

合肥工业大学

课 程 设 计

设计题目_____

学生姓名_____

学 号_____

专业班级_____

指导教师_____

化工原理课程设计任务书

专业 化学工程与工艺 班级 08-2 班 姓名: _____

设计题目: 卧室多室流化床干燥器的设计

设计时间: 2011/4/18—2011/5/10

指导老师: 吕建平

设计任务: 年处理 1.6 万吨某颗粒状物质

操作条件: 从气流干燥器来的细颗粒物料, 初始含水量为 3%, 要求卧室多室流化床干燥器从干燥至 0.02% (以上均为湿基), 已知参数如下:

被干燥物料

颗粒密度:	1200kg/m ³
堆积密度	400kg/m ³
干料比热容	1.20kJ/kg.K
平衡湿含量	近似取为 0
颗粒平均粒径	0.15mm
进口温度	30°C

在干燥系统要求收率 99.5% (回收 5 μ m 以上的颗粒)

干燥介质——湿空气

进预热器温度 t_0	45°C
初始湿度	0.02kg 水/kg 干空气
进干燥器温度 t_1	105°C

加热介质——饱和水蒸气, 压力自选

年工作日——300 天, 连续生产

试设计干燥器主体并选择合适的风机及气固分离设备。

图纸: 带控制点工艺流程图一张 (3#图纸);

主体设备工艺条件图一张 (1#图纸)。

前 言

干燥是一门跨学科、跨行业、具有实验科学性的技术。传统的干燥器主要有箱式干燥器、隧道干燥器、转筒干燥器、带式干燥器、盘式干燥器、桨叶式干燥器、流化床干燥器、喷动床干燥器、喷雾干燥器、气流干燥器、真空冷冻干燥器、太阳能干燥器、微波和高频干燥器、红外热能干燥器等。干燥设备制作是密集型产业，我国的国产干燥设备价格相对低廉，因此具有较强的竞争力。主要包括：（1）物料静止型或物料输送型干燥器；（2）物料搅拌型干燥器；（3）物料热风输送型干燥器；（4）物料移动状态；（5）辐射能干燥器

将大量固体颗粒悬浮于运动着的流体之中，从而使颗粒具有类似于流体的某些表现特性，这种接触状态称为固体流态化。流化床干燥器就是将流态化技术应用于固体颗粒干燥器德 一种工业设备，目前在化工、轻工医学、食品以及建材工业中得到广泛的应用。

流化干燥器又名沸腾干燥器，是固体流态化技术在干燥器上的应用。流体自下而上通过 颗粒堆成的床层时，若气流速度较低，则床层仍维持原状，气流从颗粒间空隙流过，这种床层称为固定床。气流速度提高到大于某一临界值 u_{mf} （称为起始流化速度）后，颗粒刚好在向上流动的流体中浮动，床层高度随气速的加大而升高，这种床层称为流化床。

在流化床内，由于颗粒分散并做不规则运动，造成了气固两相得以良好接触，加速了传热和传质的速度，而且床内温度均匀便于准确控制，能避免局部过热。设备结构简单、紧凑，容易使过程连续化，因而得到较广泛的应用。

为了改善产品质量，生产上常采用卧式多室流化干燥器，干燥室的横截面做成长方形，用垂直挡板分隔成多室（一般为 4—8 室），挡板与多孔板之间留有一定间隙（一般为几十毫米），使物料能顺利通过。湿物料自料斗加入后，一次有第一室流到最后一室，在卸出。由于挡板的作用，可以使物料在干燥器内的停留时间趋于均匀，避免短路。并可以根据干燥的要求，调整各室的热、冷风量以实现最适宜的风量与风速。也可在最后一、二室内只同冷风，以冷却干物料。干燥室截面在上部扩大，以减少粉尘的带出。

流化床干燥器还 可以做成多层式。以卧式多室流化床干燥器相比，其优点是热效率较高。但由于压降大，而且物料由上一层流到下一层的装置较复杂，生产上不如卧式用得广泛。

流化床干燥的优点有：

- 1) 由于颗粒物料和流体在床层内进行充分的混合与碰撞，表面更新频繁，使气固间传热传质系数及两相接触面积均较大，体积传热系数大。设备生产能力高，可在小装置中处理大量的物料。
- 2) 物料干燥速度大，在干燥器中停留时间短，所以适用于某些热敏性物料的干燥。
- 3) 物料在床层内的停留时间可根据工艺要求任意调节，故难对干燥或要求干燥产品含湿量过低的过程非常适用。
- 4) 设备结构简单，造价低，可动部件少，便于制造、操作和维修。
- 5) 在同一设备内，既可进行连续操作，又可进行间歇操作。

流化床干燥器的缺点有：

- 1) 床层内物料纵向返混严重，对单级式连续干燥器，物料在设备内停留时间不均匀，有可能是部分未干燥的物料随产品一起排出床层外。
- 2) 一般不适用于易黏结或结块、含湿量过高物料的干燥，因为容易发生物料黏结到设备壁面上，或堵床现象。
- 3) 对被干燥物料的粒度有一定的限制，不能太小，也不能太大。
- 4) 对产品外观要求严格的物料不宜采用。干燥贵重和有毒的物料时，对回收装置要求苛刻。

总之，流化床干燥器既有明显的优点，也存在颗粒磨损严重、颗粒在床层内停留时间不匀，导致产品质量不均匀等不足之处，要能很好的扬长避短，方可获得良好的经济效益。

另外，必须要考虑的是，物料、加热空气等对设备腐蚀，会严重影响生产产品的质量。所以对于一些管道和主体设备，我们采用耐腐蚀的不锈钢材料，以保证生产的质量。

目 录

摘要	- 7 -
Abstracts	- 8 -
1 干燥过程的设计	- 9 -
1.1 干燥过程概述	- 9 -
1.2 几种常见干燥器	- 10 -
1.3 干燥器选型需要考虑的因素	- 11 -
1.4 流化床干燥器的相关介绍	- 11 -
1.5 工艺流程设计的基本原则	- 13 -
1.6 设计方案简介	- 14 -
1.7 干燥流程的说明	- 14 -
2 干燥器的物料衡算和热量衡算	- 15 -
2.1 主体设备的工艺设计计算	- 15 -
2.1.1 物料衡算	- 15 -
2.1.2 空气和物料的出口温度确定	- 16 -
2.1.3 干燥器的热量衡算	- 21 -
2.1.4 预热器热负荷及加热蒸汽消耗量	- 22 -
2.2 干燥器的设计	- 23 -
2.2.1 流化速度的确定 ^{【5】}	- 23 -
2.2.2 流化床层面积的计算	- 24 -
2.2.3 干燥器的宽度和长度	- 25 -
2.2.4 干燥器的高度	- 25 -
2.2.5 干燥器的结构设计	- 26 -
2.3 附属设备的选型	- 29 -
2.3.1 送风机和排风机	- 29 -
2.3.2 气—固分离设备	- 31 -
2.3.3 供料装置	- 31 -
2.3.4 除尘装置	- 33 -
2.3.5 换热器的选型	- 33 -
2.3.6 空气过滤器	- 34 -
2.3.7 管路选择	- 35 -
2.4 相关符号说明	- 37 -
3 计算结果汇总表	- 39 -
4 说明与体会	- 40 -
5 附录	- 41 -
5.1 干燥器出口温度的优化程序及运行结果	- 41 -
5.1.1 干燥器出口温度的优化程序	- 41 -

5.2 干燥器计算的程序及运行结果	- 50 -
5.2.1 干燥器计算的程序	- 50 -
5.2.2 干燥器计算的程序运行结果	- 57 -
6 参考文献	- 59 -

卧室多室流化床干燥器的设计

摘要:干燥是食品、化工和制药等工业生产中的一项重要化工单元操作。本化工原理课程设计的任务是设计一种卧式多室流化床干燥器，将颗粒状物质的含水量从3%燥至0.02%，生产能力为1.6万t/a。来自气流干燥器的颗粒状物料用星型加料器加入干燥器的第一室，再经过其余的四个室，在67.7℃下离开干燥器。湿度为0.02的空气经翅片换热器（热载体为350kPa饱和水蒸气）加热至105℃后进入干燥器，经过与悬浮物料接触进行传质传热后，湿度增加到0.03，温度降至71℃。尾气经过旋风分离器和布袋式除尘器，提高了产品的收率。流程中采用前送后抽式供气系统，维持干燥器在略微负压下工作。通过查阅资料和选用公式设计，干燥器的较好设计结果为：床层底面积4m²，长度与宽度分别取2.5m和1.6m，高度2.8m，隔板间距0.5m，物料出口堰高0.3m。分布板开孔率6.56%，总筛孔数142826个。此外，还确定了合适的送风机、引风机、旋风分离器、换热器和空气过滤器等辅助设备及型号。

关键词:干燥；卧式多室流化床；固体物料；化工设计

Abstracts: Drying is an important unit operation of chemical engineering in the process of food, chemical, pharmaceutical and other industrial production, respectively. The task in the course of Design for the Course of Principles of Chemical Engineering was to fulfill designing a drying equipment of multi-compartment fluidized dryer, which could handle 16000-ton granular materials a year with water content 3 wt% to a extent of water content of 0.02 wt%. Solids coming from gas-dryer were injected to the first compartment with a star-like feeder, which then past other four compartments one by one and left at 67.7°C. Air, which heated to 105°C by a fin type heat exchanger (heat carrier, 350kPa moist steam), exchanged heat and mass with granular materials in fluidized bed and discharged from dust collector as clean gas, with humidity increased from 0.02 to 0.05 and temperature decreased form 105°C to 71°C. Blowing fan and exhaust fan were used together in the process flow to keep dryer working under little subatmospheric pressure. After resourcing and calculating, the optimum parameters of multi-compartment fluidized dryer determined in our design work were as follows: fluidized bed area 4m² with 2.5m in length and 1.6m in width, compartment height 2.8m, distance between division plate 0.5m, weir height for dry product discharge 0.3m, opening ratio 6.56% in distributor plate with total number of holes 142826 .Furthermore, model number of other accessory equipments such as blowing fan, exhaust fan, cyclone, bag filter, heat exchange and air filter were also chosen to meet drying requirements.

Keywords: drying; multi-compartment fluidized bed; solid; chemical engineering design.

1 干燥过程的设计

1.1 干燥过程概述

在食品，化工，制药等工业生产中，常常需要从湿物料中除去湿分（水或化学溶剂），这一过程成为除湿，通常除湿的方法有三种：一是机械除湿法，它是通过沉降，过滤，离心分离，挤压等机械除去其湿分，这种方法比较经济，但只能除去部分湿分往往不能满足工艺要求，二是化学除湿法，它是利用硅胶，生石灰，无水氯化钙等吸湿剂除去物料中少量的湿分，这种方法因吸湿剂的吸湿能力有限，只适用于产量小，含水量少的场合，最后一种是加热除湿法（又称干燥），这种除湿法是将热能传递给湿物料使其中的湿分汽化并排除，使物料的含湿量降到规定的水平，干燥是应用最广的单元操作之一。

干燥过程进行的必要条件是被干燥的物料表面所产生的水汽（其他蒸汽）的压力 P_w 必须大于干燥介质中的水汽（其他蒸汽）的分压 P_v 。两者的压差 $(P_w - P_v)$ 越大，干燥过程进行的越快，所以气化的水汽应及时的被干燥介质带走，以保持一定的传质推动力，若压差为零，传质推动力为零，干燥操作也就停止。

干燥的基本原理和影响：干燥通常是指将热量加于湿物料并排除挥发湿分（大多数情况下是水），而获得一定湿含量固体产品的过程。湿分以松散的化学结合或以液态溶液存在于固体中，或积集在固体的毛细微结构中。当湿物料作热力干燥时，以下两种过程相继发生：过程 1. 能量（大多数是热量）从周围环境传递至物料表面使湿分蒸发。过程 2. 内部湿分传递到物料表面，随之由于上述过程而蒸发。

干燥速率由上述两个过程中较慢的一个速率控制，从周围环境将热能传递到湿物料的方式有对流、传导或辐射。在某些情况下可能是这些传热方式联合作用，工业干燥器在型式和设计上的差别与采用的主要传热方法有关。在大多数情况下，热量先传到湿物料的表面热按后传入物料内部，但是，介电、射频或微波干燥时供应的能量在物料内部产生热量后传至外表面。整个干燥过程中两个过程相继发生，并先后控制干燥速率

1. 湿物料中水分的性质 湿物料中所含水分性质的不同影响干燥效果。

(1) 总水分=平衡水分+自由水分

(2) 结合水与非结合水

(3) 平衡水分与自由水分 自由水分=全部非结合水+平衡水分

2. 干燥速率 干燥速度取决于内部扩散和表面气化速度。

干燥过程分成两阶段，恒速阶段（平行于横轴直线）和降速阶段（斜向下线）。在恒速阶段，干燥速率与物料湿含量无关。降速阶段，干燥速率近似地与物料湿含量成正比。物料湿含量大于 C_0 时，干燥过程属恒速阶段，当物料湿含量小于 C_0 时，干燥过程属于降速阶段。

3. 影响干燥的因素

恒速阶段与干燥介质条件和物料表面水分气化速率有关。降速阶段主要与内部扩散有关。

1.2 几种常见干燥器

气体干燥器 干燥速度快，气固并流操作，干燥时间短；另外结构简单，设备投资少，占地面积小，操作方便，性能稳定，维修量小。

但其主要缺点是：

由于物料停留时间很短，气流干燥器只适合干燥非结合水，不适合于结合水分的干燥；

由于颗粒之间以及颗粒与器壁之间的碰撞与摩擦。因此，气流干燥器不适合于干燥晶形不允许破坏的物料；

气固两相分离的任务很重，固体产品的放空损失较大，粉料排空对环境造成一定污染；

气固两相接触时间短，两相间的传热不充分，气体放空时的温度较高，热效率较低；此外气体通过干燥系统的流动阻力较大，风机的动力消耗较高，因而气流干燥器的能量消耗较高。

a. 转筒干燥器：机械化程度高，生产能力较大，干燥介质通过转筒的阻力较小，对物料的适应性较强，操作稳定，运行费用低。但是，转筒干燥器装置比较笨重，金属耗材多，传动机构复杂，维修量较大，设备投资高，占地面积大。

b. 喷雾干燥器：干燥速度快，干燥时间短，特别适合于热敏性物料的干燥。但是它的体积传热系数很低，水分汽化强度小，因而干燥器体积庞大，热效率低，动力消耗较大。

c. 厢式干燥器：可以用于各种物料的干燥，但其热效率较低，产品质量不均匀，主要用于小规模多品种、干燥条件变动大的场合

d. 流化床干燥器：它最大的两个优点有两个：一是由于物料颗粒的剧烈运动和相互混合，床内各处温度均匀一致，从而避免了物料的局部过热；二是流化床的停留时间任意可调，特别适合于干燥结合水分，因此，工业上常将流化床干燥器与气流干燥器串联使用。

单层流化床的主要缺点是由于颗粒的完全混合，在连续操作时颗粒无谓的停留时间分布不均匀，部分物料因在流化床中停留时间过短而未能得到充分干燥，另一部分在流化床中停留时间过长而过分干燥。这种干燥器不实用于易结晶或结块的物料

1.3 干燥器选型需要考虑的因素

(1) 物料性能及干燥特性

其中包括物料形态(片状、纤维状、粒状、液态、膏状等)、物理性质(密度、粒度分布、粘附性)、干燥特性(热敏性、变形、开裂等)、物料与水分的结合方式等因素。

(2) 对干燥产品质量的要求及生产能力

包括对干燥产品特殊的要求(如保持产品特有的香味及卫生要求)；生产能力不同，干燥设备也不尽相同。

(3) 湿物料含湿量的波动情况及干燥前的脱水

应尽量避免供给干燥器湿物料的含湿量有较大的波动，因为湿含量的波动不仅使操作难以控制而影响产品质量，而且还会影响热效率，对含湿量高的物料，应尽可能在干燥前用机械方法进行脱水，以减小干燥器除湿的热负荷。机械脱水的操作费用要比干燥去水低廉的多，经济上力求减少投资及操作费用。

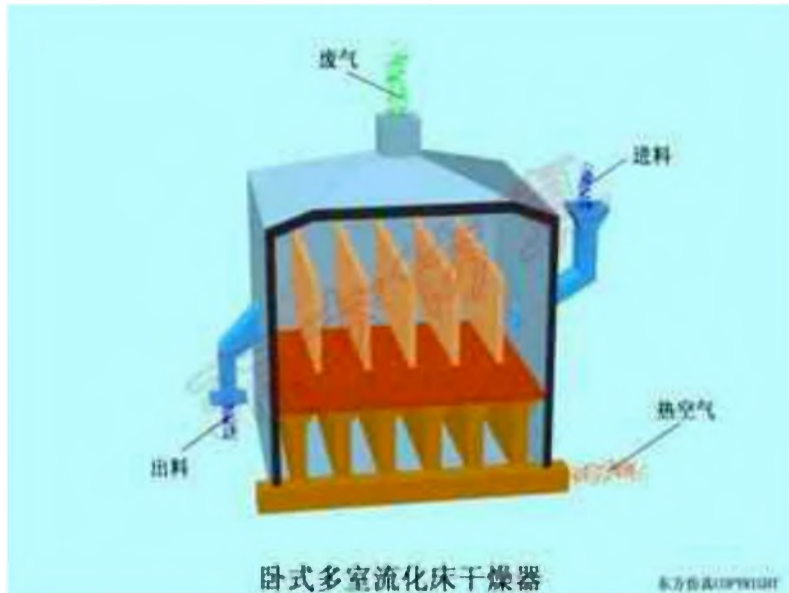
(4) 操作方便。劳动条件好。

(5) 适应建厂地区的外部条件(如气象、热源、场地)，做到因地制宜。

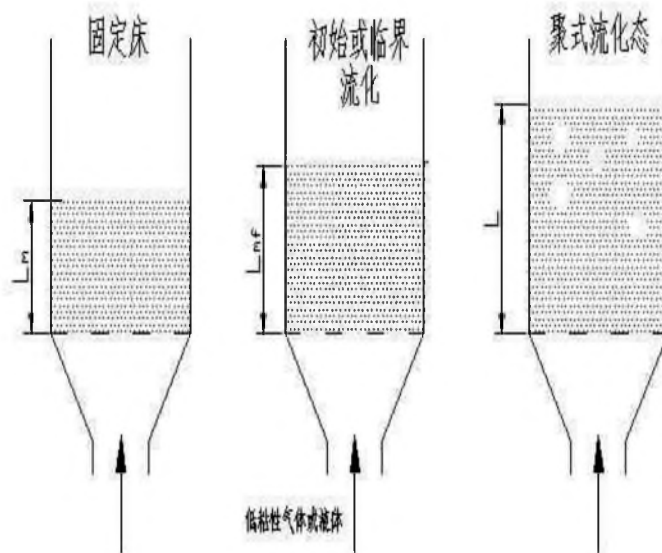
1.4 流化床干燥器的相关介绍

流化床干燥器的简介

湿物料经进料器进入床层，热空气由下而上通过多室式气体分布板，当流速（指空床流速）较低时，颗粒床层呈静止状态，气流穿过颗粒间的空隙。此时，颗粒床层为固定床。当流速增加到一定程度后，颗粒床层开始松动，并略有膨胀，在小范围内交换位置。当流速在增大到某一数值后，颗粒在空气中呈悬浮状态，



形成颗粒与气体的混合层，恰如液体沸腾状态，气固两相激烈运动相互接触。这种状态的床层，成为流化床或沸腾床。由固定床转为流化床时的流速，成为临界汽化速度。



干燥的水分形式以表面水为主，对含内部水较多的物料比较难达到工艺要求。该机可根据工艺要求设计成鼓风系统、引风系统、鼓引风系统，鼓风机可兼作分散器。鼓引风机系统中风机可采

用变频器无级变速，实现系统“0 压力”精确的控制。对于易燃易爆物料普通焊接管道容易积料导致温度过高。

流速越大，流化床层就越高。当流速增大到颗粒的自由沉降速度 U_f 时，颗粒开始同气流一齐向上流动，成为气流干燥状态，也称 U_f 为流化床的带出速度，流化床的操作流速应在临界流化速度与带出速度之间。

湿物料在流动床中与热空气进行热量和质量的传递，达到干燥的目的。干燥后的产品由床层侧面出料管溢流排出，气流由顶部排出，经旋风分离器或布袋式除尘器回收其中夹带的粉尘。

流化床干燥器的主要优点：床层温度均匀，并可以调节；因传热速度快，处理能力大，停留的时间可在几分钟到几个小时范围内调节，使物料的含水量降到最低；物料依靠进出口床层高差自动流向出口，不需输送装置；结构简单，可动部件少，操作稳定。缺点是物料的形状和力度都有限制。

流化床干燥器的主要缺点：床层内物料返混严重，对单级式连续干燥器，物料在设备内停留时间不均匀，有可能使部分未干燥的物料随着产品一起排出床层外。一般不适用于易粘结或结块、含湿量过高物料的干燥，因为容易发生物料粘结到设备壁面上或堵床现象。对被干燥物料的粒度有一定限制，一般要求不小于 30mm、不大于 6mm。另外，对产品外观要求严格的物料不宜采用。干燥贵重和有毒的物料时，对回收装量要求苛刻。不适用于易粘结或结块的物料。

1.5 工艺流程设计的基本原则

工程设计本身存在一个多目标优化问题，同时又是一个政策性很强的工作，设计人员必须有优化意识。严格的遵守国家的有关政策，法律规定及行业规范，特别是国家的经济法规，环保法规等等，一般来说，设计者应遵守以下基本原则。

(一)：技术的先进性和可靠性

尽量采用当前的先进技术，实现生产装置的优化集成，使其具有较强的市场竞争能力，同时，对于所采用的新技术要进行充分的论证，以保证设计的科学性和安全性。

(二)：装置系统的经济性

在各种可采用方案的分析比较中，技术经济评价指标往往是关键的要素之一以求得最小的投资获得最大的经济效益。

(三)：可持续发展及清洁生产

树立可持续发展及清洁生产意识，在所选的方案中，应尽可能利用装置系统产生的废弃物，减少废弃物的排放。

(四)：过程的安全性

在设计的过程中要充分考虑到各个生产环节中可能出现的危险事故，采取有效地

安全措施，确保装置系统的可靠运行，人员健康和人身安全。

(五): 过程操作的可操作性及可控制性

装置系统应便于稳定可靠操作。当生产负荷或一些参数在一定范围内波动时，应能快速的进行调节控制。

(六): 行业性法规

1.6 设计方案简介

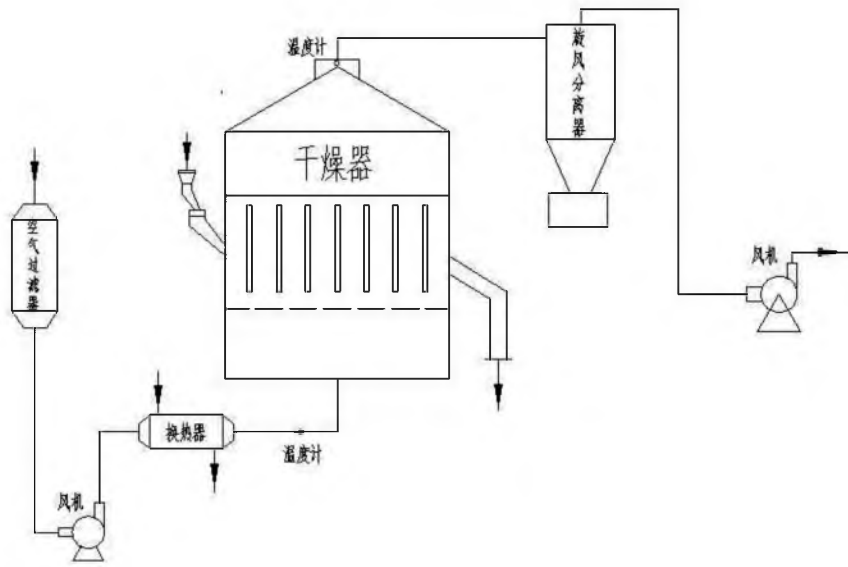
本设计以流化床为主体设备，来处理 1.6 万吨/年某颗粒状物质。为提高其干燥效果，把流化床设计成卧室多室型设计成开孔率为 6.56%，孔径为 1.5mm 筛板上用垂直于挡板将床层分割成 5 个室。总干燥面积达 $4m^2$ 。板间距为 0.5m。该种卧式多室流化床干燥器高度较低，结构简单，操作方便，易于控制，流体阻力较小，对各种物料的适应性强，不仅适用于各种难于干燥的粒状物料和热敏性物料，而且已逐步推广到粉状、片状等物料的干燥。在工业生产中得到了广泛的应用。

流化床干燥有以下特点：

- 1) 由于流化床内温度均匀，并能自由调节，故可得到均匀的干燥产品。
- 2) 因热传递迅速，所以处理能力大。
- 3) 由于滞留时间可在几分钟~几小时范围内任意选定，故可生产含水分极低的干燥制品。
- 4) 因流化床有相似于液体的状态和作用，所以处理容易。此外，物料输送简单。
- 5) 装置无运动部件，结构简单，运转稳定。但被处理物料的形状和粒径有一定限制。
- 6) 不适用于易黏结或结块的物料。

1.7 干燥流程的说明

如下图所示。首先，利用鼓风机的旋转，在其内部产生负压，空气在压差的推动下进入管路。进入管路后的空气经过滤器除去其中含有的颗粒物质，以免进入干燥器



后对物料产生污染。然后，净化后的空气进入换热器，与压力为 350kPa 的饱和水蒸气进行热量交换，空气被加热，而饱和水蒸气冷却而被液化。

换热器中出来的空气温度已达到生产所要求的温度，

此时，热空气从干燥器下部进入塔内，经使空气流动均匀分布板后与湿物料进行热量和质量传递，使物料得以干燥。出干燥器的空气中含有少量物料，为减少浪费和对大气的污染，我们让空气进入旋风分离器，完成气固分离。鼓风机将含有空气排往大气。

根据任务，采用卧式多室流化床干燥装置系统。

来自气流干燥器的颗粒状物料用星形加料器加到干燥室的第一室，依次经过各室后，于 67.7℃ 离开干燥器。湿空气由送风机送到翅片型空气加热器，升温到 105℃ 后进入干燥器，经过与悬浮物料接触进行传热传质后温度降到了 71℃。废气经旋风分离器净化后由抽风机排除至大气。空气加热器以 350kPa 的饱和水蒸气作热载体。

2 干燥器的物料衡算和热量衡算

2.1 主体设备的工艺设计计算

2.1.1 物料衡算



如图, 进入干燥器的新鲜的空气的绝干空气的消耗量为 L , 空气进出干燥器时的湿度为 H_1, H_2 , 湿物料进出干燥器时的干基含水量为 X_1, X_2 湿物料进出干燥器时的流量 G_1, G_2 。 W 为单位时间内水分的蒸发量。

则单位时间内绝干物料的流量为:

$$\text{干物料流量 } G_c = G_1(1 - W_1) = 2222.22 \times (1 - 0.03) = 2155.55 \text{ kg/h}$$

$$\text{进干燥器干基含水量 } X_1 = \frac{0.03}{1 - 0.03} = 0.03093$$

$$\text{出干燥器干基含水量 } X_2 = \frac{0.0002}{1 - 0.0002} = 2.0 \times 10^{-4}$$

$$\begin{aligned} \text{蒸发出水量 } W &= G_c(X_1 - X_2) = 2155.55 \times (0.03093 - 2.0 \times 10^{-4}) \\ &= 66.24 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\text{绝干空气消耗量 } L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{66.24}{H_2 - 0.02} \quad (H_1 \approx H_2)$$

L —绝干空气的消耗量, kg 绝干空气/s;

H_1, H_2 —空气进出干燥器时的湿度, kg/kg 绝干气;

X_1, X_2 —湿物料进出干燥器时的干基含水量, kg 水分/kg 干料;

G_1, G_2 —湿物料进出干燥器时的流量, kg 物料/s.

W —单位时间内水分的蒸发量, kg/s;

G_c —单位时间内绝干物料的流量, kg/s;

2.1.2 空气和物料的出口温度确定

1. 空气出口温度 t_2 一般情况下, 空气出口温度比出口湿球温度高 $20^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C}$ 。当干燥器出口温度增大时, 空气出口湿度下降, 所需的空气量增大, 相应的操作费用增大, 而空气出口温度下降造成干燥器内平均传热、传质推动力增大使干燥器设备体积减小, 设备投资费用降低; 当空气出口温度降低时, 空气出口湿度增大, 所需要的空气量减少, 即操作费用减少, 但平均传热、传质推动力减小, 所需干燥器设备体积增

大，设备投资费用增加。因此存在一最佳的空气出口温度使操作费用与设备费用总和最小。在考虑了干燥器、空气预热器、风机和除尘设备的投资折旧费用和空气预热费用、风机运转费用及干燥器散热损失等操作费的情况下，建立了干燥介质出口温度优化设计数学模型，它以总费用最小为目标函数，总费用 J 为

$$J = G_d + G_h + G_p$$

式中 J ——总费用，元/年；

G_d ——干燥设备投资折旧费，元/年；

G_h ——空气预热费，元/年；

G_p ——风机运转动力费，元/年。

以下为干燥器出口温度的优化程序（优化程序见后面附录）运行结果：

请输入物料的处理量 G_1 , 物料初始含水量 W_1 , 物料最终含水量 W_2 , 出口处的湿球温度 t_w , 预热器饱和水蒸气的潜热 r : 2222.22 0.03 0.0002 40 2401.1

设备折旧费 $G_d=72.45$ 万元 空气预热费 $G_h=23.84$ 万元 风机运转费 $G_p=3.22$ 万元
总费用值=99.51 万元 出口温度 $t_2=60.00$

设备折旧费 $G_d=64.59$ 万元 空气预热费 $G_h=24.40$ 万元 风机运转费 $G_p=3.30$ 万元
总费用值=92.29 万元 出口温度 $t_2=61.00$

设备折旧费 $G_d=59.30$ 万元 空气预热费 $G_h=24.98$ 万元 风机运转费 $G_p=3.38$ 万元
总费用值=87.66 万元 出口温度 $t_2=62.00$

设备折旧费 $G_d=55.36$ 万元 空气预热费 $G_h=25.58$ 万元 风机运转费 $G_p=3.47$ 万元
总费用值=84.42 万元 出口温度 $t_2=63.00$

设备折旧费 $G_d=52.25$ 万元 空气预热费 $G_h=26.22$ 万元 风机运转费 $G_p=3.56$ 万元
总费用值=82.04 万元 出口温度 $t_2=64.00$

设备折旧费 $G_d=49.71$ 万元 空气预热费 $G_h=26.89$ 万元 风机运转费 $G_p=3.66$ 万元
总费用值=80.26 万元 出口温度 $t_2=65.00$

设备折旧费 $G_d=47.56$ 万元 空气预热费 $G_h=27.59$ 万元 风机运转费 $G_p=3.76$ 万元
总费用值= 78.92 万元 出口温度 $t_2=66.00$

设备折旧费 $G_d=45.72$ 万元 空气预热费 $G_h=28.34$ 万元 风机运转费 $G_p=3.87$ 万元
总费用值= 77.92 万元 出口温度 $t_2=67.00$

设备折旧费 $G_d=44.10$ 万元 空气预热费 $G_h=29.12$ 万元 风机运转费 $G_p=3.98$ 万元
总费用值= 77.20 万元 出口温度 $t_2=68.00$

设备折旧费 $G_d=42.67$ 万元 空气预热费 $G_h=29.94$ 万元 风机运转费 $G_p=4.10$ 万元
总费用值= 76.71 万元 出口温度 $t_2=69.00$

设备折旧费 $G_d=41.39$ 万元 空气预热费 $G_h=30.81$ 万元 风机运转费 $G_p=4.22$ 万元
总费用值= 76.43 万元 出口温度 $t_2=70.00$

设备折旧费 $G_d=40.24$ 万元 空气预热费 $G_h=31.73$ 万元 风机运转费 $G_p=4.36$ 万元
总费用值= 76.33 万元 出口温度 $t_2=71.00$

设备折旧费 $G_d=39.19$ 万元 空气预热费 $G_h=32.71$ 万元 风机运转费 $G_p=4.50$ 万元
总费用值= 76.40 万元 出口温度 $t_2=72.00$

设备折旧费 $G_d=38.22$ 万元 空气预热费 $G_h=33.75$ 万元 风机运转费 $G_p=4.65$ 万元
总费用值= 76.62 万元 出口温度 $t_2=73.00$

设备折旧费 $G_d=37.33$ 万元 空气预热费 $G_h=34.86$ 万元 风机运转费 $G_p=4.81$ 万元
总费用值= 77.00 万元 出口温度 $t_2=74.00$

设备折旧费 $G_d=36.51$ 万元 空气预热费 $G_h=36.04$ 万元 风机运转费 $G_p=4.98$ 万元
总费用值= 77.53 万元 出口温度 $t_2=75.00$

设备折旧费 $G_d=35.75$ 万元 空气预热费 $G_h=37.30$ 万元 风机运转费 $G_p=5.16$ 万元

总费用值=78.21 万元 出口温度 $t_2=76.00$

设备折旧费 $G_d=35.03$ 万元 空气预热费 $G_h=38.65$ 万元 风机运转费 $G_p=5.35$ 万元

总费用值=79.04 万元 出口温度 $t_2=77.00$

设备折旧费 $G_d=34.36$ 万元 空气预热费 $G_h=40.10$ 万元 风机运转费 $G_p=5.56$ 万元

总费用值=80.03 万元 出口温度 $t_2=78.00$

设备折旧费 $G_d=33.74$ 万元 空气预热费 $G_h=41.66$ 万元 风机运转费 $G_p=5.79$ 万元

总费用值=81.19 万元 出口温度 $t_2=79.00$

设备折旧费 $G_d=33.14$ 万元 空气预热费 $G_h=43.35$ 万元 风机运转费 $G_p=6.03$ 万元

总费用值=82.53 万元 出口温度 $t_2=80.00$

设备折旧费 $G_d=32.58$ 万元 空气预热费 $G_h=45.18$ 万元 风机运转费 $G_p=6.30$ 万元

总费用值=84.06 万元 出口温度 $t_2=81.00$

设备折旧费 $G_d=32.05$ 万元 空气预热费 $G_h=47.17$ 万元 风机运转费 $G_p=6.58$ 万元

总费用值=85.81 万元 出口温度 $t_2=82.00$

设备折旧费 $G_d=31.55$ 万元 空气预热费 $G_h=49.34$ 万元 风机运转费 $G_p=6.90$ 万元

总费用值=87.78 万元 出口温度 $t_2=83.00$

设备折旧费 $G_d=31.07$ 万元 空气预热费 $G_h=51.72$ 万元 风机运转费 $G_p=7.24$ 万元

总费用值=90.02 万元 出口温度 $t_2=84.00$

设备折旧费 $G_d=30.61$ 万元 空气预热费 $G_h=54.33$ 万元 风机运转费 $G_p=7.62$ 万元

总费用值=92.55 万元 出口温度 $t_2=85.00$

设备折旧费 $G_d=30.17$ 万元 空气预热费 $G_h=57.22$ 万元 风机运转费 $G_p=8.03$ 万元

总费用值=95.42 万元 出口温度 $t_2=86.00$

设备折旧费 $G_d=29.76$ 万元 空气预热费 $G_h=60.43$ 万元 风机运转费 $G_p=8.49$ 万元
总费用值= 98.68 万元 出口温度 $t_2=87.00$

设备折旧费 $G_d=29.36$ 万元 空气预热费 $G_h=64.01$ 万元 风机运转费 $G_p=9.01$ 万元
总费用值= 102.38 万元 出口温度 $t_2=88.00$

设备折旧费 $G_d=28.97$ 万元 空气预热费 $G_h=68.05$ 万元 风机运转费 $G_p=9.59$ 万元
总费用值= 106.61 万元 出口温度 $t_2=89.00$

总费用最少值 $J=76.33$ 万元 最佳出口温度 $t_2=71.00$

Press any key to continue

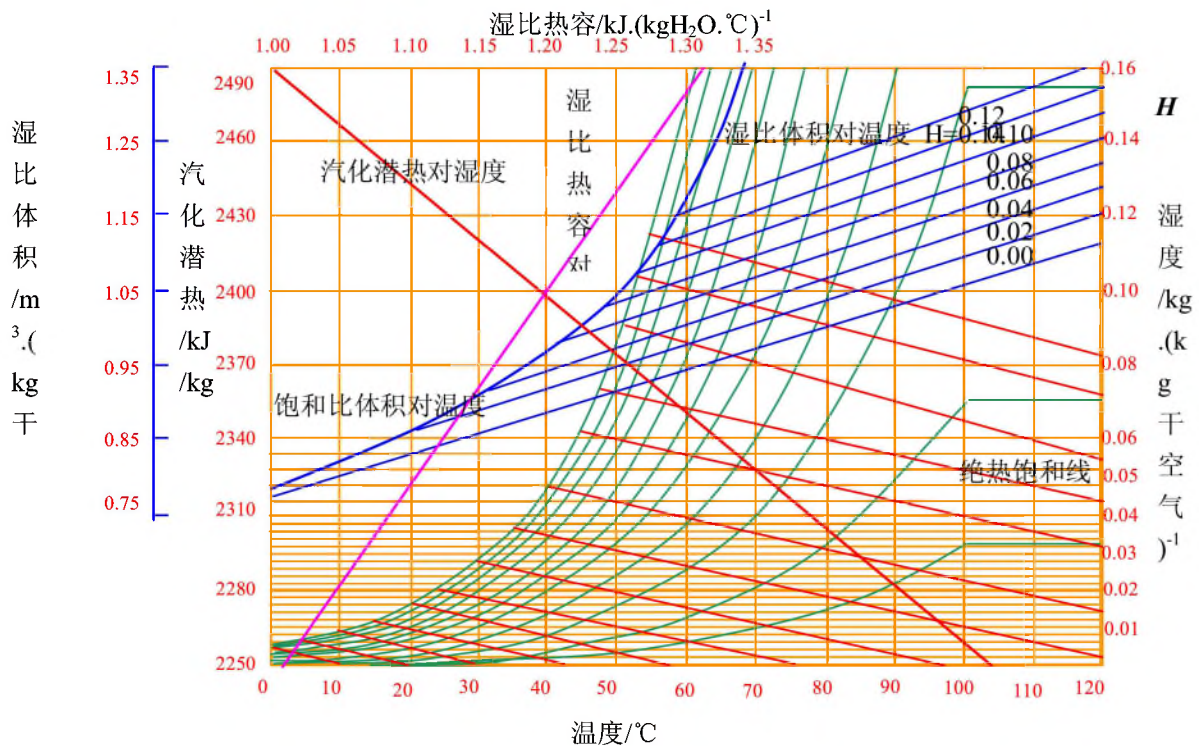
故优化温度为高出出口湿球温度 31°C , t_{w2} 为空气出口湿球温度, t_1 为离开预热器时温度

$$t_2 = t_{w2} + 31^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 105^\circ\text{C} \quad H_1 = 0.02 \text{ kg 水/kg 干空气} \quad \text{根据焓湿图}^{[1]} \text{ 得: } t_{w1} \approx t_{w2} = 40^\circ\text{C}$$

所以 $t_2 = 40^\circ\text{C} + 31^\circ\text{C} = 71^\circ\text{C}$

2. 物料离开干燥器温度 θ_2



湿空气的湿度-温度图

当 $X_C < 0.05$ 时，用以下经验公式计算：

$$\frac{t_2 - \theta_2}{t_2 - t_{w_2}} = \frac{r_{i_{w_2}}(X_2 - X^*) - c_s(t_2 - t_{w_2}) \left(\frac{X_2 - X^*}{X_C - X^*} \right)^{\frac{r_{i_{w_2}}(X_C - X^*)}{c_s(t_2 - t_{w_2})}}}{r_{i_{w_2}}(X_C - X^*) - c_s(t_w - t_{w_2})} \quad (21)$$

其中 $r_{i_{w_2}}$ — 在 t_{w_2} 温度下水的汽化热，kJ/kg

$(X_C - X^*)$ — 临界点出物料的自由水分，kg/kg 绝干料

$(X_2 - X^*)$ — 物料离开干燥器的自由水分，kg/kg 绝干料

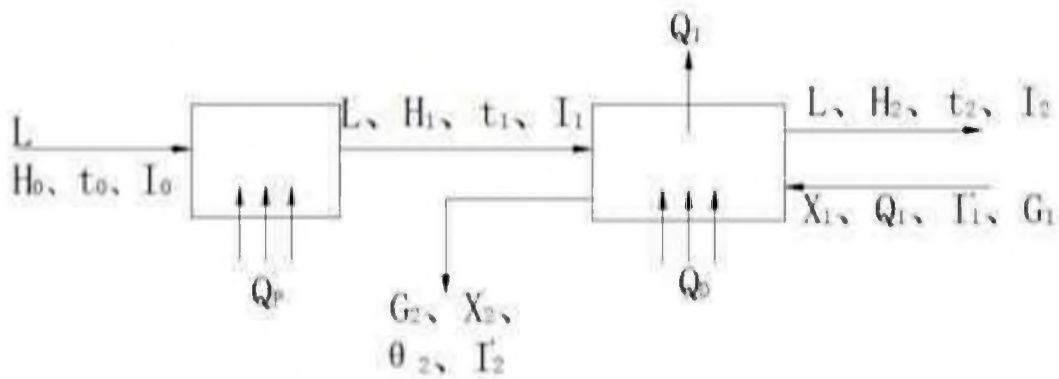
$r_{i_{w_2}} = 2401.1 \text{ kJ/kg}$ $X_2 - X^* = 2.0 \times 10^{-4}$ $X_C = 0.015$ $c_s = 1.2 \text{ kJ/kg} \cdot \text{k}$

由公式得：

$$\frac{71 - \theta_2}{71 - 40} = \frac{2401.1 \times (2.0 \times 10^{-4} - 0) - 1.20 \times (71 - 40) \times \left(\frac{2.0 \times 10^{-4} - 0}{0.015 - 0} \right)^{\frac{2401.1 \times (0.015 - 0)}{1.20 \times (71 - 40)}}}{2401.1 \times (0.015 - 0) - 1.20 \times (71 - 40)}$$

解得： $\theta_2 = 67.66^\circ\text{C}$

2.1.3 干燥器的热量衡算



干燥器中不补充热量， $Q_D = 0$ ，故可利用 $Q = Q_P + Q_D = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_L$ 计算

对于预热器 $LI_0 = Q_P + LI_1$

单位时间内预热器的消耗热量为 $Q_P = L(I_1 - I_0)$

又 $I = c_g t + r_0 H + c_v t H = (1.01 + 1.88H)t + 2490H$

I — 湿空气的焓， r_0 — 0°C 时水的汽化潜热取 $r_0 = 2490 \text{ kJ/kg}$

所以 $Q_P = L(I_1 - I) = L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0)$ ①

对于干燥器 $Q_D = L(I_2 - I_1) + G_C(I_2' - I_1') + Q_L$ ②

①+②得干燥系统消耗的总热量

$$Q = Q_P + Q_D = L(I_2 - I_1) + G_C(I_2' - I_1') + Q_L$$

其中 I' 包括绝干物料的焓和物料中所含水分（以 0°C 的液态水为基准）

$$I' = C_s\theta + XC_w\theta = (C_s + 4.187X)\theta = C_M\theta$$

C_s —绝干物料的比热容, $\text{kJ}/(\text{kg 绝干物料}^\circ\text{C})$

C_M —湿物料的比热容, $\text{kJ}/(\text{kg 绝干物料}^\circ\text{C})$

C_w —水的比热容

加热空气

$$\begin{aligned} \text{加热空气 } Q_1 &= L(1.01 + 1.88H_0)(t_2 - t_0) = L(1.01 + 1.88 \times 0.02) \times (71 - 45) \\ &= 27.24L \text{ kJ/h} = 7.57 \times 10^{-3} \text{ Lkw} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{加热物料 } Q_2 &= G_C C_M (\theta_2 - \theta_1) = G_C (c_s + 4.187X_2)(\theta_2 - \theta_1) \\ &= 2155.55 \times (1.2 + 40187 \times 0.002) \times (67.66 - 30) \\ &= 97492.42 \text{ kJ/h} = 27.08 \text{ kw} \end{aligned}$$

$$\text{水分蒸发 } Q_3 = W(2490 + 1.88t_2) = 66.24 \times (2490 + 1.88 \times 71) = 48.27 \text{ kw}$$

取干燥器热损失为 $Q_3 + Q_2$ 的 15%

$$Q_L = 0.15(Q_3 + Q_2) = 0.15 \times (27.08 + 48.27) = 11.303 \text{ kw}$$

$$\text{由 } Q = Q_P = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_L$$

$$0.01746L = 7.57 \times 10^{-3}L + 48.27 + 27.08 + 11.303$$

$$\Rightarrow L = 8758.1 \text{ kg 绝干空气/h}$$

$$\text{由 } L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{66.24}{H_2 - 0.02}, \text{ 得空气离开干燥器湿度}$$

$$\Rightarrow H_2 = 0.0276 \text{ kg 水/kg 绝干空气}$$

2.1.4 预热器热负荷及加热蒸汽消耗量

$$Q_P = L \times 17.46 \times 10^{-3} = 152.92 \text{ kw}$$

加热蒸汽的消耗量 W_h , 查得 350kpa 下的水蒸气的温度为 $T_s = 138.8^\circ\text{C}$

冷凝热 $r = 2152.3 \text{ kJ/kg}$

取有效传热量 15%, 则蒸汽消耗功为:

$$Q_P = (1 - 0.15) W_h r = 0.85 W_h r$$

$$\Rightarrow W_h = \frac{152.92 \text{ kw}}{0.85 \times 2152.3} = \frac{152.92 \times 3600}{2152.3 \times 0.85} = 300.91 \text{ kg/h}$$

干燥器热效率为:

$$\begin{aligned} \Rightarrow \eta_h &= \frac{Q_3}{Q_p} \times 100\% \\ &= \frac{48.27}{152.92} \times 100\% = 32.32\% \end{aligned}$$

2.2 干燥器的设计

对于干燥器结构的计算，我们在附录里另附有利用程序得出的计算结果，由于小数点后保留的位数不同，故与手算结果存在一定的误差。以下是手算结果。

2.2.1 流化速度的确定^[5]

1. 临界流化速度 u_{mf} 的计算，空气进入干燥器的温度 $t_1 = 105^\circ\text{C}$

105℃下空气参数： $\rho = 0.935\text{kg/m}^3$ $\mu = 2.215 \times 10^{-5}\text{pa} \cdot \text{s}$ 导热系数 $\lambda = 3.242 \times 10^{-2}\text{w/m} \cdot \text{C}$

对于气-固系统，由经验公式 $Ar = \frac{d^3(\rho_s - \rho)\rho g}{\mu^2}$ [3]

$$A = \frac{(0.15 \times 10^{-3})^3 \times (1200 - 0.935) \times 0.935 \times 9.8}{(2.215 \times 10^{-5})^2} = 75.66$$

Ar—阿基米德数

d—颗粒直径，m

ρ_s —绝干物料的密度， kg/m^3

对于均匀球形颗粒： $\varepsilon_{mf} = 0.4$ 由 $Ly - Ar$ 关系曲线得： $Ly_{mf} = 1.5 \times 10^{-6}$

$$u_{mf} = \left(\frac{Ly_{mf} \mu \rho_s g}{\rho^2} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{1.5 \times 10^{-6} \times 2.215 \times 1200 \times 9.81}{0.935^2} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.00765\text{m/s}$$

u_{mf} —临界流化速度，m/s

Ly_{mf} —以临界流化速度计算的李森科数

2. 颗粒带出速度 u_t ：根据颗粒被带出时，床层空隙 $\varepsilon = 1$ ， $Ar = 75.66$ 得 $Ly_t = 0.3$

则颗粒带出速度

$$U_t = \left(\frac{Ly_t \mu g \rho_s}{\rho^2} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0.3 \times 2.215 \times 10^{-5} \times 9.81 \times 1200}{0.935^2} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.4473 \text{ m/s}$$

Ly_t —以临界带出速度计算的李森科数

3. 操作流化速度: u

取操作流化速度为 $0.7u_t$

$$\begin{aligned} u &= 0.7u_t \\ &= 0.7 \times 0.4473 = 0.3131 \text{ m/s} \end{aligned}$$

2.2.2 流化床层面积的计算

1. 干燥第一阶段所需底面积 A_1 计算:

$$\text{由公式: } \alpha_a Z_0 = \frac{(1.01 + 1.88H_0) \bar{L}}{\frac{(1.01 + 1.88H_0) \bar{L} A_1 (t_1 - t_{w_1})}{G_c (X_1 - X_2) r_{1w}} - 1} \quad (4)$$

Z_0 —静止时床层厚度, m

\bar{L} —干空气的质量流速, kg 绝干气/($m^2 \cdot s$)

α_a —流化床层的体积传热系数或热容量系数, $kW / (m^3 \cdot s)$

a —静止时床层的比表面积, m^2 / m^3

取 $Z_0 = 0.10 \text{ m}$

$$a = \frac{6 \times (1 - \varepsilon_0)}{d_m} = \frac{6 \times 0.6}{0.15 \times 10^{-3}} = 24000 \text{ m}^2 / \text{m}^3$$

ε_0 —静止床层的空隙率

d_m —颗粒平均直径, m

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho d_m u}{\mu} \\ \Rightarrow &= \frac{0.15 \times 10^{-3} \times 0.3131 \times 0.935}{2.215 \times 10^{-5}} = 1.982 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha &= 4 \times 10^{-3} \times \frac{\lambda}{d_m} (\text{Re})^{1.5} \\ &= 4 \times 10^{-3} \times \frac{0.03242}{0.15 \times 10^{-3}} \times (1.982)^{1.5} \\ &= 2.413 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

α —流化床的对流传热系数, $kW / (m^3 \cdot s)$

$$\alpha_a = 2.413 \times 24000 = 57917.7 \text{ W} / (\text{m}^3 \cdot ^\circ\text{C})$$

由于 $d_m = 0.15\text{mm} < 0.9\text{mm}$ 对 α_a 校正得: $c=0.11$ 得:

则修正后体积传热

$$\alpha_a' = 0.11 \times \alpha_a = 0.11 \times 57917.7 = 6370.95 \text{W/m}^3 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$6370.95 \times 0.1 = \frac{(0.01 + 1.88 \times 0.02) \times 0.2927}{\frac{(1.01 + 1.88 \times 0.02) \times 0.2927 A_1 (105 - 40)}{2155.55} - 1} - 1$$

$$\frac{2155.55}{3600} \times (0.03093 - 2.0 \times 10^{-4}) \times 2401.1$$

$$\Rightarrow A_1 = 2.221 \text{m}^2$$

2. 物料升温阶段计算所需的底面积 A_2

$$\text{由公式: } \alpha_a Z_0 = \frac{(1.01 + 1.88 H_0) \bar{L}}{\left[\frac{(1.01 + 1.88 H_0) \bar{L} A_2}{G_c C_{m_2}} \right] \ln \frac{t_1 - \theta_1}{t_1 - \theta_2} - 1} \quad [4]$$

C_{m_2} —干燥产品的比热容, $\text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$

A_2 —物料升温阶段所需底面积, m^2

$$C_{m_2} = C_s + 4.187 X_2 = 1.20 + 4.187 \times 2.0 \times 10^{-4} = 1.201 \text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\ln \frac{t_1 - \theta_1}{t_1 - \theta_2} = \ln \frac{105 - 30}{105 - 67.66} = 0.6974$$

$$\text{得 } 6370.95 \times 0.1 = \frac{(1.01 + 1.88 H_0) I}{\frac{(1.01 + 1.88 H_0) L A_2}{1.201 \times 0.6974 \times \frac{2155.55}{3600}} - 1}$$

$$\Rightarrow A_2 = 1.636 \text{m}^2$$

$$\text{所以床层总面积 } A = A_1 + A_2 = 2.221 + 1.636 = 3.857 \text{m}^2$$

2.2.3 干燥器的宽度和长度

今取宽 $b=1.6\text{m}$ 长 $l=2.5\text{m}$ 则实际面积为 4m^2 。沿长度方向在床层内设置四个横向分板, 板间距 0.5m 。

物料在床层中停留的时间:

$$\tau = \frac{Z_0 A \rho_b^{[2]}}{G_2} = \frac{0.1 \times 4 \times 400}{2155.99} = 0.0742 \text{h} = 4.452 \text{min}$$

2.2.4 干燥器的高度

1. 液相段高度 Z_1

$$Z_1 = Z_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \quad Re = 1.9 \quad Ar = 75.6$$

影响流化床层空隙率的因素很多，目前没有一个准确的公式，用半经验公式^[5]

$$\varepsilon = \left(\frac{18 Re + 0.36 Re^2}{Ar} \right)^{0.21} = \left(\frac{18 \times 1.982 + 0.36 \times 1.982^2}{75.66} \right)^{0.21} = 0.861$$

ε —流化床层空隙率

Z_1 —流化床高度，m

$$Z_1 = 0.1 \times \frac{1 - 0.4}{1 - 0.861} = 0.4317 \text{m}$$

2. 分离段高度 Z_2

$$\text{当量直径 } D_e = \frac{4 \times \text{接触面积}}{\text{润湿周边}} = \frac{4 \times \left(1.6 \times \frac{2.5}{5} \right)}{2 \times \left(1.6 + \frac{2.5}{5} \right)} = 0.762$$

由 $u = 0.31 \text{m/s}$ ，查图得 $\frac{Z_2}{D_e} = 2.1$ 所以 $Z_2 = 2.1 \times 0.762 = 1.6002 \text{m}$

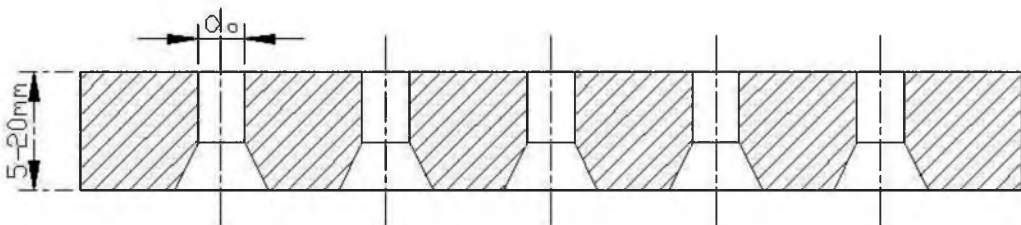
$$Z = Z_1 + Z_2 = 0.4317 + 1.6002 = 2.0319 \text{m}$$

为了减少气流对固体颗粒的带出量，取分布板以上的总高度为 2.8 米。

2.2.5 干燥器的结构设计

1. 布气装置

布气装置包括分布板和预分布器两部分。其作用除了支撑固体颗粒、防止漏料以及使气体均匀分布外，还有分散气流使其在分布板上产生较小气泡的作用，以造成良好的起始流化条件与抑制聚式流化床的不稳定性。



采用单层多孔布气板，且取分布板压强降为床层压强降的 15% 则

床层压降 ΔP_b 近似等于单位截面上颗粒层净质量，即

$$\begin{aligned}\Delta P_d &= 0.15\Delta P_b = 0.15Z_0(1-\varepsilon_0)(\rho_s - \rho)g \\ &= 0.15 \times 0.1 \times (1-0.4)(1200-0.935) \times 9.81 = 105.87 \text{ pa} \\ \Delta P_b &\text{—床层压强降, pa}\end{aligned}$$

气体通过分布板的孔速 u_0 , 有 $\frac{\Delta P_d}{\rho} = \zeta \frac{u_0^2}{2}$

取 $\zeta = 2$, 一般为 1.5~2.5, 则筛孔气速为:

$$u_0 = \sqrt{\frac{2\Delta P_d}{\zeta\rho}} \quad \text{得 } u_0 = \sqrt{\frac{2 \times 105.87}{2 \times 0.935}} = 10.64 \text{ m/s}$$

ΔP_d —气体通过分布板的压强降, Pa

u_0 —气体通过筛孔的速度, m/s

干燥介质体积流量为:

$$V_s = L(0.772 + 1.244H_0) \frac{t_1 + 273}{273} \times \frac{1.013 \times 10^{-5}}{1.013 \times 10^{-5}}$$

$$\text{则 } V_s = \frac{8758.1}{3600} \times (0.772 + 1.244 \times 0.02) \times \frac{105 + 273}{273} = 2.68 \text{ m}^3/\text{s}$$

筛孔直径常取 1.5~2.5mm, 现取 $d_0 = 1.5 \text{ mm}$, 则筛孔总数为 $n_0 = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4} d_0^2 u_0}$

$$\text{所以 } n_0 = \frac{2.68}{\frac{\pi}{4} \times (1.5 \times 10^{-3})^2 \times 10.64} = 142826 \text{ 个}$$

$$\text{分布板的实际开孔率: } \varphi = \frac{A_0}{A} = \frac{\frac{\pi}{4} \times (1.5 \times 10^{-3})^2 \times 142826}{4} = 0.0656 \approx 6.5\%$$

在分布板上筛孔按等边三角形布置, 孔心距为

$$t = \frac{0.952}{\sqrt{\varphi}} d_0 = \frac{0.952}{\sqrt{0.0439}} \times 1.5 = 6.816 \text{ mm} \text{ 取 } t = 6.8 \text{ mm}$$

2. 分隔板

沿长度方向设置四个横向隔板, 隔板与分布板之间的距离为 20~40mm, 提供室内物料通路。分隔板宽 1.6m, 高 2.2m, 厚 5mm。

物料出口堰高 h

$$\text{Re}_t = \frac{\rho d u_t}{\mu} = \frac{1.5 \times 10^{-4} \times 0.4473 \times 0.935}{2.215 \times 10^{-5}} = 2.832$$

$$\frac{Ev-1}{u-u_{mf}} = \frac{25}{\text{Re}_t^{0.44}} = 15.81$$

得到:

$$\frac{Ev - 1}{0.3131 - 0.00765} = 15.81 \quad \Rightarrow Ev = 5.82$$

$$\text{代入} \frac{2.14 \times \left(Z_0 - \frac{h}{Ev} \right)}{\left(\frac{1}{Ev} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{G_c}{b\rho_b} \right)^{\frac{2}{3}}} = 18 - 1.52 \ln \left(\frac{Re_t}{5h} \right) \quad [21]$$

$$\frac{2.14 \left(0.1 - \frac{h}{5.829} \right)}{\left(\frac{1}{5.829} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{2155.55}{3600 \times 400 \times 1.6} \right)^{\frac{2}{3}}} = 18 - 1.52 \ln \left(\frac{2.832}{5h} \right)$$

$$\text{即 } 22.12 - 68.82h + 1.52 \ln 0.5664h = 0$$

试差解得: $h = 0.28073m$, 圆整取 $h = 0.3m$ 。

h —溢流堰高度, m

ρ_b —颗粒的堆积密度, kg/m^3

Re_t —对应于颗粒带出速度的雷诺数

b —溢流堰的宽度, m

Ev —床层膨胀率

3. 支座

参考资料可知选用腿式支座。

$$\text{当量直径按以下公式计算 } D_e = \frac{4ab}{2(a+b)}$$

a ——表示横截面长度, m

b ——表示横截面宽度, m

干燥器的横截面当量直径:

$$D_e = \frac{4ab}{2(a+b)} = \frac{4 \times 1.6 \times 2.5}{2(1.6+2.5)} = 1951mm$$

$$\text{取 } 20\% \text{ 余量, 则 } D_e = 1951 \times (1 + 20\%) = 2341.2mm$$

可选 JB/T4713-1992, BN 型, No. 5 允许载荷 $Q_0 = 35kN$, 支腿数 4, 高 1360mm

4. 干燥器壳层厚度选择

课题选择 A3 钢, 即 Q235-A。采用双面焊及局部无损探伤 ($\phi = 0.85$), 则壁厚用以下公式计算

$$\delta_d = \frac{PD}{2[\sigma]\phi - P} + c$$

其中 δ_d ——壁厚

P ——干燥器内部压力

$[\sigma]$ ——许用应力

c ——为修正系数

取 $P = 90kPa$ ，Q235-A 的许用应力 $375MPa < [\sigma] < 500MPa$ ，取 $[\sigma] = 400MPa$

$$\text{不考虑修正系数时 } \delta_d = \frac{PD}{2[\sigma]\phi - P} = \frac{90}{2 \times 400 \times 10^3 \times 0.85 - 90} = 0.14mm$$

考虑到设备加工及使用磨损取 $c = 3.0mm$ ，则 $\delta_d = 0.14 + 3.0 = 3.14mm$ ，圆整取

$$\delta_d = 3.5mm$$

2.3 附属设备的选型

2.3.1 送风机和排风机

风机的选择：系统中采用两台风机，一台为鼓风机，安装在流化干燥床之前，另一台为引风机，安装在干燥塔后。风机按其结构形式有轴流式和离心式两类。轴流式的特点是排风量大而风压很小，一般仅用于通风换气，而不用于气体输送。故选择离心式通风机。空气流经系统各设备和管道的阻力大致如下：

干燥系统阻力估算表

设备	压降/Pa
空气过滤器	200
换热器	100
干燥器	10000
旋风分离器	1500
袋滤器	1500
管道、阀门、弯头等	1500
合计	14800

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/965124210110011131>