

吸收塔内装金属丝网填料,解吸塔内装陶瓷环填料

2:参数计算:

空塔速率: $u = \frac{V}{Q}$; V 为塔内气体体积流量(气体转子流量计校正): $Q_s = Q_N \sqrt{\frac{P_0 T_0}{P T}}$ (Q_s

实际流量; Q_N 流量计读数; $P_0 = 1\text{bar}$; $T_0 = 293\text{K}$; P_5 ; T_5 实际绝压与绝对温度);

填料层压降 ΔP :直接由 U 型管压计读取;

吸收速率: $G_{CO2} = V(Y_1 - Y_2) = L(X_1 - X_2)$ G_{CO2} : kmol/h.L 吸收剂水流量

kmol/h. Y_1 ; Y_2 : 进塔气液组成($X_2=0$); Y_2 ; X_1 : 出塔气液组成(比摩尔分率);

进出塔气相湿度:采用 CO2 在线检测仪器测定(VOL%)

相平衡常数 m :亨利定律(低浓气体) $X^* = \frac{P}{m}$ $m = \frac{P}{X^*}$ 亨利常数 E:P 塔内压力

$P_{\text{塔内压力}} = \text{塔底表压} - 0.5 \times \Delta P + P_0 = 0.5 \times \Delta P + P_0 + P_{\text{塔顶}}$

液相对数平均浓度差: $\Delta X_m = \frac{\Delta X_1 - \Delta X_2}{\ln \frac{\Delta X_1}{\Delta X_2}} = \frac{(\Delta Y_1 - X_1) - (\Delta Y_2 - X_2)}{\ln \frac{(\Delta Y_1 - X_1)}{(\Delta Y_2 - X_2)}}$ X_1^2 ; Y_1 ; Y_2 液相平衡浓度

体积吸收系数: $K_{La} = \frac{L}{Z \cdot Q} \times \frac{X_1 - X_2}{\Delta x_m}$ L 摩尔流率:kmol/h; Z 填料层高度:m; Q 塔截面积

3:实验步骤和方法:

- 1) 在水喷淋密度为零的情况下,启动风机,由小到大调节空气流量(需合理分配流量),记录不同空气流量下的实验数据,同理解吸塔;
- 2) 开启水泵,调节水调节阀,水进入填料吸收塔喷淋时,将水流量调至设定值,由小到大调节空气流量(需预先合理分配流量),记录不同空气流量下的实验数据,同时观察塔内现象(液泛),获得在该水流量的液泛气速(液泛点);
- 3) 解吸塔同理,(填料塔流体力学实验-测定 ΔP -u)
 - 1) 开启喷淋密度及解吸塔的水调节阀,将水喷淋密度调至设定值;
 - 2) 启动吸收塔及解吸塔的风机,调节流量使空气转子流量计示数稳定在设定值;
 - 3) 调节 CO2 转子流量计的流量,使其读数稳定在设定值,注意,塔釜要保持有一定的液位,防止气体从塔底流出;
 - 4) 在操作稳定后(确保空气、CO2 气和水流的稳定),记录各流量计、温度计、压力计、U 形差压计的读数及气相浓度分析值;
 - 5) 改变操作条件,重复步骤 4;
 - 6) 实验完毕,首先关闭 CO2 转子流量计,再关闭空气和水转子流量计,再关闭风机电源开关,清理实验仪器。(吸收解吸实验-测定体积吸收系数)

4:实验思考题

Q1.测定体积吸收系数和 $\Delta P \sim u$ 有什么实际意义?

答:测定体积吸收系数和 $\Delta P \sim u$ 对实际生产有重要意义,他们都是吸收塔的重要参数,测定体积吸收系数可以用来计算对吸收塔器的传质单元数,进而求得塔高和吸收塔的吸收能力等参数,具有实际应用意义.测得 $\Delta P \sim u$ 之后可以估算改吸收塔的液泛气速,从而得到载点的气速,确定合适的进气流量.

Q2.实验时,如何确定水、空气和 CO2 的流量?

答:实验中使用转子流量计测定三者流量,再根据各流体物性(温度、压力等),标定物的物性(温度、压力等)进行修正,计算式为其中为气体流量计读数,PO、TO 为标定气体的标定状况,Ps、Ts 为被测气体的绝对压强,绝对温度,此外由于水的性质变化不大,因此不需要修正.

5:实验结果表达式

将实验数据整理计算得到 $\Delta P \sim u$ 数据表,由数据表作图 $\Delta P \sim u$,得出液泛点

6:实验误差分析

(1)本实验的 $\Delta P \sim u$ 曲线拟合不够准确,可能原因是:

- ①前后压差计读数难以稳定,读数时只能读平均值,误差较大
- ②仪器本身存在误差
- ③.温度计读数较慢,我们没有等到示数稳定就读数,导致读数误差较大
- ④流量示数很不稳定,转子流量计转子不断上下浮动导致读数困难,或是在实验过程中实际流量与设定的流量发生偏差,导致读数不准确
- ⑤实验读取的数据数量不够,导致由实验数据做出的曲线并不能准确反映 $\Delta P \sim u$ 的变化,即不能排除偶然性误差;
- ⑥实验过程中用平均压力代替了实际的塔内压力分布,这与实际情况有所偏离,可能会带来误差.

(2)实验时对泛点的判断存在一定的误差,可能原因是:

- ①泛点时气速较大,转子难以稳定,上下浮动范围较大,读数只能估计均值,误差较大
- ②可能调节流速的速度太快,可能在空气流量在 18~19m3/h 左右时,已经产生液泛,但是调节流速过快,尽管填料塔下部分的液面不断缓慢上升,但是我们没有等到液面稳定下来,即不能判断是否该点发生了液泛,就将流量调低,这会导致在流量到一定大小时,液泛现象是否快速就显示出来,我们可能就会判断后面的点才是液泛点,这就会导致实验的测量值比实际值稍微偏小.
- ③在 $Q=18.5\text{m}^3/\text{h} \sim 22\text{m}^3/\text{h}$ 这一范围的液泛点数据,并不能做出一条光滑的曲线,在做曲线时是将最后两点 $18.5\text{m}^3/\text{h}$ 与 $22\text{m}^3/\text{h}$ 的数据直接相连,故不能准确反映实际发生液泛的点不是在这段数据中,因此有必要在这段数据中多做几组数据.

④本实验通过肉眼观察来判断是否达到液泛点,观测不准确,会导致液泛点的实验结果存在误差

7:其他

1)本实验吸收的是具有微溶于水 CO2,根据双膜模型,实验中主要阻力为气相阻力与液相阻力的综合考量,微溶气体 HA 很大, m 很大膜控制,鼓泡塔更好;难溶气体 B 组里集中分布在液相中;可溶性气体 HA 很小, m 很小,气膜阻力控制,喷雾塔更好.

当液相流速增大时,流体润湿程度增大,有利于传质,所以可以推得,上述实验结果显示为,与理论结果相符合.

当气相流速增大时,流体润湿程度增大,有利于传质,所以可以推得,上述实验结果显示为,这与理论结果并不符合,可能存在的原因有:

- ①实验操作中出现了失误等问题;实验测量数据存在误差(如塔高的测量就存在误差)
- ②也有可能是理论的问题,尽管本次吸收过程中 CO2 是微溶于水,气相阻力与液相阻力应该被综合考量,但是可能液相阻力的影响还是占据主导地位.

当 CO2 气体浓度增大时,传质推动力增大,有利于传质,所以可以推得,上述实验结果显示为,与理论结果相符合.

对比增大液流速率与增大气相浓度,实验可得结论,由此也可以说明该过程的吸收主要是液膜控制,增大液相速率对于吸收的影响大于增大气相浓度的影响.

2)因为影响传质的因素有许多,关于气体吸收的双膜传质模型至今仍有较大的缺陷,对于实验数据的处理方式并不是那么准确.

双膜模型是将液界面当作稳定的,只有在气液相对速度较小时成立,且要满足停滞膜很薄,穿过界面层的传质阻力可以忽略的条件,在实验过程中并不能严格满足这些条件.

3)实验原理部分内容:

气体通过干燥填料层时(喷淋密度 $L=0$),其压力降 ΔP 与空塔气速 u 如图中直线所示.此直线斜率约为 1.8,与气体以端流方式通过管道时 ΔP 与 u 的关系相仿.如图中可知,当气速在 u 点以上时,在一定喷淋密度下,由于持液量增加而使空塔率减小,使得填料层的压降随之增加,又由于此时气体对液膜的流动无明显影响,在一定空塔速率下,持液量不随气速变化,故其 $\Delta P \sim u$ 关系与干燥填料符合.

在一定喷淋密度下,气速增大至一定程度时,随气速增大,液膜增厚,即出现“拦液状态”的(如图 L 点以上),此时气体通过填料层的流动阻力剧增;若气速继续加大,液相中的液体从填料表面从填料表面扩展到整个填料层空间,谓之“液泛状态”(如图中 F 点以上),此时气态的流动阻力急剧增加,图中 F 点即为泛点,与相对应的气速称为泛点气速.在液泛状态下的塔顶的操作最不稳定,通常实际操作气速取泛点气速的 60%~80%.

4)工业应用:除去气体中的有害成分,使气体净化(大致可分为两类):

①清除后续加工时不允许存在的杂质,使原料气净化,如例中脱除合成氨原料气中的 CO2 和 H2S;

②除去工业放空尾气中的有害物质以免污染环境.如燃煤锅炉烟气;将气体混合物中的有用组分回收或直接用于制取产品,用洗油从煤气中回收粗苯;

5.吸收操作选择:溶解度大,选择型号,挥发能力、粘度低、溶质在溶剂中的溶解度对应度变化敏感;腐蚀性小,以减少对设备的腐蚀损坏;黏度低,有利于传质和输送;比热容小,使再生的耗热量小;发泡性低,以实现塔内良好的气、液接触和塔顶的气、液分离;化学稳定性好,以免使用过程中发生变质;价廉、易得、无毒、不易燃燃等经济和安全性

6.一般加压和降温可以提高气体的溶解度,故加压和降温对吸收操作有利;反之,升温 and 减压则有利于脱吸过程

7.双膜模型(停滞膜模型):气、液两相间存在着稳定的界面层;界面两侧分别存在着一个很薄的停滞膜—气膜和液膜,溶质以分子扩散的方式通过膜;膜外是湍流区,其传质阻力可以忽略不计;一般情况下穿过界面层的传质阻力可以忽略,而气、液达到了相平衡

8.气体吸收步骤:气相与界面间传质,界面上溶质组分溶解,界面与液相间的对流传质

9.决定传质总阻力大小的因素:相平衡常数 m

10.受气相传质阻力控制的吸收操作如增加气流量(速率),可降低气相阻力而有效地加快吸收过程

11.提高吸收率的方法:增加填料层高度(吸收剂用量不变,操作费变化不大;在原塔上增高,施工难度加大;工程造价较高);增加吸收剂用量(吸收剂用量增加,操作费增加;易于实施);增加吸收塔压力(压力升高,操作费增加;便于实施)

12.板式塔主要特点为:气、液两相的接触是在塔板上进行的,故组成沿着塔高呈阶跃式而不是连续式的变化.

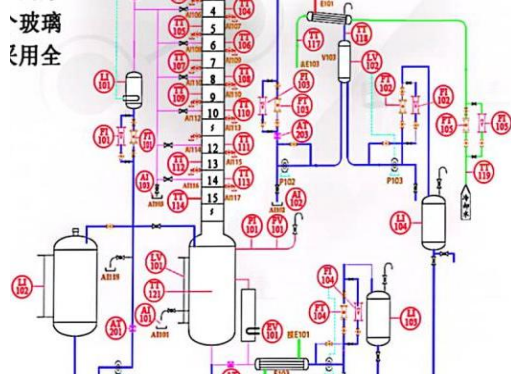
13.解吸工业上常用减压(闪蒸)并不需要另外消耗能量,释放出的溶质气体也可以达到较高的温度,但原来的吸收必须在加压下进行).升温、气(汽)提等方法使溶剂再生气提(通入惰性气体:这样需要消耗能量,且被惰性气体所带走的溶剂蒸气温会增加.此外,解吸后的溶剂也要经冷却后才能再送往吸收塔)

汽提(通入直接水蒸气:水蒸气既作为惰性气体,又作为加热介质缺点是能耗高,若溶质溶于水,则需应用精馏法分离)

14.吸收过程的热效应:对于气相分传质系数 kG 和液相分传质系数的影响各不相同,因此对吸收速率的影响很复杂.一般地,温度升高,气相分传质系数 kG 下降,所以对于气膜控制的吸收系统,宜在尽可能低的温度下进行操作,但由于温度升高增大了组分在液相中的扩散系数,降低了液体的黏度,因而液相分传质系数增大.一般地,温度对液相分传质系数的影响要比对气相分传质系数的影响大.,温度上升还增大了溶剂的蒸汽压及汽化量,溶剂损失最增加.

精馏实验

1:实验装置示意图:



2:参数计算:

精馏段操作线方程: $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$

实际回流比: $y = \frac{x - x_w}{q - 1} - \frac{q - 1}{q} = \frac{C_m (t_b - t_f)}{t_m} [D \text{ 塔顶温度 } t_R \text{ 回流温度 } t_f]$

q 线方程: $q = \frac{x - x_w}{q - 1} - \frac{q - 1}{q} = \frac{C_m (t_b - t_f)}{t_m}$ iS 进料泡点温度 tF 进料温度 CP 进料液在平均温度 (iS+xF)/2 下的比热, rF 进料组成下的汽化潜热.

全塔效率: $E_T = \frac{N_{tr}}{N_p}$ N_p 部分回流理论塔板数; N_p 实际塔板数

3:基本原理

精馏是利用液体混合物中各组分挥发度的不同进行分离的单元操作.精馏过程中,塔釜上升的蒸汽与从塔顶下降的液体逐板接触进行传热和传质,下降液经过多次部分汽化,重组分含量逐渐增加,上升蒸汽经多次部分冷凝,轻组分含量逐渐增加,从而使混合物达到一定程度的分离.板式精馏塔是实现此过程的一种设备,其中的塔板为气液两相的接触提供了场所.

4:实验步骤和方法

准备阶段:(1)配置乙醇质量分数为 10~20% 的乙醇-水溶液 30 升左右加入原料罐 V101 中,直至液面高度在液位计 L1102 高度的 1/2 处左右.

(2)开启仪表盘电源,查看仪器板上各仪表数字显示是否处于正常,在触摸屏界面上用右手点击“精馏实验”程序,进入计算机程序控制界面.

全上开原料泵 P101 的旁路阀,回流泵 P102 的旁路阀,采出泵 P103 旁路阀、塔顶产品罐 V104 气相放空阀、塔底残液罐 V102 气相放空阀全部关闭.

(4)向精馏塔 T101 的再沸器罐满,首先打开塔釜再沸器的气相放空阀,在控制软件启动进料齿轮泵 P101,缓慢打开再沸器进料阀门向塔内再沸器加料,同时关闭原料泵

序号	编号	设备名称	序号	编号	设备名称
1	V101	原料罐	11	P101~104	齿轮泵
2	V102	塔底残液罐	12	TT101~120	温度传感器
3	V103	回流罐	13	EV101	电压变送器
4	V104	塔顶产品罐	14	LV101~102	液位传感器
5	E101	冷凝器	15	PV101	压力传感器
6	E102	预热预热器	16	AI101~119	分析(取样)口
7	E103	塔底冷却器	17	LI101~104	液位计
8	T101	精馏塔			
9	PI101	压力泵			
10	FI101~105	流量计			

的旁路阀,加快进料速度.当塔釜再沸器液位计 LV102 的液位显示高度达预定设时,为保护操作,先打开旁路阀,再停止进料泵.关闭再沸器进料阀门和放空阀.

全回流操作:(1)打开塔顶冷凝器 E101 冷却水进口阀,调节流量计 FI105 至适宜流量 200~300L/h.

(2)对再沸器内液体进行加热,在控制软件上启动再沸器加热键.在触摸屏流程图中找到精馏塔釜.在其右侧用专用笔点击 EV101,输入加热功率 30kw.

(3)当回流罐 V103 有积液液后,为防止液满,调节再沸器加热电压进行全回流.

(4)当回流罐有一定的积液高度后,启动回流泵 P102,通过调节阀流量计 FI102 转至至适宜高度,使回流罐 V103 液位 LV101 基本保持稳定.

(5)观察再沸器加热电压、回流罐液位、回流量、塔内压力、各温度分布情况等,待塔操作稳定后,记录相关数据,并读取塔底和塔顶样品组成在线检测数据.

(6)塔底塔顶样品取,可在塔釜再沸器左侧取料口 AI101 处取塔底样品,在取料口 AI102 取塔顶样品,用密度计分析样品组成,对比近红外在线检测的结果.

部分回流操作:(1)首先确定进料位置,开启相应塔板的进料阀,启动进料泵 P101,通过调节 P101 的旁路阀和流量计 FI101 调节阀,达到实验期望的进料量(极大流量不应超过流量计量程).

(2)保持塔釜再沸器加热功率稳定,通过调节阀 FI102 至适宜的回流量.

(3)启动塔顶产品采泵 P4003,通过调节阀 P1003 的旁路阀和流量计 FI103 的调节阀,调节至适宜的塔顶产品采流量,并保持回流罐 V103 的液位基本稳定.

(4)打开塔釜再沸器出料阀,调节塔底残液流量计 FI104 流量读数至适宜高度,保持再沸器液位 LV102 基本稳定.

(5)连续精馏操作至稳定时,记录加料量及塔内温度、塔压、塔内压、回流量、塔顶产品采流量和塔釜残液采流量等相关数据,并读取塔顶和塔釜样品的组成等有关数据.

(6)连续精馏操作稳定后,在塔釜再沸器左侧取料口 AI101 处取塔底样品,在取料口 AI402 取塔顶样品,分析塔底和塔顶样品的组成,对比近红外在线检测的结果.

实验结束工作:(1)关闭进料泵电源及相应管线上阀门.

(2)关闭再沸器加热电源.

(3)关闭采出泵电源.

(4)待回流罐有蒸汽冷凝液出现时,关闭回流泵电源,关闭冷却水,在仪表盘面上关闭实验装置总电源.

(5)各阀门恢复初始开车前的状态.

(6)将使用过的仪器放回原处,产品、测试样品倒回原料罐中,打扫实验室卫生,将实验室水电切断后,方能离开实验室.

5:实验思考题

1.影响精馏操作稳定的因素有哪些?维持塔稳定操作应注意哪些操作岗位?如何判断塔的操作已经达到稳定?

答:精馏的稳定操作从物料守恒与热量守恒的角度出发思考,影响精馏操作稳定的因素有:进料状态(如进料量、进料组成、进料热状况)、回流比、塔顶采出量、塔底采出量、回流水的温度和流量、塔釜的加热功率、冷却水流量等.

为了维持塔操作的稳定,需要在操作中不断调节保证上述的影响因素基本保持不变.若有需要可以通过改变 L 与 D 的大小来改变回流比,维持塔底产品流量保持不变,判断操作是否达到稳定的依据是各塔板温度的稳定,尤其是灵敏板的温度,以及保证累积罐液面稳定.

2.在全回流条件下,改变加热功率对塔的分离效果有何影响?

答:在全回流状态下,塔操作具有一定的弹性范围,稍微改变加热功率对于塔的分离效果基本没有影响,当加热功率过大时,就会出现液泛现象,降低塔釜的产品浓度和塔顶产品浓度,从而导致分离效率下降,当加热功率过小时,可能会出现漏液现象,则塔釜产品浓度和塔顶产品浓度都会上升,从而也会导致分离效率下降.

3.塔顶回流对塔内回流流量有何影响?如何校正?

答:塔顶回流对塔内会造成实际回流比和泡点回流比的差异,原因是应为过冷液在回流时将会与上升蒸汽发生传热使之冷凝,因而实际下降液体 L 大于回流量,通过测定过冷液体的温度和泡点温度,可以用公式进行校正 $L = L_0 [1 + \frac{C_{p0}(p - p_b)}{T_0}]$

4.用转子流量计来测定乙醇水溶液流量,计算时应怎样校正?

答:转子流量计的标定是在 1 个标准大气压 P_0 或 20℃ 的水或空气来进行的,当流量计内流体性质改变,应进行校正.如下式 $Q = Q_N \sqrt{\frac{P_0 \rho_0}{P (\rho - \rho_0)}}$ 式中, Q -实际流量, Q_N -转子流量计读数, ρ_0 ——20℃ 时水的密度,可取 1000 kg/m3, ρ ——转子的密度 kg/m3.

5:实验误差分析

在本次实验中部分回流全塔效率远小于全回流的全塔效率

但是在本次实验中,单纯改变是否回流这个条件,这对于精馏塔的全塔效率的改变并没有实际意义的相关性分析,并且在本次实验中,由于温度、浓度仍存在变化,因此各项数据的测定的可信度不高,因此比较二者的全塔效率的意义并不大,下面将从本次实验的操作过程中分析本次实验的实验误差

- 1.数据处理时,有很多数据时通过查图、查表获得,查表是有用内插法确定其中数值,产生一定误差,且不同来源的数据也具有不同的可靠性.
- 2.在进行理论塔板求解时,采用的是图算法,作图法存在一定的误差.
- 3.二元理论精馏的简化计算前提为理论板假定和恒摩尔流假定,而实际上这两个假定并不严格成立,所以计算的结果会有一定误差,但对于主要参数的影响不是很大.
- 4.由于本次实验中,实验装置存在一定缺陷,在做部分回流实验中,调整馏出液的体积流速时,阀门等地都存在一定的阻力,导致每次调整一段时间,后显示屏上显示的馏出液体流速就会与调整值有较大的偏差,甚至会接近于 0,这就需要我们不断调整一方面能保持累积罐中的液位不低于警戒线,另一方面能让馏出液体流速存在示数,这种调整就会导致精馏塔内各段塔板的温度不断变化,导致最后并到为达完全稳定.
- 5.数据处理时的修约可能会导致计算结果存在误差,从而最终造成累积误差.
- 6.仪器读数存在一定的误差,如温度存在误差,使得后续求汽化潜热、比热容等物性时造成误差,从而影响到后续的精馏数据、q 线的求取.
- 7.尽管 XF、XD、XW 的数据采用实测数据,但温度测量数存在误差,温度测量和浮力法测量时不同步,浮力法测量时未把砝码擦干,在标准曲线上读数时存在误差等都会影响到 XF、XD、XW 的准确性.
- 8.装置的数据读取多采用电热偶温度计等装置,由之前做过的流体力学实验中可以知道,电热偶温度计测量的温度与实际温度也有一定的差异,这对于物性判断、温度变化曲线的绘制都存在一定的影响

7:其他

1.由于无法看到到精馏塔内部状况,若进料量与馏出量和残液量相差过大,则会造成淹塔及液泛;但也要注意可能由于液沫夹带程度过高造成假液泛,具体还是需要观察釜液位和灵敏板温度的稳定性.

2.实验所用仪器的显示数据尤其是测量的浓度数据有明显的错误,因此在分析的时候应该对于数据有一定合理的判断,从而保证之后的实验结果的有效性.

3.全回流 R 趋近于无穷大,它对设计性问题有意义,从理论课的内容可知,由于没有产品输出,全回流不具备生产意义,但是由于它操作稳定,分离能力强,常在精馏塔的开工工、调试、实验室研究默里板级使用.

4.精馏塔内的压力会直接影响到气液平衡关系,一般它根据物质的性质及分离要求来确定,物系和操作压力一定时,相平衡关系一定,若此时各物料输出塔高度已知,物料的状况也知,则精馏段和提馏段方程也知道,从而沿塔的逐板组成的也就得知,然后就可以确定理论板数.

5.回流比对精馏塔有着重要的意义,尽管本次实验中并未涉及改变回流比的实验,一般情况下精馏的影响因素复杂且繁多,并且各项数据之间有关联的关系,因此最有效的调整精馏塔分离能力的方式就是改变回流比.

6.通过作图法得出的理论板数是包含再沸器的,所以塔内所需要的理论板数要减去 1.在简单蒸馏过程中,随着轻组分不断地被蒸出,釜釜釜釜内的轻组分含量将逐渐降低,釜内温度不断升高,因此,简单蒸馏过程是一个不稳定的操作过程.

8.平衡蒸馏又称闪蒸,汽化需要的热量来自于液体温度下降所放出的显热,平衡蒸馏前液体的温度越高,所释放的气相量就越多.

9:精馏过程的简化:理论板假定与恒摩尔流假定

10.q<1 过热气体进料进料温度高于露点,q<1 过冷液体进料进料温度低于泡点

11.随着 R 的增大,冷凝器和再沸器的热负荷相应增大,所以操作费也随之增大.当 R=∞ 时,理论板数 N=∞,所以相应的设备费为无穷大;当 R 稍增大时, N 即急剧减少,设备费也快速降低;而当 R 增大到一定程度后, R 对 N 的影响已不再显著,此时塔径、冷凝器、再沸器的增大又占主导,所以设备费又增加.

12.液相相对挥发度: $E_{MV} = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$ 气相相对挥发度: $E_{mV} = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$

单板效率可通过实验测定,其数值一般小于 1,通常 E_{MV} 和 E_{mV} 并不相等,针对不同的塔板,由于物性、操作条件的不同,各板的单板效率也不一样.

(假设塔板上,气、液两相均为全混流态时得到的,事实上对于一些大型的工业塔板,塔板上的液相和气相均存在浓度分布,各点效率也不相同)

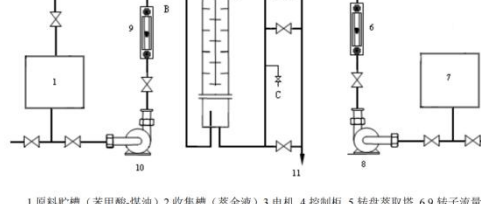
13.影响塔板效率的因素:物性参数,反映的是物性的影响,如气、液两相的密度、组成、黏度、表面张力、相对挥发度和扩散系数等;结构参数,反映的是塔板结构的影响,如塔板型式、板间距、板上开孔和排列情况等,操作参数,反映的是操作条件的影响,如气、液相的流速、流动模式、原料温度和压力等.

14.精馏过程节能:减小回流比,原料预加热,塔内换热器,采用多效精馏采用热偶精馏 15.灵敏板:温度的变化比塔顶温度的变化要容易得多,或者说这此塔板对操作条件的改变更敏感,若能通过适当的检测手段随时判断灵敏板温度的变化趋势,并及时采取有效的控制措施将其温度控制在适宜的范围,将大大提高生产的稳定性和可靠性.

萃取实验

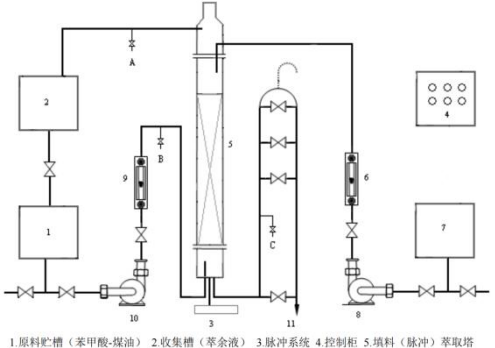
1:实验装置示意图

转盘萃取实验流程图



1.原料贮槽(苯甲酸-煤油) 2.收集槽(萃余液) 3.电机 4.控制柜 5.转盘萃取塔 6.9 转子流量计 7.萃取剂贮槽 8.10.输送泵 11.排液槽(萃余液) 12.转速测定仪 ABC 取料口

名称	符号	流量单位	组成符号
原料液	F	kg/s	X _F 或 x _F
萃余液	R	kg/s	X _R 或 x _R
萃取剂	S	kg/s	Y _S 或 y _S
萃余相	E	kg/s	Y _E 或 y _E



1.原料槽(苯-煤油) 2.收集槽(萃余液) 3.脉冲泵 4.控制柜 5.填料(脉冲)萃取塔 6.9.转子流量计 7.萃取剂贮罐(水) 8.10.输送泵 11.排液管(萃取液)管 ABC 取料口

6.9.转子流量计 7.萃取剂贮罐(水) 8.10.输送泵 11.排液管(萃取液)管 ABC 取料口

2.参数计算:

物料衡算:
$$\frac{Y_E - Y_S}{X_E - X_R} = \frac{Y - Y_S}{X - X_R}$$

平均传质推动力:
$$\Delta Y_m = \frac{M \Delta Y (X_E - X_R)}{M \Delta Y + X_E - X_R}$$

传质动力学方程:
$$M = K_Y A \Delta Y_m$$

传质单元数:
$$N_{OY} = \frac{Y_E - Y_S}{\Delta Y_m}$$

传质单元高度:
$$H_{OY} = \frac{K_Y \Delta Y_m}{G_Y}$$

传质系数:
$$K_Y = \frac{G_Y}{A \Delta Y_m}$$

溶剂B的质量流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

溶剂B的流量:
$$L = (1 - X_P) \cdot V_F \rho_F (1 - X_P) = V_N \rho_F \rho_F (1 - X_P)$$

脂肪酸不仅会导致碱碱定的用量增加。同时对于苯甲酸的拉曼光谱分析也会造成一定影响,即产生或者在一定浓度的杂质导致原料液的浓度测量值增大。但实际上其浓度并未发生改变或者改变程度较小。

7.其他

1) 萃取剂的选择既要考虑到萃取分离效果,也要考虑到萃取剂的回收较为容易和经济。所以一般要求,萃取剂的选择性系数要大,形成的萃取相萃余相要易于分层。

S和B有较大的密度差,二者的界面张力适中,界面张力过大,分层的液滴不易凝聚;界面张力过小,不易形成细小的液滴,对两相间的传质不利。还要求S对其他组分对挥发度大且不形成恒沸物,便于蒸馏回收再利用。

2) 在实验范围内,虽然提高萃取效率,但根据流体力学分析可得,流速越快,液体流动阻力越大,两相流速的提高就越困难。最后导致增加能耗。因此,在考虑使用提高传质速率化质时,要控制好萃取塔在操作条件下不会发生液泛。

3.萃取适用情况:溶质的浓度很小而溶剂又易挥发组分时,直接用蒸馏的方法能耗很大。这时可以先萃取,使溶质A富集于萃取剂S中,然后对萃取剂进行蒸馏,如以乙酸乙酯为萃取剂从咖啡因A溶液中萃取咖啡因,用磷酸三丁酯萃取废水中少量乙酸乙酯或沸点相近组分的分离。此时普通蒸馏方法不适用,如经精馏提需分组的组分不耐热,蒸馏时易分解、聚合或发生其他变化,如从发酵液中提取青霉素时采用乙酸乙酯为萃取剂进行萃取。反萃取是指与萃取剂相反的反萃取过程。利用反萃取可使溶质得以循环利用。

4.脉冲萃取塔:其工作原理是在塔底部设置脉冲发生器,迫使塔内液体产生附加的脉冲运动;脉冲发生器的工作方式有带脉动转向的脉动型、往复式脉动型和压缩气脉动型等;脉冲发生器在推送液体的时段,塔内液体向上流动,在回抽液体的时段则向下流动。由此,筛板塔内的液体反复流经筛孔,使分散相的液滴细化,并产生强烈的翻动。填料塔内则由液滴与填料表面的碰撞,液滴不断经历“破碎和聚并”,粒径变小且界面更新加快。研究表明,脉冲的作用可显著强化传质过程。脉冲萃取塔的重要特点是脉冲频率和塔内液体的振幅,两者可乘积强化传质过程。其值大,分散的液滴小、翻动强,传质效果好,但脉冲强度过大会使塔内液体的纵向返混加剧,导致传质恶化。脉冲填料塔则是相反,高界面张力的物料,填料的空隙率较大,有利于高通量和填料的适应性。

5.转鼓萃取塔:对于两液相界面张力较大的物料,为改善两相的传质状况,需要从外界输入机械能量来增大传质面积和传质系数。转鼓萃取塔为其中之一。塔内内壁上设置一组等间距的固定刮刀,在中心轴上对应设置一组水平搅拌器,当中心轴转动时,刮刀切等作用的一面,一方面使液体产生旋涡运动,另一方面使分散相液滴变形、破裂更严重,有效地增大传质面积和提高传质系数。转鼓萃取塔的效率与转鼓转速、转鼓直径及环境隔板间距等有关。

干燥实验

1.实验装置示意图:

W1-重量传感器; T1-湿球温度计; T2-干球温度计; T3-空气进口温度计; F1-孔板流量计。

2.参数计算:

干基含水量:
$$X = \frac{G - G_c}{G_c}$$

湿物料, G_c 绝干物料量, 将物料在 τ 时刻的含水量 X 与时间 τ 做图, 得到干燥曲线 $X \sim \tau$

干燥速率:
$$U = \frac{dw}{d\tau} = \frac{G_c(X_0 - X)}{S(\tau - \tau_0)}$$

画出物料干燥曲线后, 求取干燥曲线上各点 X 的斜率, 计算出干燥速率 U , 可绘出干燥速率曲线。

恒速干燥阶段对流传热系数:
$$\alpha = \frac{U_{恒速} \rho_{空气} t_{w-1}}{t_w - t_{w-1}}$$

经验式:
$$\alpha = 0.0204 (L)^{0.8}$$
 进行比较, 其中 L 为空气的实际体积流量:
$$\alpha = \frac{U_{恒速} \rho_{空气} t_{w-1}}{t_w - t_{w-1}}$$

空气的质量流量:
$$L' = \frac{V_{空气} \rho_{空气}}{3600}$$

C_0 流量系数 0.65

3.基本原理

当湿物料与干燥介质接触时, 物料表面的水分开始汽化, 并向周围介质传递, 根据介质传递特点, 干燥过程可分为两个阶段。

第一阶段为恒速干燥阶段(非结合水分), 此时干燥速率由物料表面水分的气化速率所控制, 故此阶段称为表面气控制阶段。这个阶段中, 干燥介质传给物料的热量全部用于水的气化, 物料表面温度维持恒定(等于空气湿球温度), 物料表面的水汽分压也维持恒定, 干燥速率恒定不变, 故称为恒速阶段, 影响恒速阶段干燥速率的外部条件是指干燥介质的状态(H 或 t) 及其流动状态。干燥介质与物料的接触方式。

第二阶段为降速干燥阶段, 当物料干燥其水分达到临界湿含量后, 便进入降速干燥阶段。此时物料中所含水分较少, 水分自物料内部向表面传递的速率低于物料表面水分的气化速率, 干燥速率由水分在物料内部的传递速率所控制, 称为内部迁移控制阶段。随着物料湿含量逐渐减少, 物料内部水分的迁移速率逐渐降低, 干燥速率不断下降, 故称为降速干燥阶段。当物料干燥过程进入降速阶段时, 由于表面没有充足的水分形成连续水膜, 干燥开始由内部深入, 物料升干在其内部形成温度梯度, 使热量从外部传入内部, 水分则从物料内部向表面迁移, 内部的水汽分压逐渐升高, 干燥速率的降低。

恒速阶段干燥速率和临界含水量的影响因素主要有: 固体物料的种类和性质、固体物料层的厚度或颗粒大小、空气的温度和流速以及空气与固体物料间的相对运动方式等。但恒速阶段干燥速率和临界含水量是干燥过程研究和干燥器设计的重要数据。

4.实验步骤和方法

1) 将干燥物料(饲料)放入干燥器中, 将干燥器温度计纱布的烧杯装满水。

2) 调节干球温度(风门)打开的位置后启动风机。

3) 通过风门调节干球温度(风门)到指定流量后, 开启加热电源。在智能仪表中设定干燥温度, 仪表自动调节到指定的温度。

4) 在空气温度、流量稳定条件下, 读取重量传感器测定支架的重量并记录下来。

5) 把充分浸湿的干燥物料(饲料)固定在重量传感器 W1 上并与气流平行放置。

6) 在系统稳定干燥下, 记录干燥时间每隔 3 分钟时干燥物料减轻的重量, 直至干燥物料的重量不再明显减轻为止。

7) 改变空气流量和空气温度, 重复上述实验步骤并记录相关数据。

8) 实验结束时, 先关闭加热电源, 待干球温度降至室温后关闭风机和总电源。

5.实验思考题

Q1: 恒速阶段如何做到干燥条件?

A1: 本实验干燥条件是干燥物料的空气温度、湿度、流量, 与物料接触条件均维持恒定, 温度、空气流量均预先加热, 用温度传感器测量空气的进出口干球、湿球温度; 湿度: 一定时间后实验室中空气湿度不变, 且空气流量不变; 流量: 通过电动调节阀调节风门控制空气流量恒定; 物料接触条件: 将物料做成圆形饼状并垂直于风向确保接触方式一定, 且风速较小, 避免物料在干燥过程中不停反转。

Q2: 实验中空气的湿度 H 如何求取?

A2: 实验中空气的湿度 H 通过测量干燥室内出口空气的干球湿度、然后利用干球湿度与湿度之间的对应关系, 查 H 表(原理下) (第三版) 查到 $P209$ 的湿度图求得空气湿度; 饱和度是通过测得空气的干球湿度, 在上图中查到干球湿度与相对湿度 ϕ 的湿度图求得。

Q3: 改变空气流量或温度, 临界湿含量、平衡湿含量如何改变?

A3: 提高空气流量, 干燥速率变大, 干燥曲线上移, 恒速阶段干燥速率增大, 临界湿含量大, 平衡湿含量不变; 反之, 则平衡湿含量不变, 其他相反变化。

当温度变化范围不太大时, 若提高空气温度, 干燥速率变大, 干燥曲线上移, 恒速阶段干燥速率增大, 临界湿含量变大, 平衡湿含量不变; 反之, 则平衡湿含量不变, 其他相反变化。

Q4: 空气循环干燥装置和空气排放干燥装置各有什么优缺点?

A4: 空气循环干燥装置将干燥物料后的空气重新经过加热, 进行干燥物料, 由于干

燥物料后的空气的温度较室内大气温度高, 这样可以用干燥物料后的空气的热量, 减小物料, 气(体)利用上的比率, 是干燥物料后的空气温度提高, 循环利用会使空气含水量越来越大, 干燥效率逐渐降低, 干燥速度逐渐减慢。

废气排放式干燥装置是指干燥后的空气直接排放, 每次干燥都需要对干燥空气进行加热, 此法比之空气循环干燥能耗增加, 但是干燥空气的湿度较小, 传质推动力一直保持较高水平, 干燥效率高。

6.实验误差分析

1) 不适用于干燥中固定湿物料的底面固定不稳定, 容易上下左右摆动, 会导致质量测定不准与干燥面积发生变化;

2) 采用的指示方式只是一种近似模拟, 并未能反映实际含水量与干燥时间的变化, 使得后续的数据分析、离散化分析存在误差, 并误差扩大;

3) 物料放入干燥室时没有完全烘干, 干燥室内空气的分布造成实验工况条件;

4) 测得的定性温度与实际干燥空气的温度与湿度的偏差造成实验误差;

5) 理论计算对流传热系数等数据的时候, 部分数据如空气密度等采用了与线性值的方式近似处理, 与实际值存在一定的误差;

6) 本次实验采用的设备属于新设备, 设备并未完全调试完成, 这会导致较大的误差, 如流传热系数的经验式与实际结果偏差较大;

7) 干燥空气不断的吹拂物料会使物料发生较大的抖动, 造成干燥条件的不断变化和抖动, 加之实验 读取数据时每 3min 一次, 故存在一定误差; 且实验中发发现物料质量存在较大的瞬间, 可见此时每传感器的受力情况受到干燥空气流动与固定湿物料影响。

7.其他

1) 干燥速率曲线可知, 在恒速干燥阶段干燥速率在一个值附近上下波动, 但是理论上, 恒速干燥阶段的干燥速率应该恒定不变, 分析原因可知在本次实验过程中, 润湿干燥器中固定湿物料的底面固定不稳定, 容易上下左右摆动, 这会导致两方面的问

题: 一是固定底面不稳定会导致湿物料的质量并不能准确地反映出当时的湿物料与干燥空气的质量和, 即是质量测定的准确性下降; 二是固定底面左右摆动会导致湿物料与干燥空气的接触面积发生变化, 即实际干燥面积小于计算时的干燥面积, 这会导致实际干燥速率在计算干燥速率偏小。

2. 除水方法: 机械分离法(即通过过滤, 过滤和离心分离等方法去除水分, 这是一种能耗较低、较为经济的分离方法, 但除湿不完全)吸附法(用固体吸附剂, 如氧化铝、硅胶等吸去物料中含有的水分, 这种方法去除的水分量少, 且成本较高); 干燥法(即利用热能使湿物料中的水分通过汽化而除去, 即除去的水分, 干燥法物料中, 工业上往往将机械分离法与干燥法联合起来使用, 即先用机械方法尽可能除去湿物料中的大部分水分, 然后再利用干燥法继续除湿, 这样有利于降低除湿成本。

3. 对流传热: 利用 140℃ 以上的热空气作为干燥介质, 强制流通过湿物料表面, 热能以对流方式传给湿物料, 物料表面随湿分即汽化, 从而造成物料表面与内部湿分浓度的差异, 在这一差异下, 内部湿分就以液态或气态的形式向表面扩散, 汽化的湿分由热空气带走, 同时, 热空气既是载热体, 又是载湿体, 对流传热是传热与传质同时进行的过

程, 干燥速率由传热速率和传质速率共同控制。工业上多数干燥过程为对流传热。

4. 空气的相对湿度较小, 意味着饱和蒸汽压, 干燥过程的推动力就越大, 干燥速率就越高, 因此, 工业上干燥物料进入干燥器之前需先预热, 以便提高干燥介质的温度从而降低相对湿度。同理, 人在空气相对湿度达 99% 以上的环境中, 即使气温比体表温度低, 仍会感觉身体舒适温度不高, 因为空气近乎饱和, 皮肤表面的汗水很难蒸发, 同时在空气状态下出汗降温衣服也很难干。

5. 干球温度: 简称温度, 就是空气的真实温度, 是感温球裸露于空气中测得的温度。湿球温度: 感温球在水润湿状态下测得的温度。

为了准确测量湿球温度, 空气的流速应大于 5m/s, 以减少辐射和热传导的影响。

6. 干球温度高, 湿度温度也高, 但是, 湿度温度上升较小, 故干球温度与湿度温度的差值越大, 即传热推动力也越大。工业上常用干燥法, 通过提高空气温度来提

高干燥速率, 同时利用这一现象, 在较高空气温度下干燥热敏性物料的表面水分时, 也不会破坏物料的特性。

7. 干燥物料的所有参数都会对干燥空气产生影响, 但最重要的因素是湿分的类型及其与物料的结合方式。

8. 在某些情况下, 要对恒速阶段干燥速率加以控制, 不能过快, 例如, 瓷器等原类物料在非结合水分排除后, 从内部到表面产生很大的湿度梯度, 过快的表面蒸发会导致显著的收缩, 使表面材料形成硬壳, 此时热量很难传入物料内部, 内部汽化的水蒸气也很难向表面传递, 这样会在物料内部造成很高的应力, 致使物料龟裂或变形。为了避免物料出现质量缺陷, 应采用相对湿度较高的空气, 以降低干燥速率, 恒速阶段中干燥过快, 也会导致临界含水量提高而不利于干燥全速率的提高。

9. 临界含水量规律: 恒速阶段干燥速率 X_c 值越大, 无孔吸水性物料的 X_c 值比多孔物料的大; 在一定湿度的条件下, 物料层越厚, X_c 值越大。

10. 润湿速率: 润湿速率(连续或非连续)适用于任何形状物料, 干燥速率曲线特点: 对物料的反应性越强, 缺点: 产品干燥不均匀, 干燥速率低, 热利用效率较差, 产量不大; 产品质量不够稳定; 在隧道干燥器内可以采用逆流, 并流操作流程; 对于很多物料, 如果只采取连续操作可能会引起局部冷凝现象, 影响产品质量, 如果只采用并流操作, 干燥过程一开始进行得较顺利, 但在干燥过程后段时间, 干燥速率降低。