恒定。

(19) 本实验是由哪几大装置组成？

答：空气鼓风系统，热交换器，温度控制与测量系统，流量测量系统。

(20) 准数关联式 $Nu = A Re^m Pr^{0.4}$ 应用范围？

答：(1) 流体无相变，(2) 在圆形直管内流动，(3) 作强制湍流

精馏塔的操作和塔效率的测定

(1) 在求理论板数时，本实验为何用图解法，而不用逐板计算法？

答：相对挥发度未知，而两相的平衡组成已知。

(2) 求解 q 线方程时， $C_{p,m}$ ， γ_m 需用何温度？

答：需用定性温度求解，即： $\bar{t} = (t_F + t_b)/2$

(3) 在实验过程中，发生暴沸的原因是什么？如何防止溶液暴沸？如何处理？

答：① 初始加热速度过快，出现过冷液体和过热液体交汇，釜内料液受热不均匀。

② 在开始阶段要缓慢加热，直到料液沸腾，再缓慢加大加热电压。

③ 出现暴沸后，先关闭加热电压，让料液回到釜内，续满所需料液，在重新开始加热。

(4) 取样分析时，应注意什么？

答：取样时，塔顶、塔底同步进行。分析时，要先分析塔顶，后分析塔底，避免塔顶乙醇大量挥发，带来偶然误差。

(5) 写出本实验开始时的操作步骤。

答：① 预热开始后，要及时开启塔顶冷凝器的冷却水，冷却水量要足够大。

② 记下室温值，接上电源，按下装置上总电压开关，开始加热。

③ 缓慢加热，开始升温电压约为 40~50 伏，加热至釜内料液沸腾，此后每隔 5~10min 升电压 5V 左右，待每块塔板上均建立液层后，转入正常操作。当塔身出现壁流或塔顶冷凝器出现第一滴液滴时，开启塔身保温电压，开至 150 V，整个实验过程保持保温电压不变。

④ 等各块塔板上鼓泡均匀，保持加热电压不变，在全回流情况下稳定操作 20min 左右，用注射器在塔顶，塔底同时取样，分别取两到三次样，分析结果。

(6) 实验过程中，如何判断操作已经稳定，可以取样分析？

答：判断操作稳定的条件是：塔顶温度恒定。温度恒定，则塔顶组成恒定。

(7) 分析样品时，进料、塔顶、塔底的折光率由高到底如何排列？

答：折光率由高到底的顺序是：塔底，进料，塔顶。

(8) 在操作过程中，如果塔釜分析时取不到样品，是何原因？

答：可能的原因是：釜内料液高度不够，没有对取样口形成液封。

(9) 若分析塔顶馏出液时，折光率持续下降，试分析原因？

答：可能的原因是：塔顶没有产品馏出，造成全回流操作。

(10) 操作过程中，若发生淹塔现象，是什么原因？怎样处理？

(11) 实验过程中，预热速度为什么不能升高的太快？

答：釜内料液受热不均匀，发生暴沸现象。

(12) 在观察实验现象时, 为什么塔板上的液层不是同时建立?

答: 精馏时, 塔内的蒸汽从塔底上升, 下层塔板有上升蒸汽但无暇将液体; 塔顶出现回流液体, 从塔顶下降, 塔顶先建立液层, 随下降液体通过各层塔板, 板上液层逐渐建立。

(13) 如果操作过程中, 进料浓度发生改变, 其它操作条件不变, 塔顶、塔底产品的浓度如何改变?

答: 塔顶 x_D 下降, x_W 上升

(14) 如果加大回流比, 其它操作条件不变, 塔顶、塔底产品的浓度如何改变?

答: 塔顶 x_D 上升, x_W 下降。

(15) 如果操作时, 直接开始部分回流, 会有何后果?

答: 塔顶产品不合格。

(16) 为什么取样分析时, 塔顶、塔底要同步进行?

答: 打开进料转子流量计, 开启回流比控制器, 塔顶出料, 打开塔底自动溢流口, 塔底出料。

(17) 如果在实验过程中, 实验室里有较浓的乙醇气味, 试分析原因?

答: 原因可能是: 塔顶冷凝器的冷却量不够, 塔顶上升的乙醇蒸汽没有被完全冷却下来, 散失于空气中。

(18) 在实验过程中, 何时能观察到漏液现象?

答: 在各层塔板尚未建立稳定的液层之前, 可观察到漏液现象。

(19) 在操作过程中, 若进料量突然增大, 塔釜、塔顶组成如何变化?

答: 塔顶 x_D 下降, x_W 上升。

(20) 用折光仪分析时, 塔顶、塔底、进料应先分析哪一个? 为什么?

答: 先分析塔顶, 后分析塔底, 避免塔顶乙醇大量挥发, 带来偶然误差。

填料吸收塔流体力学特性实验

(1) 流体通过干填料压降与湿填料压降有什么异同?

答: 当气体自下而上通过填料时产生的压降主要用来克服流经填料层的形状阻力。当填料层上有液体喷淋时,

填料层内的部分空隙为液体所充满, 减少了气流通道截面, 在相同的条件下, 随液体喷淋量的增加, 填料层所持有的液量亦增加, 气流通道随液量的增加而减少, 通过填料层的压降将随之增加。

(2) 填料塔的液泛和哪些因素有关?

答: 填料塔的液泛和填料的形状、大小以及气液两相的流量、性质等因素有关。

(3) 填料塔的气液两相的流动特点是什么?

答: 填料塔操作时。气体由下而上呈连续相通过填料层孔隙, 液体则沿填料表面流下, 形成相际接触界面并进行传质。

(4) 填料的作用是什么?

答: 填料的作用是给通过的气液两相提供足够大的接触面积, 保证两相充分接触。

(5) 从传质推动力和传质阻力两方面分析吸收剂流量和吸收剂温度对吸收过程的影响?

答: 改变吸收剂用量是对吸收过程进行调节的最常用的方法, 当气体流率 G 不变时, 增加吸收剂流率, 吸收速率 N_A 增加, 溶质吸收量增加, 则出口气体的组成 y_2 减小, 回收率增大。当液相阻力较小时, 增加液体的流量, 传质总系数变化较小或基本不变, 溶质吸收量的增加主

要是由于传质平均推动力 Δy_m 的增大引起, 此时吸收过程的调节主要靠传质推动力的变化。

当液相阻力较大时, 增加液体的流量, 传质系数大幅度增加, 而平均推动力可能减小, 但总的结果使传质速率增大, 溶质吸收量增加。对于液膜控制的吸收过程, 降低操作温度, 吸收过程的阻力 $1/K_y a \doteq m/k_y a$ 将随之减小, 结果使吸收效果变好, y_2 降低, 而平均推动力 Δy_m 或许会减小。

对于气膜控制的过程, 降低操作温度, 过程阻力 $1/K_y a \doteq m/k_y a$ 不变, 但平均推动力增大, 吸收效果同样将变好

(6) 从实验数据分析水吸收氨气是气膜控制还是液膜控制、还是兼而有之?

答: 水吸收氨气是气膜控制。

(7) 填料吸收塔塔底为什么要有液封装置?

答: 液封的目的是保证塔内的操作压强。

(8) 在实验过程中, 什么情况下认为是积液现象, 能观察到何现象?

答: 当气相流量增大, 使下降液体在塔内累积, 液面高度持续上升, 称之为积液。

(9) 取样分析塔底吸收液浓度时, 应该注意的事项是什么?

答: 取样时, 注意瓶口要密封, 避免由于氨的挥发带来的误差。

(10) 为什么在进行数据处理时, 要校正流量计的读数 (氨和空气转子流量计)?

答: 流量计的刻度是以 20°C , 1 atm 的空气为标准来标定。只要介质不是 20°C , 1 atm 的空气, 都需要校正流量。

(11) 如果改变吸收剂的入口温度, 操作线和平衡线将如何变化?

答: 平衡常数 m 增大, 平衡线的斜率增大, 向上移动; 操作线不变。

(12) 实验过程中, 是如何测定塔顶废气中氨的浓度?

答: 利用吸收瓶。在吸收瓶中装入一定量低浓度的硫酸, 尾气通过吸收瓶时, 其中的氨气和硫酸发生中和反应, 收集反应所需的尾气量即可。

(13) 在实验的过程中, 是否可以随时滴定分析塔底吸收液的浓度? 为什么?

答: 可以。在操作温度和压力一定的条件下, 到达平衡时, 吸收液浓度和操作时间无关。

(14) 如果从同一个取样瓶中, 取样分析三组平行样, 误差很大, 试分析原因?

答: 原因在于取样瓶取样后, 没有及时密封, 瓶内的氨气由于挥发而降低了浓度。

(15) 控制和调节吸收效果由哪些主要因素, 试作简单分析?

答: 吸收塔的气体进口条件是唯一确定的, 控制和调节吸收操作结果的是吸收剂的进口条件: 流

率 L 、温度 t_2 、浓度 x_2 。改变吸收剂用量是对吸收过程进行调节的最常用的方法, 当气体

流率 G 不变时, 增加吸收剂流率, 吸收速率 N_A 增加, 溶质吸收量增加, 则出口气体的组成

y_2 减小, 回收率增大。对于液膜控制的吸收过程, 降低操作温度, 吸收过程的阻力

$1/K_y a \doteq m/k_y a$ 将随之减小, 结果使吸收效果变好, y_2 降低, 而平均推动力 Δy_m 或许会减小。

对于气膜控制的过程, 降低操作温度, 过程阻力 $1/K_y a \doteq 1/k_y a$ 不变, 但平均推动力增大, 吸

收效果同样将变好。总之, 吸收级温度的降低, 改变了平衡常数, 对过程阻力和过程推动

力都产生影响。吸收剂进口浓度 x_2 是控制和调节吸收效果的又一主要因素。吸收剂进口浓

度 x_2 降低, 液相进口处的推动力增大, 全塔平均推动力也将随之增大而有利于吸收过程回

收率的增加。

(16) 试说明精馏和吸收的相同点和不同点？

答：不同点：精馏利用组分挥发度的不同进行分离，操作时塔内必须有回流；吸收是利用组分溶解度的不同进行分离。相同点：都属于相际传质。

(17) 若操作过程中，氨气的进口浓度增大，而流量不变，尾气含量和吸收液浓度如何改变？

答：尾气中氨的含量增加，吸收液中氨的含量增加。

(18) 吸收瓶中的尾气循环量以多少为宜？

答：尾气通过吸收瓶的量以瓶内硫酸刚好循环为最佳。

(19) 如何确定液泛点气速？

答：在一定的喷淋液体之下，当气速低于载点时，液体沿填料表面流动很少受逆向气流的牵制，持液量（单位体积填料所持有的液体体积）基本不变。当气速达载点时，液体向下流动受逆向气流的牵制开始明显气来，持液量随气速增加而增加，气流通道截面随之减少。所以，自载点开始，压降随空塔气速有较大增加，压降—气速曲线的斜率加大。当气速继续增加，气流通过填料层的压降迅速上升，并且压降有强烈波动，表示塔内已经发生液泛，这些点称为液泛点。

(20) 实际操作选择气相流量的依据是什么？

答：通过实验测定塔内液泛点所需的最大流量，实际操作时气体的流量选择在接近液泛点。在此点，气体速度增加，液膜湍动促进传质，两相交互作用剧烈，传质效果最佳。

固体流态化的流动特性实验 ——空气—硅胶颗粒系统

(1) 什么是固体流态化？流态化技术用于工业有什么优点？

答：固体流态化：使颗粒状物料与流动的气体或液体相接触，并在后者的作用下呈现某种类似于流体的状态，这就是固体流态化。

优点：(1) 操作易于实现连续化、自动化；

(2) 床层温度均匀，便于调节和维持所需的温度；

(3) 颗粒之间传热、传质速率高，且流化床与传热壁面间有较高的传热速率。

(2) 流化床的主要特性是什么？

答：流化床中的气固运动状态很象沸腾着的液体，并且在许多方面表现出类似于流体的性质。

(3) 流化床的主要特性用于传热有何优点？

答：床层温度均匀，便于调节和维持所需的温度；颗粒之间传热速率高，且流化床与传热壁面间有较高的传热速率。

(4) 什么是散式流化床？

答：固体颗粒均匀地分散在流化介质中。通常两相密度差小的系统趋向于散式流化。

(5) 什么是聚式流化床？

答：超过流化所需最小气量的那部分气体以气泡形式通过颗粒层，上升至床层上界面时即行破裂。所以上界面是以某种频率上、下波动的不稳定界面，床层压降也随之作相应的波动。密度差较大的系统趋向于聚式流化。

(6) 散式流化床和聚式流化床有何区别？

答：散式流化床中固体颗粒均匀地分散在流化介质中，整个床层均匀；聚式流化床中上界面是以某种频率上、下波动的不稳定界面，床层压降也随之作相应的波动。

(7) 试图示流态化现象的几个阶段，说明临界流态化特点，并在图中标出临界流态化速度。

答：临界流态化特点：当流速增至临界点时，床层中颗粒开始松动，床层略有膨胀，但颗粒仍不能自由运动。

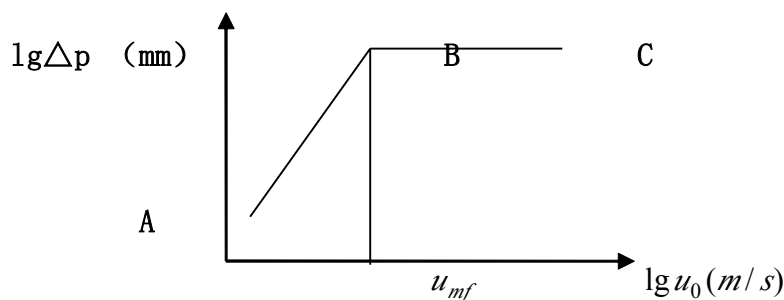


图 1 $\Delta p \sim u$ 关系图

(8) 理想流化床可分为哪两个阶段？

答：固定床阶段和流化床阶段

(9) 固定床阶段特点？

答：当流体速度较低时，流体是穿过静止颗粒之间的空隙而流动，此时，随流速增加，床层压降也增加。

(10) 流化床阶段特点？

答：流速升高，刚好全部颗粒悬浮在向上流动的流体中作随机运动，此时颗粒与流体之间的摩擦力恰与其净重力相平衡。此时，随流速增加，床层压降基本不变，但床层高度逐渐升高。

(11) 什么是腾涌现象？

答：如果床层高度与直径之比值过大，或气速过高时，大气泡直径长大到与床径相等时。则将床层分为几段，形成相互间隔的气泡与颗粒层。颗粒层象活塞那样被气泡向上推动，在达到上部后气泡破裂。而颗粒则分散下落，这种现象称为腾涌现象。

(12) 什么是沟流现象？

答：沟流现象是指气体通过床层时形成短路，大量气体没有能与固体粒子很好接触即穿过沟道上升。

(13) 流化床的不正常现象有哪些？

答：腾涌现象和沟流现象

(14) 流化床中分布板的作用有哪些？

答：分布板的作用除了支承固体颗粒、防止漏料以及使气体得到均匀分布外，还有分散气流，使气流在分散板上方产生较小的气泡的作用。

(15) 实验中注意事项是什么？

答：实验过程中要注意：空气放空阀切勿关闭，以防烧坏电机；调节流量时要注意压差计中液柱变化情况，严防压差计中指示液冲入设备。

板式塔流体流动性能的测定（筛板塔）

(1) 试说明筛板塔的特点？

答：结构简单，造价低廉，气体压降小，板上液面落差也小，操作弹性小，筛孔小时易堵塞。

(2) 塔板上的总压降由几部分组成？

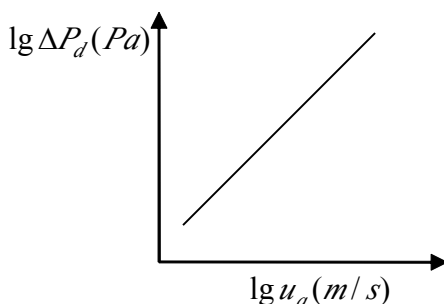
答：塔板本身的干板阻力（即板上各部件所造成的局部阻力）、板上充气液层的静压强和液体的表面张力。

(3) 什么是错流塔板？

答：液体横向流过塔板，而气体垂直穿过液层，但对整个塔来说，两相基本上成逆流流动。

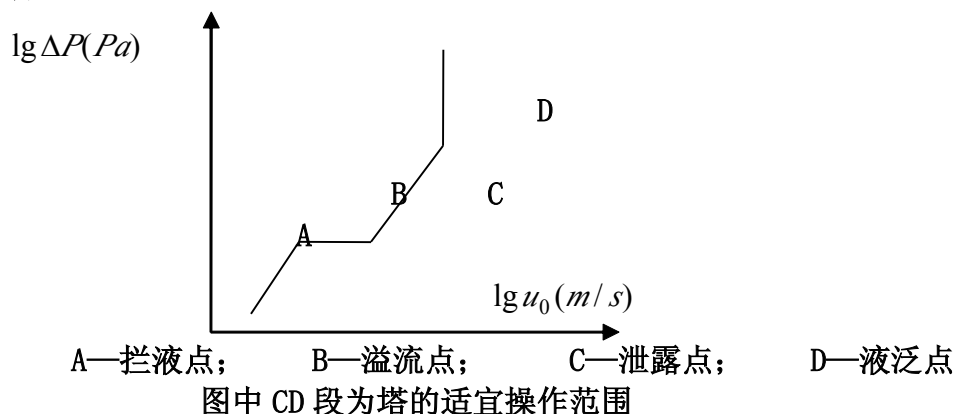
(4) 试图示干板实验中干板压降和筛孔气速的关系？

答:



- (5) 板式塔实验中, 在固定喷淋密度下, 试图示塔板压降和空塔气速关系, 标出转折点, 并说明适宜操作范围。

答:



- (6) 塔板压降过大, 对吸收和精馏操作各有什么影响?

答: 对于吸收操作, 送气压强高; 对于精馏操作, 则釜压要高, 特别对真空精馏, 便失去了真空操作的特点。

- (7) 塔板上形成稳定液层后, 塔板上气液两相的接触和混合状态有几种?

答: 鼓泡接触状态: 当气速较小时, 气体以鼓泡形式通过液层, 两相在气泡表面进行传质; 泡沫接触状态: 随气速增加, 液面上形成泡沫层, 两相在液膜表面进行传质; 喷射接触状态: 当气速进一步增加, 液体以不断更新的液滴形态分散在气相中, 两相在液滴表面进行传质。

- (8) 试说明板式塔功能?

答: (1) 每块塔板上的气液两相必须保持充分接触, 为传质过程提供足够大的、不断更新的传质表面, 减少传质阻力;

(2) 在塔内应尽量使气液两相呈逆流流动, 以提供最大的传质推动力。

- (9) 在板式塔实验中, 试说明从溢流点到泄露点气速和压降的关系?

答: 当液体由溢流堰溢出时, 称为溢流点, 这时仍有部分液体从筛孔中泄露下去, 自该点后, 随气速增加, 液体的泄露量不断减少, 而塔板压降却变化不大。直到气速继续增大到某一值时, 液体基本上停止泄露, 则称该转折点为泄露点。

- (10) 什么是液泛现象? 液泛现象发生后有什么特点?

答: 液泛就是液体进塔量大于出塔量, 其结果是塔内不断积液, 直至塔内充满液体, 破坏塔的正常操作, 工程上也称为淹塔; 液泛发生后, 塔板压降会随气速迅速增大。

- (11) 什么是雾沫夹带? 雾沫夹带对传质有什么影响?

答: 上升气流穿过塔板液层时, 将板上液体带入上层塔板的现象称为雾沫夹带; 雾沫生成可增大气液两相的传质面积, 但过量的雾沫夹带造成液相在塔板间的返混, 进而导致塔板效率下降。

- (12) 试述影响雾沫夹带的因素?

答：空塔气速增高，雾沫夹带量增大；塔板间距增大，可使雾沫夹带量减少。

(13) 什么是漏液现象？漏液现象对传质有什么影响？

答：当上升气体流速减小，气体通过升气孔道的动压不足以阻止板上液体经孔道下流时，会出现漏液现象；漏液现象影响气液在塔板上的充分接触，使塔板效率下降，严重的漏液会使塔板不能积液而无法操作。

(14) 造成漏液现象的原因有哪些？

答：气速太小或板面上的落差所引起的气流分布不均，在塔板入口的厚液层往往出现漏液，所以常在塔板入口处流出一条不开口的安全区。

(15) 什么是液面落差？液面落差对传质有什么影响？

答：当液体横向流过塔板时，为克服板面的摩擦阻力和板上部件的局部阻力，需要一定的液位差，则在板面上形成液面落差；液层厚度的不均匀性将引起气流的不均匀分布，从而造成漏液，使塔板效率严重降低。

(16) 造成液面落差的原因有哪些？

答：塔板结构；当塔径或液体流量很大时，也会造成较大的液面落差。

(17) 影响板式塔操作状况和分离效果的主要因素有哪些

答：物料性质、塔板结构及气液负荷

(18) 什么是总板效率？它有什么特点？

答：总板效率又称全塔效率，是指达到指定分离效果所需的理论板层数与实际板层数的比值，它简单地反映了整个塔内的平均传质效果。

(19) 什么是单板效率？它有什么特点？

答：单板效率又称为默弗里效率，是指气相或液相经过一层塔板前后的实际组成变化与经过该层塔板前后的理论组成变化的比值。可直接反映该层塔板的传质效果。

(20) 什么是点效率？它和单板效率有何关系？

答：点效率是指板上各点的局部效率。当板上液体完全混合时，点效率与板效率具有相同数值。

流化床干燥实验讲义

(1) 物料去湿的方法有哪些？本实验所用哪种方法？

答：方法有机械去湿，吸附去湿，供热去湿。本实验所用方法供热去湿中的对流干燥。

(2) 对流干燥过程的特点是什么？

答：当温度较高的气体与湿物料直接接触时，气固两相间所发生的是热质同时传递的过程。

(3) 空气的湿度是如何定义的

答：空气湿度的定义为每千克绝干空气所带有的水汽量，单位是kg水/kg绝干气。

(4) 相对湿度是如何定义的？

答：空气中的水汽分压与一定总压及一定温度下空气中水汽分压可能达到的最大值之比定义为相对湿度。

(5) 湿球温度是指什么温度？跟什么有关？

答：湿球温度是大量空气与少量水长期接触后水面的温度，它是空气湿度和干球温度的函数。

(6) 湿空气的比容如何定义的？计算式是什么？

答：湿空气的比容是指1kg干气及其所带的Hkg水所占的总体积。

$$v_H = (2.83 \times 10^{-3} + 4.56 \times 10^{-3} H) (t + 273)$$

(7) 结合水与非结合水如何定义的？两者的基本区别是什么？

答：借化学力或物理力与固体相结合的水统称为结合水；非结合水是指机械地附着与固体表面或颗粒堆积层中的大空隙中未与固体结合的那部分水。两者的基本区别是其表现的平衡蒸汽压不同。

- (8) 本实验中物料的含水量 w 是用何仪器测得的？如何使用该仪器？
 答：本实验中物料的含水量 w 是用水分快速测定仪来测定的。
- (9) 常用工业干燥器有哪几种？本实验所用哪种类型的干燥器？
 答：常用工业干燥器有厢式干燥器、喷雾干燥器、气流干燥器、流化干燥器、转筒干燥器等。
 本实验所用是流化干燥器。
- (10) 本实验中所用的被干燥物料是什么？有什么特点？
 答：变色硅胶。有颜色遇水由蓝变白的特点且耐热性比较好，有好的吸水性。
- (11) 实验中风机旁路阀应如何？放空阀又应如何
 答：实验中风机旁路阀一定不能全关、放空阀实验前后应全开，实验中应全关。
- (12) 实验操作中升压要注意什么？
 答：升压一定要缓慢升压，以免损坏装置
- (13) 干燥器中的剩余物料用什么方法取出？
 答：用漩涡泵吸气方法取出干燥器内剩料、称量。
- (14) 直流电机电压不能超过多少伏？
 答：12 伏。
- (15) 实验操作中进料后注意维持哪三不变？
 答：维持进口温度不变，保温电压不变，气体流量计读数不变。
- (16) 干燥器外壁带电实验操作中要注意什么？
 答：不要用手或身体的其他部位触及干燥器外壁，严防触电。
- (17) 干燥过程的经济性主要取决于什么？
 答：鼓泡罩。
- (18) 热效率是如何定义的？分析本次实验结果中的热效率。
 答：取决于热量的有效利用程度即热效率。
- (19) 为了使上升的热空气分布均匀在干燥器进气口出安有什么？
 答：干燥过程蒸发所消耗的热量与向干燥器提供的热量之比。
- (20) 流化干燥器为何能强化干燥？
 答：湿基含水量 w ，干基含水量 X 。 $X=w/(1-w)$

反应工程实验

实验 1 连续搅拌釜式反应器

液体停留时间分布及其流动模型的测定

- (1) 何谓返混？
 答：返混是指不同的停留时间的微团之间的混合。
- (2) 返混的起因是什么？
 答：器内反应流体的流动状态、混合状态以及器内的传热性能等。
- (3) 限制返混的措施有那些？
 答：器内反应流体的流动状态和混合状态的复杂性，反应流体在反应器内浓度、温度和速度的分布造成返混。
- (4) 测定停留时间分布的方法有那些？
 答：脉冲法、阶跃法、周期示踪法和随机输入示踪法
- (5) 本实验采用哪种方法？
 答：脉冲示踪法。
- (6) 何谓示踪剂？
 答：平推流和理想混合流。
- (7) 对于示踪剂有什么要求？

答：反应器出口的反应物料的各质点具有不同的停留时间。

(8) 本实验采用什么示踪剂？

答：饱和 KCL 溶液。

(9) 为什么说返混与停留时间分布不是一一对应的？

答：器内物料的返混会导致各种不同的停留时间分布而有停留时间分布的反应器，器内未必一定有返混存在。

(10) 为什么可以通过测定停留时间分布来研究返混？

答：在定常态下的连续流动系统中，相对于某瞬间的流入反应器的流体，在反应器出口流体的质点中在器内停留了 Δt 的流体的质点所占的分率。

(11) 模型参数与实验中反应釜的个数有何不同？

答：多级全混流模型。

(12) 模型参数与实验中反应釜的个数为什么不同？

答：不同。模型参数 N 的数值可检验理想流动反应器和度量非理想流动反应器的返混程度。当实验测得模型参数 N 值与实际反应釜的釜数相近时，则该反应器达到了理想的全混流模型。若实际反应器的流动状况偏离了理想流动模型，则可用多级全混流模型来模拟其返混情况，用其模型参数 N 值来定量表征返混程度。

(13) 如何保证各釜有效容积相等？

答：要保持水的流量和釜内液面高度稳定。

(14) 本次实验用什么来测电导率？如何清理？

答：铂黑电极。用丙酮清洗。

(15) 实验过程中如何保持操作条件的恒定和测定仪器的稳定？

答：每次实验前，需检查校正电导率仪指针的零点和满量程；保持电极插头洁净，用最好用丙酮擦拭干净；防止电极上气泡的形成，一旦有气泡必须及时清除（放水控干）。

(16) 使用搅拌器时要注意什么？

答：搅拌器的起动和调速必须缓慢操作，切忌动作过猛，以防损坏设备。

(17) 讨论一下如何限制或加大返混程度？

答：

(18) 若测三釜反应器停留时间分布如何注入示踪剂？

答：测三釜反应器停留时间分布示踪剂从第 1 釜注入。

(19) 若测单釜反应器停留时间分布如何注入示踪剂？

答：测单釜反应器停留时间分布示踪剂从第 3 釜注入。

(20) 实验中为什么要保证各釜有效容积要相等？

答：为 1。

实验 2 填充管式反应器液体 停留时间分布及其流动模型参数的测定

(1) 何谓返混？

答：返混是指不同的停留时间的微团之间的混合。

(2) 返混的起因是什么？

答：器内反应流体的流动状态、混合状态以及器内的传热性能等。

(3) 限制返混的措施有那些？

答：器内反应流体的流动状态和混合状态的复杂性，反应流体在反应器内浓度、温度和速度的分布造成返混。

(4) 测定停留时间分布的方法有那些？

答：脉冲法、阶跃法、周期示踪法和随机输入示踪法。

(5) 本实验采用哪种方法？

答：脉冲示踪法。

(6) 何谓示踪剂？

答：平推流和理想混合流。

(7) 对于示踪剂有什么要求？

答：反应器出口的反应物料的各质点具有不同的停留时间。

(8) 本实验采用什么示踪剂？

答：饱和 KCL 溶液。

(9) 为什么说返混与停留时间分布不是一一对应的？

答：器内物料的返混会导致各种不同的停留时间分布而有停留时间分布的反应器，器内未必一定有返混存在。

(10) 为什么可以通过测定停留时间分布来研究返混

答：在定常态下的连续流动系统中，相对于某瞬间的流入反应器的流体，在反应器出口流体的质点中在器内停留了 Δt 的流体的质点所占的分率。

(11) 常用的流动模型有哪些？

答：零。

(12) 本次实验所采用是何种模型？

答：分散活塞流模型

(13) 模型参数的物理意义是什么？

答：停留时间分布的数学期望、方差。

(14) 本次实验中所用的是什模型参数，其定义式是什么？

答：不同。模型参数 N 的数值可检验理想流动反应器和度量非理想流动反应器的返混程度。当实验测得模型参数 N 值与实际反应器的釜数相近时，则该反应器达到了理想的全混流模型。若实际反应器的流动状况偏离了理想流动模型，则可用多级全混流模型来模拟其返混情况，用其模型参数 N 值来定量表征返混程度。

(15) 如何调节填料上方的水垫层高度？调至多高？

答： Pe 即为一维轴向分散模型的模型参数。 $uL/D_L = Pe$

(16) 实验过程中为什么一定要控制水流量，水垫层高度和测试仪器的稳定？

答：保证基准电压不飘移。

(17) 填充的固体颗粒层要填充均匀是为了避免出现什么？

答：避免出现“死区”或“短路”。

(18) 在注入示踪剂时要注意什么？

答：示踪剂注入量要适量，注射时动作要快速，同时又要保证示踪剂全部注入水垫层内，防止飞溅。

(19) 比较本实验与连续搅拌釜式反应器液体停留时间分布及其流动模型的测定实验有何不同？

答：采用的流动模型不同。

(20) 从实验数据整理结果中，可做出那些判断和结论？

答：反应器内液层高度由 U 形管高度控制，并由器顶放空阀进行微调。固体颗粒填充至示踪剂注入口的下沿，而液面调至以淹没示踪剂注入口为度，一般以高出填料层约 15mm 左右为宜。