

《化工译丛》

化工过程及设备

第三輯

(干燥专輯)

化工过程及设备译丛編译組編

上海市科学技术编译館

化 工 过 程 及 设 备

第 三 輯

(干 燥 专 輯)

化工过程及设备译丛編译組編

*

上海市科学技术編译館出版

(上海南昌路59号)

新华书店上海发行所发行 各地新华书店經售

商务印书館上海厂印刷

*

开本 787×1092 1/16 印張 6 1/2 字數 200,000

1964 年10月第1版 1964 年10月第1次印刷

印數 1—5,500

編 号 : 66 · 229

定 价 : 0.80 元

目 录

1. 干燥(单元操作評述).....	1
2. 干燥器的选择.....	8
3. 噴雾干燥器性能的理論相关	13
4. 噴雾干燥器	22
5. 噴气干燥器中松散物料干燥过程的研究及合理流程的設計	29
6. 一些过热溶液的噴雾干燥	35
7. 高水分产物脫水的噴雾蒸发-干燥机组.....	39
8. 噴射干燥	43
9. 最近的流动干燥装置	49
10. 在流化床中采用过热溶剂进行干燥	56
11. 几种聚合材料在流化床和噴动床中的干燥	60
12. 噴动床內噴管直徑的估計	63
13. 气流速度对回轉圓筒干燥器傳热的影响	67
14. 用于顆粒肥料的回轉式干燥器及冷却器	73
15. 急驟干燥与研磨的联合装置	81
16. 在攪拌式設備中的間接干燥	87
17. 在化工設備中爆破片尺寸的決定問題 ..	96

1. 干燥(单元操作評述)

Drying (Unit Operations Review)

W. F. Calus

本評述摘要了在 1962 年发表的有关干燥方面比較重要的一些文章,主要是与干燥设备的設計有关的。討論所及包括有流态化床干燥、旋扭管(rifle tube)式干燥器、渦流干燥器、噴动床干燥、固体接触干燥器、噴雾干燥器、回轉式干燥器、間歇式干燥器以及气体的干燥。也曾推导出关連被干燥物料的性质与噴雾干燥器尺寸的关系。

本評述回顾了 1962 年发表的有关干燥各方面的文章。运用固体顆粒与气体接触干燥设备設計的研究文章,例如流态化床与噴雾式干燥器,在数目上有显著的增加。将所有这方面的工作加以詳尽的回顾,就需要另一篇專門着重这方面性质的文章。但是,有关水分在固体中迁移机理的文章在数目上是比以往几年要少一些。

現在有許多种干燥设备,但是由于流态化床已經改进到这样程度,以致遇到一个干燥問題时,首先要考虑及此。几乎是立即傳热、密切的气体与固体的接触、高的热效率、容易改变停留時間、简单的温度控制、因为流态化床系統中沒有运动部件而且维护費用低、以及比較无阻碍的連續操作等,是这个技术的許多优点。

在噴雾題目方面,特别是从液滴的傳质与傳热到液滴方面,有許多篇的研究报告,以致有可能导出一个关連被干燥物料的性质与噴雾干燥器尺寸的关系。因为这是第一次嘗試,更多实验工作来証实这个关联是有必要的。

旋扭管式干燥器、渦流干燥器与噴动床干燥,后者是根据气体与固体的密切接触原理,都正在广泛应用。

流态化床干燥

Heertjes^[1] 导出了流态化床中傳热系数与傳质系数的类似律,他还給出从气体到流态化顆粒的傳热系数关系。这个关系是将下列无因次數群的一种关連: Nu 、 Fr 、 Re 、 Pr 、空隙度、与顆粒直徑和流化床直徑比。

他用一小型試驗设备,将硅胶在空气中进行干燥。为了証明前述的关連可作一般推广,应当在較

大设备中采用不同物料加以試驗。

Basel 与 Gray^[2] 介紹了用合适溶剂的过热蒸汽作为干燥介质以改善流态化床干燥。曾从中間型工厂成功地发展到建立起干燥聚丙烯类树脂的大型工厂。

采用过热蒸汽是应用其他研究者^[3~5] 的成功,他們曾証明如果以过热蒸汽代替空气,可将恒速阶段的干燥速率有效地增加,这是由于去除不扩散气体膜阻力之故。这样的影响也适用于降速阶段。这些性质,例如高的气体粘度,高的气体密度,低的平均顆粒尺寸与寬的篩分程度,結果都可改善流态化质量与較高的内部傳热速率。此外,如与空气或氮比較,过热蒸汽具有較高的容积热容,因此,仅要求較小亦即較为經濟的设备。

用过热蒸汽以干燥由溶剂所潤湿的高分子聚合物,可以免除水洗与溶剂的回收,这样可以大大减低操作費用。

在美国鋼鐵公司^[6] 发展了連續操作式流态化床以干燥煤,从流态化厂的規模与流态化床操作中以及輔助设备方面如何解决两者而論,实为流态化床干燥历史上最感兴趣的事。这流态化厂是由 Dorr-Oliver 公司所設計,能在每小时干燥 375 吨煤,实际能除去 35 吨水,所用流态化介质为最初温度在 $1,200^{\circ}\text{F}$ 的空气。为了均匀的流态化操作,要求原料有适宜的組合;否則床层中如果存在死角会引起失火,以及床层內压强降的波动以致輔助设备的不能稳定地操作。

从許多实验得出的結論为:通过分布板的流动阻力应远远高于为了本身重新排列而引起流态化系統的原有的阻力。从鉄矿在深流态化床的操作經驗,表示有必要維持通过分布板的压强降为通过床层压

强降的 10%，以及在任何情况下，不应小于 0.5 磅/时²。在这个工厂中，当分布板的空隙面积减少到 4.5% 时，操作是满意的。这样就获得通过分布板的压强降为 18 吋水柱。

一个 14 呎直径的床仅具有有效自由空隙 9 呎直径，如果缩小到 6 呎直径的烟囱，其高度为 27 呎，为了气体与固体的正常分离，自由空隙是嫌不足。如若增加烟囱的直径达到 10 呎时，可以适当改善分离情况，正如 Wen 与 Hashinger^[7] 在关连磨损关系时所预测的。如何应用湿煤加料与旋风分离器的堵塞为其他所涉及的问题。

Fluostatic 公司制造一种较其他型干燥器占据面积较小的设备。图 1 为这种示意图。在塔的上部将被干燥物料加入，于是在有孔分布板上形成 12~18 吋高的床层。从燃烧室产生的热气体通过这有孔板，使气体得均匀地分布通过物料，并使物料均匀地流态化。成品从出料管引出，废气带着尘灰从塔顶离开干燥设备。设备在开工后可以不加注意地操作着。

设备最大能力的范围是在 5~200 吨/小时，但是可以操作在 1/10 的最大能力；根据物料，可以处理 30~50% 的湿物料。用这种方法处理的物料，典型的是矿物、金属、泥土、滤饼、涂料、煤、食物与热敏感的化学品。

Metheny 与 Vance^[8] 在一个中间型设备中，研究了流态化干燥器中颗粒的成长。在几何形状上他们所用的流态化设备是与机械分离器相似的，因此不同大小的颗粒可以分开。

形如雾状的原料溶液与晶种是从流速缓慢的上层加入，在这里颗粒成长、晶核形成与附聚作用都在发生。当颗粒尺寸增大后，则落入流速高的下层，在这里完成干燥与颗粒分离。曾以硫酸铁、苛性钠、氯化钙与氯化钠进行试验。发现颗粒尺寸可从晶种大小的选择、分离层直径与颗粒直径比、以及溶液与固体加料比几方面加以控制。同时也表明当成品尺寸增大时，成品的形状接近成为球状。但是，料液的浓度与温度及干燥速率也能影响成品的形状。

Markvart 等^[9] 也曾把流态化床中的颗粒成长加以研究，特别注意到床层温度与溶液温度的影响。几种盐类的溶液曾被试验，结果得知在大都情况下，床层的温度与加入到流态化床的溶液温度是相互有关的，但是对这些温度与颗粒行为间的关系还没有获得。对氯化钠而言，溶液的浓度或床层温度对于颗粒成长的性状没有显著的影响。在干燥含水硝酸

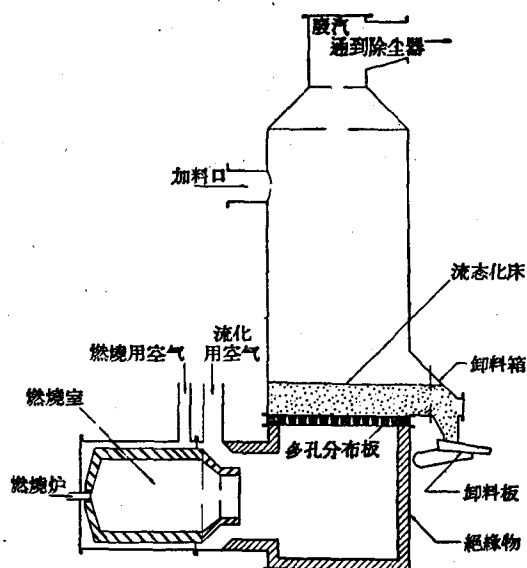


图 1 典型 Fluostatic 干燥器的布置

钙($\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$)时，如果在熔融状态加入，增加床层温度会形成较小与较光滑的粒子。对氯化钙溶液，增加床层温度将推迟粒子的成长速度，但是溶液的浓度则无影响。一些研究者关于这方面也观察到同样的结果。用直接方法测定流态化床中的温度梯度是感到兴趣的。

Vanecek 等^[10] 关连了整个流态化床干燥设备的投资与生产能力之间的关系。整个设备包括有一个床塔、所用旋风分离器、所用鼓风机、一具燃烧室、一具固体加料器、以及湿料贮器与干料贮器。设备的生产能力是表达成为分布板的面积。他们关连的结果是类似于 $2/3$ 规律的，但是他们获得的指数是 0.59，这是符合于其他类型设备的对应值的。遗憾的是他们关连时用了估计的价格，没有采用设备实际所需的价格。他们还这一类干燥器，在考虑到一些有关因素如用作干燥介质的气体的流量、固体的停留时间与干燥时的温度后，将操作成本加以分析。用数学方法以解决这个问题是异常有意义的，但是在一定过程中，是否应当变更干燥介质的流量，因为这已由粒度范围与湿物料的性质所确定了。

Priestley^[11] 描述了应用流态化技术以干燥下列物料：如石灰石、页岩、水泥块、翻砂用的砂、鼓风机渣、磷矿石、塑料等等。

Calmic 工程公司制造成在轧片以前用的颗粒状物料的流态化干燥设备。被处理物料是放在鼓风机的正压一边，并具有下述优点。首先，对物料容器底部连接着，因此没有机会使尘灰或粒子留在设备

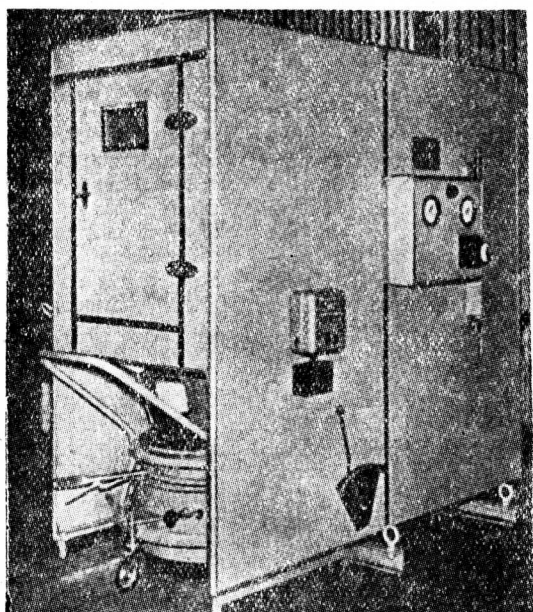


图2 Calmic 流态化干燥设备

的底部,致使空气通过物料时挟带着。其次,任何从湿物料逸出的可燃性气体就无须通过鼓风机,而是立即排入空气,因此避免了爆炸危险。

Calmic 连续式流态化干燥设备是为了需要对同样品种有较大产量而设计的。这套干燥设备是按转塔原理操作的;其中包括8个站或位置,1个是用作加料,3~4个是作干燥用,1个是用作出料,其余2个是用作清洗。每段或站具有底面积7呎²,以及每个容器约可装载200磅湿料。设计的根据为使在标准化的流态化干燥器中进行的实验,可以在这连续式设备中重复,当然,为了从中间型放大到生产规模,这一点是很重要的。

其他固体与气体接触的干燥设备

Aldrich^[12] 在他评述气流式干燥设备时,注意这类设备的一些优点。气流式干燥器、鼠笼式系统、与撞击磨和闪式干燥系统都属于这一类。普遍特征为干燥气体与物料的密切接触,特别是在与磨碎联合操作时,以及受到干燥气体对物料的相对大的接触面积。此外,粒子的停留时间异常短促。湿物料与热的气体在磨碎设备的进口处会合,由于激烈的搅动与粉碎作用,大量水分立即去除。因此,甚至对热敏感物料,使用较高的气体温度是可能的。确实,有些可以在200°F范围煨烧的含水物料,如用1,200°F的气体进口温度,依然没有煨烧的迹象。各种物料在这类设备干燥时所获得的水分除去

程度与成品的大小曾用一张表格给出。

Schaub^[13] 描述了旋扭管式干燥器(rifle tube)的发展与性能数据。旋扭管是由两个同心圆管所组成,在环隙间装有螺旋圈,并于外管周围安装一个加热夹套。物料是呈粉状,干燥作用是由于从旋扭管的传热而获得,不同于气流式干燥器之传热是由于载热气体。置于环隙间螺旋圈的作用,是使固体-气体混合物引入离心力,致使粒子向热的壁面接触着。当载热气体在循环时,有必要包括一具冷凝器使干燥器中所产生的蒸汽冷凝,此外还需一具气体预热器。控制干燥温度是容易的,特别是应用水蒸汽为加热介质时。停留时间已在设计时加以确定,通过控制载热气体的流速,可以作较小的调整。

据称,这类干燥器是最适用于干燥热敏感物料。但是,在其中不适用粘结物料。可以循环使用载热气体为这种设备的极好特点,因为可容许使用除空气外的其他气体,并仅需小的气体预热器,与导致溶剂的高效回收。

对于干燥水湿或苯湿的聚乙烯粉、或水湿的石灰粉的大型设备,都会有性能数据,例如传热速率、干燥速率、干燥器的热效率、压强降、应用的气流速度以及固体与气体用量比。

John Dalglish & Sons 公司介绍一种称为Minifour 运送干燥器,附有4呎阔的输送带,适用于小型生产,这是一种介于间歇式与高产量的干燥器。这一种与该公司以前制造的8¹/₂呎阔输送带的一种颇多类似之处,但是有些改进,因而价格亦降低。采用4呎阔的,可直接地从4呎阔的绳索卸料过滤器上取得原料。

为了获得运送干燥器的最大效率,在钻孔输送带上面必须均匀地铺满,甚至在边缘处;这在较狭输送带容易做到,因此加料设备比较便宜些。如同较大型的风扇与加热器都装在旁边,故空气的向上或向下再循环都可用。运送器是经过重新设计,新颖之处在于避免用绞链丝。

安装费用低是由于干燥器已在出厂前预先装就,与将整个设备运送到所需要的地点。

为了干燥粘结而成立方体形的聚酯类粒子,从最初水分3%干燥到0.05%,渦流与流态化干燥器(图3)已在发展。现有^[14]关于200公斤/小时产量的干燥器的性能数据。为了有效地获得必要的干燥程度,假使物料会在这样温度范围发生粘结,则干燥气体必须维持在最低温度,此时用一种会使粒子与器壁接触的或者使粒子彼此接触的设备是不可能

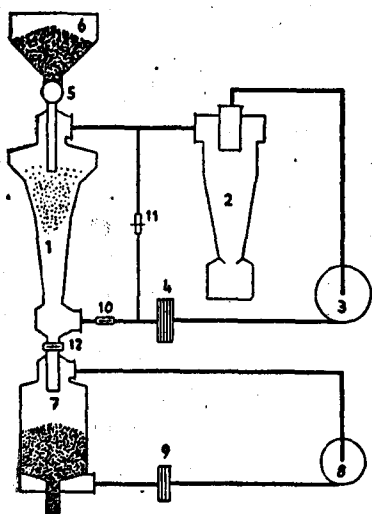


图3 Lurgi 湍流与流态化联合干燥器

- 1—湍流干燥器；2—除尘器；3—鼓风机；
4—空气加热器；5—加料阀；6—贮藏罐；
7—后干燥器(即流态化)；8—鼓风机；
9—空气加热器；10—反向翼门；11—反
向翼门；12—卸料翼门

的。这样发展成为 Lurgi 式的两级干燥器。

在湍流干燥器中，湿物料洒布于热的干燥气体内。由于高温差，大量水份快速的被去除，再由于粒子间没有接触以及少的停留时间，可以避免结块。这样预行干燥的物料方始可加到流态化床，在这里可以在物料的临界温度以下完成干燥，同时停留时间也可以随着需要而控制。整套设备保证物料从湍流干燥器进入流态化床，并且保证了干燥气体的再循环；并装有了自动操作与控制的仪器。

喷动床 (Spouted Bed) 技术是一种将气体与粗颗粒物料接触的方法。设备为一个有锥形底的直立圆筒，气体从锥形底引入。设备内的流动类型如图4所示。气体进入圆筒内后，对于颗粒床产生一种有规则的圆圈形运动，以致颗粒被气流很快地带起，特别在床层的中间区域。在环带区的颗粒，靠着中间并主要是向下移动，但是亦偏向中间区域，一直等到再被气体喷管向上再行循环。

这种方法本身与其应用到固体的干燥方面是一种比较新的发展。这方面首先工作的为 Mathur 与 Gishler^[16]，他们研究了床的直径、流体进口管直径、床层高度与固体和流体的物理性质对于喷动情况的影响，此外还需要最小的喷动流速。

Peterson^[16] 导出一个经验关系，关连了物料在干燥时的温度与下列因素：进口温度、颗粒直径、床的直径、加料速率与加料的湿含量。这样的关连是

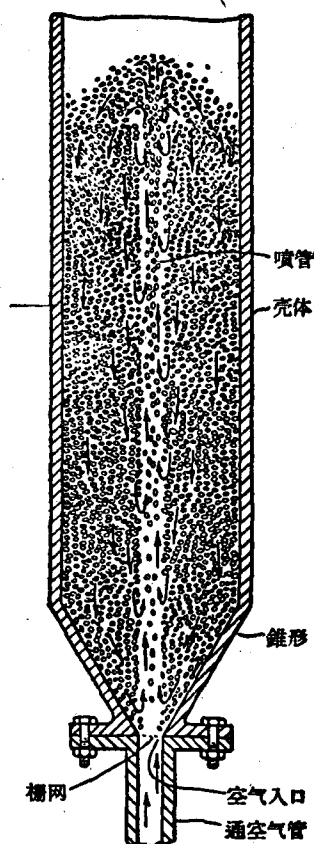


图4 喷动床内的流动类型

根据一具工业型喷动床在采用豌豆、扁豆、与亚麻子的实验，每小时处理量在 20 吨范围。曾给出干燥器的详细描述与辅助设备，以及性能数据。这类干燥器的热效率对于豌豆的实验，是在 1,800~3,800 英热单位/磅水(蒸发)的范围。设备的生产能力为 1.5~7 磅水(蒸发)/呎³·小时。对于回转式干燥器，在处理同一类的成品时，其相对应的数值为 2~6。

喷雾干燥器

Glückert^[17] 导出一个理论关系，关连了喷雾干燥器在操作时的传热率与干燥器的几何形状、干燥时的温度、喷头型式以及成品的颗粒尺寸。曾作了一些假定。对最大与最慢的被干燥粒子的飞翔时间与传热速度为推导的根据。在一个并流干燥器内，粒子离开喷雾头时很迅速地达到干燥气体的流速，并走着约等于四倍干燥器直径的距离后，才遇着器壁。一个饱和的液膜会迅速地在液滴的表面形成，因此气体与液滴间的温度差为传热的推动力，并以气膜系数为控制的系数。粒子行走的时间决定了传热所需的温度差。从喷头逸出的再循环气流是大到

可使整个容器内基本上是定温，除非在直接低于气体进口的几个喷头直径处。粒子形成一个壳，当干燥进行时，液滴的直径基本上是不变的。在喷雾“人口”(Population)中的一些最大粒子，为平均大小粒子的单位体积的三倍表面积。

由于喷雾装置的特性很重要，对每个装置要求一个不同的关连，现在已有对两种液体的喷雾头的关连，即压力式喷雾头与离心碟式喷雾头。

关连是通过在 1、2、3 呎直径的干燥器中干燥硫酸钠溶液，与在 2 呎直径干燥器中干燥碳酸钙的试验。得到的干燥速率要比预定的高 50%，这是可以想象的，因为在导出理论关系时有些假定。

作者推荐，这个关连可以用之于放大，用之于估计操作条件变更时的影响，以及用之于初步设计时估计成本。

没有疑问的是，关连应当通过较多种类的物料与不同尺寸的干燥器加以试验，可能由此而得到经验的校正系数，将对于设计更合适些。

Boucher^[18] 在早些时期的工作中，报告用了声能喷嘴于喷雾干燥器的试验。一个显著的优点是在由于附聚作用，减少了很细颗粒的比例。

从闪击液体的喷射孔所形成的喷雾，与喷雾形

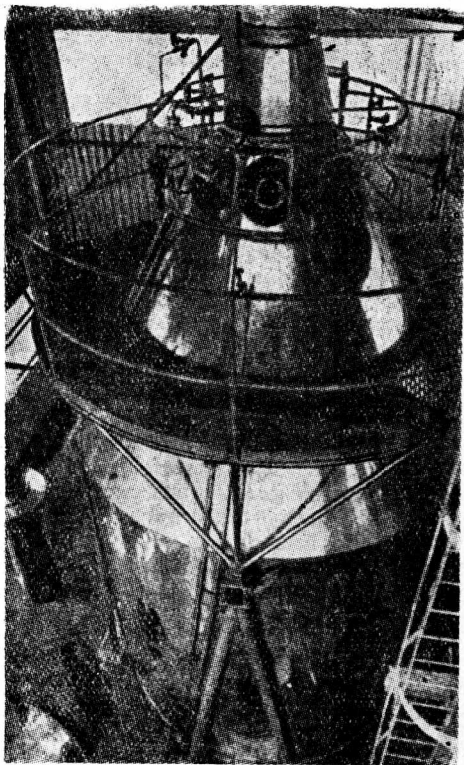


图 5 在 Steels Process Plants 公司的加压喷射孔试验工场顶部

成的机理已有研究报道^[19]。

从鼓风机产生的喷雾液滴的大小测定，已采用腊的凝固而测得，并与用一些捉捕样品技术的结果作比较^[20]。

Hoffman 与 Gauvin^[21] 报告了如何在圆柱器内，将喷雾滴悬浮在吸收气体介质中蒸发装载分布的计算，此外，Tate^[22] 提出喷雾滴沉浸方法的改进。

图 5 为近来在 Steels Process Plants 公司的新试验室中完成的加压喷射孔试验工场的全景。

回 轉 干 燥 器

Saeman^[23] 已将目前关于回转干燥器的情况，详尽与精辟地加以回顾。主要考虑之处为物料输送、热的传递与压强降的理论与实际间的关系，加以作者推荐最低成本与最佳性能的情况下，如何设计与放大回转干燥设备。作者引述 14 篇有关这方面的文章。

Schofield 与 Glikin^[24] 获得一些结论，从干燥实验关于含有组成如硫酸铵、磷酸铵、硝酸铵与磷酸钙(单钙)，以及不同量的硫酸钙、氯化钾、硫酸钾与磷酸钾的混合肥料。这些是造型成为几乎球形体，其平均直径为 2.5 毫米。在干燥前的水份不很高，以致不会有恒速阶段干燥。颗粒看来象高度多孔体，但是实验表示干燥是由于蒸汽扩散而不是水份按毛细管作用移动。从三种含磷混合肥料的干燥曲线的形状证明了作者的观点，就是既不是多孔性又不是无孔性物料的类型。由于有些组份是高度水溶性，特别在干燥时的温度，有可能可观部分的孔隙会被浓厚溶液所充满，因此将物料的多孔特性变更了，而且涉及到干燥机理。

报告中有装以星形抄板的三个大型回转干燥器的操作数据，在其中肥料粒子与气体流动呈平行，还有一些对这些干燥器的操作给出一些有用而实际的数据。

他们对固体粒子与气流在回转干燥器或冷却器中作向流时的分析研究，结果得出一些公式，根据颗粒停留时间与干燥器中装载量而导出的。他们所得的可与其他作者^[25,26] 所获得相象的但是经验的公式作比较。在向流回转干燥器中的最大气体流速，可以规定为装载是无限大时的流速；按这种定义最大流速的 60% 可推荐为在这种类型的干燥器中的最高气流速度。

McCormick^[27] 的论文题目为直接加热回转干燥器中的传热速率。作者建议一个干燥器的传热能

力、当物料流动量不变时的气体质量速度与干燥性能間的关系。关連的根据为傳热的推动力是气体与固体間的对数平均温度差。傳热系数是与干燥器的直径成反比，并与质量速度的一个指数成正比。用了容积傳热系数，其定义为傳热系与在1呎³干燥器中顆粒曝露面积的乘积。抄板的布置、抄板的能力、干燥器尺寸、噴洒效率、旋轉速度、干燥器的載量与固体的性状等的影响，都在一个比例系数中考虑之。

所建議的关系是基本上与 Friedman 和 Marshall^[28] 所建議的具有同样形式，但是包括了质量速度的指数为 0.67。从三个最重要关于这方面工作^[26,28,29]的实验数据，曾經应用以驗證前述关系。

显然，从所建議的关系以計算傳热数值，与在 8 与 12 吋直径的小型干燥器中所测定的数据十分符合，但是在工业用尺寸的干燥器中的相对应的数值，就沒有这样相符。对这些情况，Miller、Smith 与 Schnette^[29] 所建議用指数 0.46 于质量速度上是更加合适。这个关系对于放大方面是一个有用的指示，为了这个緣故而作者推荐的。

間歇干燥器

Uhl 与 Root^[30]，从实际与理論方面，总结了目前关于在攪拌器中間接干燥的知識。盘式干燥器、回轉攪拌干燥器、帶有螺旋的夹套槽、与翻滾式夹套器例如双錐形混和器都是属于这一类。以往設計这类干燥器，在考虑某一种时，先用物料在小型中加以

試驗。在放大时，只需記住干燥速率在小设备中是大約仅为大型时的 40~60%。这是从小型中的热量損失較大与輻射热較少作为解釋。应用方面、操作手續、动力消耗、攪拌措施、輔助设备与设备維護，都是对間歇式干燥器应予考虑的問題。显然，从这篇文章，說明这类设备的設計是完全依靠于实验及过去經驗。

这篇文章是根据这方面的 27 篇文章加以分析的。

Ciba^[14] (图 6) 制造的箱式干燥器的特点，是在于干燥空气对被干燥物料的平均分布，以及小的空气温度的变动。这套设备包括有絕热的箱，在其中置放有成品的托盘，平放于豎立架上。平均空气分布是使空气在托盘間通过蜿蜒的途徑而获得的。当通过干燥器的过道时，空气的温度是經過位于綫路上的升压机而維持的。采用蒸汽冷凝液以預热干燥空气，可以节约操作費用。由于厂家乐于直接用貨車裝載于对流式干燥器，Ciba 式已采用这样安排，不同于現在盘式裝載的方法。

气体的干燥

Ruheman^[31] 討論了关于空气与其他气体的固定床干燥器設計中的基本数据及其計算，还对商业用干燥器投資与操作費用方面的工程問題。对三种广泛应用的去湿剂，硅胶、活性氧化鋁与分子篩，平衡数据已表达成为图表，如等温綫、等压綫、等交换綫*、以及去湿剂的平衡載量与相对湿度的关系。等

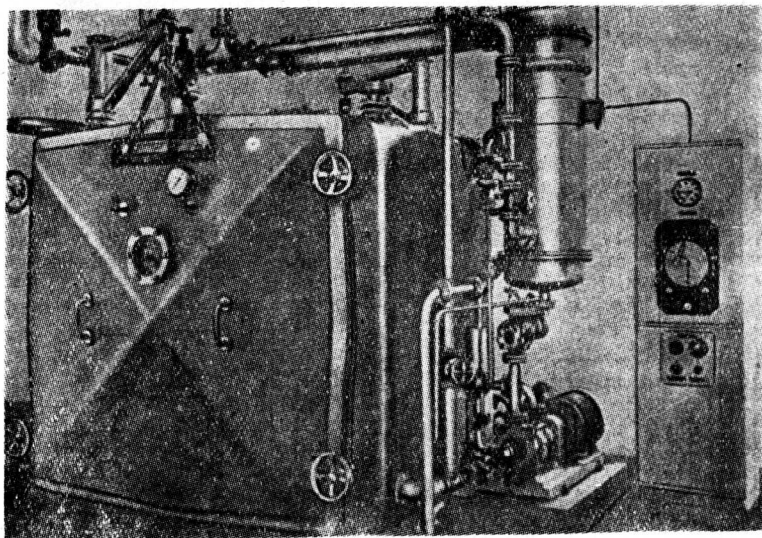


图 6 Ciba間歇干燥箱

* 經查参考^[31] 原文，应作 Isosteres，故譯作等交换綫(指分子篩)——譯者注

温干燥器的传热难题,已有倾向改用绝热操作的干燥器。干燥器的操作几乎大半依赖于再循环系的效率。倘若机器可以自动操作,这一点可被大大增加。关于降低这些设备的成本,一个趋势是在制造标准型部件,从这些不同大小的干燥器可以一批一批的组合成。对一些自动操作的干燥器流程,以及如何操作曾有介绍。

参 考 文 献

- [1] P. M. Heertjes, Can. J. Chem. Eng., 1962, **40**, 105~109.
- [2] L. Basel and E. Gray, Chem. Eng. Progr., June 1962, **58**, 67~70.
- [3] L. Wenzel and R. R. White, Ind. Eng. Chem., 1951, **43**, 1829~1837.
- [4] Ju Chin, Chu, A. M. Lane and D. Conklin, Ibid., 1953, **45**, 1586~1591.
- [5] Ju Chin Chu, S. Finelt, W. Hoerrner and Min-shuey Lin, Ibid., 1959, **51**, 275~280.
- [6] J. O. Agarwal, W. L. Davis and D. T. King, Chem. Eng. Progr., Nov. 1962, **58**, 85~90.
- [7] C. Y. Wen and R. F. Hashinger, A. I. Ch. E. Journal, 1960, **6**, 220~226.
- [8] D. E. Metheny and S. W. Vance, Chem. Eng. Progr., June 1962, **58**, 45~48.
- [9] M. Markvart, V. Vanecek and R. Drbohlav, Brit. Chem. Eng., 1962, **7**, 503~507.
- [10] Idem, Ibid., 1962, **7**, 428~431.
- [11] R. J. priestley, Chem. Eng., July 9, 1962, **69**, 125~132.
- [12] R. J. Aldrich, Chem. Eng. Progr., June 1962, **58**, 62~66.
- [13] F. Schaub, Chem. Ing. Techn., 1962, **34**, 213~218.
- [14] Thomas McDowell Ltd.
- [15] K. B. Mathur and P. E. Gishler, A. I. Ch. E. Journal, 1955, **1**, 157~164.
- [16] W. S. Peterson Can. J. Chem. Eng., 1962, **40**, 226~230.
- [17] F. A. Gluckert, A. I. Ch. E. Journal, Sept. 1962, **8**, 460~466.
- [18] R. M. G. Boucher, Chem. Eng., Oct. 2, 1961, **68**, 83~100; Sept. 21, 1959, **66**, 151~154.
- [19] R. Brown and J. L. York, A. I. Ch. E. Journal, 1962, **8**, 149~158.
- [20] D. Hasson and J. Mizrahi, Trans. Inst. Chem. Eng., 1961, **39**, 415~422.
- [21] T. W. Hoffman and W. H. Gauvin, Can. J. Chem. Eng., 1962, **40**, 110~118.
- [22] R. W. Tate, A. I. Ch. E. Journal, 1961, **7**, 574~577.
- [23] W. C. Saeman, Chem. Eng. progr., June 1962, **58**, 49~56.
- [24] F. R. schofield and P. G. Glikin, Trans. Inst. Chem. Eng., 1962, **40**, 183~190.
- [25] C. F. Prutton, C. O. Miller and W. H. Schuette, Trans. Amer. Inst. Chem. Eng., 1942, **38**, 123.
- [26] W. C. Saeman and T. R. Mitchell, Chem. Eng. Progr., 1954, **50**, 467.
- [27] P. Y. McCormick, Ibid., June 1962, **58**, 57~61.
- [28] S. J. Friedman and W. R. Marshall, Ibid., 1949, **45**, 573.
- [29] C. O. Miller, B. A. Smith and W. H. Schuette, Trans. A. J. Ch. E., 1942, **38**, 841.
- [30] V. W. Uhl and W. L. Root, Chem. Eng. Progr., June 1962, **58**, 37~44.
- [31] S. Ruheman., Trans. Inst. Chem. Eng., April 1962, **40**, A61~68.

自“Chemical Process Engineering & Atomic World”, **44**, No. 5, 273~278 (1963)

顾毓珍译

2. 干燥器的选择

Aids to Dryer Selection

N. H. Parker

我們在一系列文章的第一篇中*,曾概括地談到在提出設備規格前应采取的基本步驟,即所謂“責任性的決定”。

這一決定是:準備自己對所要購置的設備負責呢,還是讓合格銷售商來負責呢?當然,也有折衷情況。這些情況,我們曾經在第一篇討論混和器規格的文章中談到過,同時也談到一些會引起麻煩的、責任不清的地方。

在準備提出任何型式的設備規格時,第一步(在作出責任性的決定後)是規定這設備所要完成的任務。在談到混和器的文章中,我們曾將設備的型式與所要完成的任務二者聯繫起來提出選擇的原則。這樣,我們在擬訂干燥器的規格時是否也有類似的設計原則呢?

為此,作者制訂了一種干燥器的選擇指南(表1)。應該注意,基本的操作要求可分為兩大類,間歇操作和連續操作,這兩類設備的選擇範圍,要取決於進料的性質與條件。本文亦列出傳熱方式,減壓操作的適用性,以及對熱敏感物料的適用性。這裡,對於規定干燥器類型,未能提出設計判据,不能象在混和器選擇原則一文中對於渦輪混和器所能做出的一樣。

臨界因素的規定

在探討干燥器規格以前,我們先扼要地查閱一下干燥器的選擇指南以及各種不同因素的重要性。這樣就會在選擇干燥器的型式之前,明確詳細規定干燥操作的必要性。

任務——如果單凭操作過程不能定出干燥器應為間歇式或連續式時,則應考慮到的其他因素是:

1. 間歇式干燥器製造成本較低,特別是非減壓裝置。

2. 間歇式干燥器的人工費用較高,特別是架式或車式干燥器,或類似這兩種式樣的干燥器。

3. 間歇式干燥器生產能力有限,進料量少,干

燥時間長。

4. 特定型式干燥器適用的某些濕料情況如下:

濕料情況——基本類型有下列三種:

(1) 溶液、膠體懸浮液、乳濁液以及可泵送的含固體細粒的懸浮液、糊狀物和漿狀物。

(2) 能承受機械處理的自由流動粉末、顆粒、晶體或纖維狀固體。

(3) 由於粒度、形狀或脆性等關係而不能承受機械處理的固體。

這三類濕料的例子如下:

(1)	(2)	(3)
咖啡	豆餅	磚
膠體粘土	礫狀磷酸鹽	綠葉餅塊
牛乳(全脂或脫脂)	无烟煤	陶瓷
血漿	石棉纖維	
顏料漿	水泥	

從下面選擇指南可以看出,某一種或兩種干燥器可以適用於一種類型以上的濕料情況。其他干燥器,在一定條件下,亦可處理一種類型以上的濕料;當出現這些重迭現象時,不常遇到的濕料情況就在選擇指南的濕料情況欄內用圈標出。

成品的熱敏感性——這一性質可以決定是否需要真空干燥器在低於正常沸點的溫度下,或在低於成品開始變質的溫度下除去水分。

存留時間——在連續干燥操作中,當物料的熱敏感性成為問題時,存留時間就很重要。有些連續干燥器的存留時間短,可以允許熱敏感性物料在常壓下而不在一般所要求的減壓下進行干燥。

傳熱方法——傳熱方法可受下列幾個因素的影響。對流傳熱的優點為:

* 這一系列文章的第一篇是“如何更好地提出混和器的規格”,登載於 Chem. Eng. 1963 年 5 月,107~112。第三題涉及蒸发器的規格和選購,亦將於 Chem. Eng. 上登載

表1 干燥器选择指南

操作方式	干燥器通用类型	可允许的湿料情况 (见索引)			特定干燥器类型	夹套	适用于热敏感物料	适用于减压作业	存留时间或循环时间	传热方式	生产率	典型蒸发量 磅水/小时/呎 ² (a)
		1	2	3								
间歇式	固定式		△	△	1. 架式 2. 烘棚式 3. 烘房式	有	是	是	6~48 小时	辐射和传导	有限	0.03~0.20
			△	△	車式	无	是	不	6~48 小时	对流	有限	0.03~0.20
	立式	△	△		1. 烘锅式 2. 烤盘式	有	不	是	3~12 小时	传导	有限	0.3~3.0
			△		外壳回转式	有	是	是	4~48 小时	传导	有限	0.1~2.5
		○	△		内层回转式	有	是	是	4~48 小时	传导	有限	0.1~2.5
			△		双套壳回转式	有	是	是	3~12 小时	传导	有限	0.1~2.5
连续式	滚筒式	△	○		1. 单滚筒式 2. 双滚筒式 3. 双套壳滚筒式	无	是	是	极短时间	传导	中等量	1~10
	回转式		△		直接加热回转式	无	不	不	长时间	对流	大量 1.0 (b)	0.2~7 磅/呎 ³ 干燥器容积
			△		间接加热回转式	无	不	不	长时间	传导	中等量 0.7 (b)	1.0~12 磅/呎 ³ 干燥器容积
			△		蒸汽管道加热回转式	无	根据物料具体情况	不	长时间	传导	大量 3.0 (b)	1.0~12 磅/呎 ³ 干燥器容积
			△		直接-间接加热回转式	无	不	不	长时间	传导, 对流	大量 1.35 (b)	4~9 磅/呎 ³ 干燥器容积
			△		扒条回转式	无	根据物料具体情况	不	长时间	对流	大量	0.3~15 磅/呎 ³ 干燥器容积
	输送带式	△	△		洞道式 带式网式	无	是	不	长时间	对流	中等量	0.3~7.0
			△		回转架式	有	根据物料具体情况	不	中等时间	传导, 对流	中等量	0.1~2.0
			△		槽式	有	根据物料具体情况	是	无定	传导	中等量	0.1~3.0
	立式		△	○	振动式	有	根据物料具体情况	不	中等时间	对流, 传导	中等量	0.1~20.0
			△		涡轮式	无	根据物料具体情况	不	中等时间	对流	中等量	0.2~2.0
		△	△		喷雾干燥	无	是	不	短时间	对流	大量	0.1~3.0 磅/呎 ³ 干燥器容积
连续式	悬浮颗粒式		△		急骤干燥	无	是	不	短时间	对流	大量	(c)
			△		流化床干燥	无	是	不	短时间	对流	中等量	(c)

△=适用于上列类型的湿料情况 ○=在某些事例中可以适用的湿料情况

湿料情况索引

1. 溶液、胶体悬浮液、浮油液、可泵送的固体物质悬浮液、糊状物和浆状物；
2. 能承受机械处理的自由流动粉末、颗粒、晶体或纤维固体；
3. 不能承受机械处理的固体。

附 注

- (a) 除注出外蒸发量的因次为磅水/小时/呎²加热面积；
 (b) 回转干燥器(扒条回转干燥器除外)的相对蒸发量,以直接加热回转干燥器的蒸发量为1.0作基准；
 (c) 无概括性的蒸发量资料。

(1) 载热体的温度控制很简单。

(2) 成品温度不会超过载热体的温度。

(3) 可以得到低温 (160°F 和低于 160°F)，因为干燥器的操作条件可使成品温度接近载热体的湿球温度。

对流传热的缺点如下，这些缺点取决于干燥器的类型：

(1) 热效率较低，除非从废气中或载热体的循环部分中回收热量。

(2) 由于空气(或其他介质)的大量循环，粉尘飞扬甚烈，这样就需要价格昂贵的回收设备。为了减少成品损失，需要使用可能的干法和湿法捕集设备。

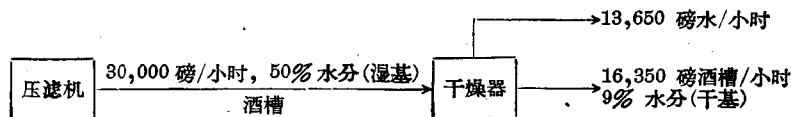
(3) 当溶剂必须回收时，此法用于干燥很不经济。

传导传热的优点是热效率高，粉尘飞扬可降低至最少限度，溶剂提取和回收操作很经济；但是干燥热敏感物料时需要注意载热体的温度和存留时间。当干燥器设计用在减压操作时，这些因素影响较小，但是仍很重要。

在这里，热辐射并不作为传热方法之一，而只是作为可从干燥器加热表面取得热量。

如何规定干燥器

规划干燥器规格时的主要问题是：物料的一般情况和物理特性、温度的特殊限制、物料的性质、施工限制、以及热量、燃料和动力的供源等。



干燥举例的流程图

湿料的高含水量对存留时间发生直接影响，在这一例子中有更重要的意义。悬浮颗粒干燥器由于存留时间较短，所以此处不打算考虑采用它，而应该倾向于选择能有长存留时间(可达三小时)的回转式干燥器。

项 IV(D) 指出燃烧气体可以沾污成品(虽有可能因为温度过高而引起燃烧)，所以应该选择间接加热和蒸汽管道加热的回转干燥器。两种干燥器的蒸发量相差无几，但是蒸汽管道加热的回转干燥器进料量较大。所以，这一例子选定蒸汽管道的回转干燥器是好的、稳妥的、合乎工程原则的。

依这样规定操作条件，将使我们能利用干燥器选择指南(表 1)来决定应该考虑的干燥器类型。值得再度着重指出，在选择干燥器时湿料情况是主要决定因素。与混和器的选择不同，选择混和器是由所进行的任务来决定的。

表 2 是说明干燥器的适当规格表，并已填就，以便作为使用选择指南的例子。每当选择多种干燥器时，只填入这一例子的可用数据。

在这里的干燥问题中(见表 2)，由于湿料的特性是主要的选择判据，所以首先应该向规格表中找出项 II(C) 所填的规格。我们可以看出，被处理的湿料是属于选择指南的第二种情况。由于流程表指出干物料的产量为 15,000 磅/小时，只有连续操作才能胜任。

实际进料的量，包括水分在内，为 30,000 磅/小时，而水分蒸发的量约为 13,650 磅/小时。这样高产量的要求说明应该选择回转式或是悬浮颗粒式的干燥设备。

可是还有两个可以影响设计的因素，应该加以分析：(1) 湿料含水量及其存留时间的关系；(2) 项 IV 内所载的任何特殊设计限制。

有关后者，我们应将温度限制在 250°F ，这是因为成品的易燃性。喷雾干燥器或急骤干燥器二者都可满足这一要求。可是我们还应附加一条有关减轻干成品灰耗至最低限度的限制。喷雾干燥器或急骤干燥器都是利用高流速空气来进行热量传递和质量传递的，因而它们都会引起粉尘问题。

其他考虑之处

把所有设计的限制放在一个项目里的目的，是为了要唤起对下列这些因素给以应有的注意，如温度限制、暴露在过高温度下所引起成品的变质、湿料或成品的一切处理问题、载热体种类的限制问题、以及安置设备的场地等。可以看出，这些因素都可以限制干燥器的选择。

一般，选择干燥过程的责任，并不应该由购买者和销售商平均分担。某些企业，对于某一种干燥设备已经定型(例如喷雾干燥对于咖啡作业)，使用者

都會發展數套特殊設計，使其成品符合自己所訂的規格。在這些場合中，購買者往往要求將干燥器按照他們所提供的圖紙施工。但是就干燥設備來說，這種情況不是通例，而是例外。

銷售商對於過程和機械設計應該負全部責任，這點理由很多。例如，沒有一種干燥器可以有效地或經濟地適用於每一產品。有關過程和機械設計特點的種種知識和經驗，可以確定某一種干燥設備能否成功地完成任務，或是失敗。全套干燥系統的投資，即使象小型減壓架式等有限產量的干燥器，亦需10,000美元；對於蒸發量為5,000磅/小時的噴霧干燥系統，價值可達100,000~200,000美元。與混和器一樣，銷售商可能以廠方提出規格的全面性為依據，再作出任務完成的保證。

銷售商建議書的審議

當好多銷售商提出他們的建議和購買者對每一建議進行全面研究時，可從下列幾個實際因素來判斷這些建議：

- (1) 機能的設計。
- (2) 特殊機械的特徵。
- (3) 採購費用。
- (4) 維修費用。

機能設計的头等重要意義是可以理解的。任何過程的順利操作，有賴於設備的正確機能設計。例如，當某一銷售商提出的設計比其他銷售商提出的設計尺度小15~20%時，就應該對設計提出詢問。

在審議階段中，應該把設計單獨就機能基礎一點作比較。沒有一個可靠的銷售商會拒絕以機能設計為基礎對他的建議作討論。

重要性僅次於機能設計的是機械設計。每一銷售商在機械特點上化費了很多的工程時間，來取得更有效操作和尽可能減低機械維修費用。在回轉式設備中，象齒輪、軸承、軸頸構造、地軸尺寸等因素，都可以決定設備的使用壽命，所以應該在這一部分審議中提出討論。

但是，有些機械特點對於更有效的操作，實無所用。此處并無典型例子可舉；不過象Rube Goldberg，在一個同時可用載熱體來加熱進口空氣的回轉干燥器中，安裝一減速設備來傳動，這種奇特的設計，是令人可疑的。

機能設計和機械設計作出全面審議後，必須考慮採購費用，這樣，選購才能全面。在這一點上，必

須肯定各銷售商所提供的建議，它們的成本應該包括零件和額外設備在內，方可作為比較基準。這樣比較後，採購費用與設備質量和預期效果等方面的直接關係才可確定。在機械方面，應該檢查設計的质量、材料和施工情況；機能設計方面，應該檢查預期的效果。

基建費用不應列為特殊問題，雖然某些機械設計的特點，有可能降低基建費用。

維修費用與機械設計的特點直接有關，并和設備的複雜性成正比。這裡，再一次說明機械設計的全面審議，可以示出維修是否可以簡化，或者由於機械設計的特點而增加維修困難。

表2 典型干燥器的規格表

範圍：根據本規格所述，要求對15,000磅/時(干基)的酒槽提供和設計干燥設備。

責任：銷售商應對設備的機能設計和機械設計負完全責任，并保證完成本規格所規定的成品干燥程度。

(1) 過程數據

I. 操作：間歇____連續(✓)
操作循環：24小時/日

II. 濕料：(A)待干燥的物料：酒槽

(B)生產量要求：15,000磅/時干成品

(C)濕料性質：

漿狀物()____% 固體

溶液()濃度____

餅(X)濕顆粒(X)

表面干燥()泥狀()

(D)固體的物理特性：

總含水量(%) 100% 干基

相應游离水分(%) 92%

相應結合水分(%) 8%

比熱，英熱單位/磅/°F 0.5

松密度，濕，磅/呎³ 40

粒度範圍：約8目

(E)須除去的液體：

化學組成 H₂O

沸點，°F(1大氣壓) 212

汽化潛熱，英熱單位/磅 970

比熱，英熱單位/磅/°F 1.0

(F)濕料是：

(a)鱗片() (d)磨損性()

(b)腐蝕性() (e)爆炸性()

(c)毒性() (f)其他(X)

說明：干時易燃

(G)濕料來源：

真空回旋過濾器____連續壓濾機(X)

板框式壓濾機____水力壓榨機____

連續离心過濾器____儲藏堆____

間歇离心過濾器____儲藏倉____

其他(說明) _____

III. 成品:

(A) 最終含水量(%) 9% 干基

(B) 松密度: 磅/呎³ 25

(C) 干成品的特性:

顆粒() 片狀()

晶体() 其他(說明) 粗粉

粒度範圍 8 目

IV. 特殊設計限制:

(A) 最高溫度 250°F

(B) 暴露在高溫後引起的成品變質情況:

顏色() 化學變質()

物理變質(X) 說明: 燃燒

(C) 物料處理問題:

濕料(說明) 无

干成品的灰耗: 有, 由於空氣流速過高

(D) 成品燃燒是否沾污成品, 說明: 是

(E) 場地面積, 是否有限制: 无限制

V. 供應:

(A) 水蒸汽, 壓強: 150 磅/吋², 表壓

需要量: 按照要求; 成本, 每 1,000 磅 50 美元

(B) 其他燃料(說明)

熱值 _____ 英熱單位/磅

(C) 電力規格:

伏 440 a. c. (交流電) 周 60

相 3 每 kwh. (瓦時) 成本 0.01 美元

(2) 可提供的實驗室、試驗車間或生產等數據

(3) 結構材料: 碳鋼

自 "Chemical Engineering", 70, No. 13, 6 月 24
日, 115~119 (1963)

王守恆譯

《化工過程及設備譯叢第4輯》

出 版 預 告

約 12 月出版

估價 0.90 元

過濾是化學工業後處理中很重要的操作之一, 故本輯是過濾專輯。內容主要分為四部分, 第一部分: 第 1~7 篇為有關過濾理論, 設計, 性能 and 技術革新等問題。第二部分: 第 8~11 篇為有關離心過濾設備。第三部分: 第 12~15 篇為有關新型過濾設備和過濾新方法。第四部分: 第 16~19 篇為有關過濾介質和助濾劑等問題。

本輯可供化工企業工程技術人員, 大專學校有關專業師生, 以及化工機械設計人員參考。

全 國 各 地 新 華 書 店 發 行

(如有困難, 可匯款徑向上海南昌路 59 號上海市科學技術編譯館函購, 銀行帳號戶灣

區辦 5134122。上海市讀者請向河南路中國圖書發行公司訂購)

3. 噴霧干燥器性能的理論相关

A Theoretical Correlation of Spray-Dryer Performance

F. A. Gluckert

噴霧干燥器，由于加热介质及被干燥顆粒之間在其中有效的接触，故有可能适用于各种各样的物料，然而，噴霧干燥器的应用由于缺乏可靠的放大及性能分析的工程方法，因而受到阻碍。对于噴霧干燥过程中的一些个别的因素，已經做了許多研究^[3, 7, 8]。为了便于放大以及有可能从最基础出发进行設計，就需要有一个统一的理論来把这些因素結合在一起。

在这个噴霧干燥性能的相互关系的发展中，作者在对最大噴霧顆粒的热傳遞率的基础上計算出額定热傳遞量或生产速率。这个生产速率也是由热量和物料平衡算出的，是受被干燥的最大顆粒，是受从霧化器至器壁飞翔所需的时间所限制。最大顆粒的飞翔时间是由該过程的流体动力学所决定。于是在額定能力的条件下（用器壁上最初积附所决定），于最小热量傳遞速率（这种情况下为气相阻力控制）的計算的基础上所作的理論分析出发，从而得出了有关干燥器几何形状、干燥温度、霧化方式以及物料所产生的顆粒大小总的性能的表示式。

对于这些表示式，热傳遞速率的預估及測量值之間的一致性，已由直徑为 1、2 及 3 呎的干燥器中用硫酸鈉溶液以及在直徑为 2 呎的干燥器中用碳酸鈣淤浆的干燥証明了，然而可获得的有效数据是按这些表示式所預估的最低速度高 52%。这是符合于所观察到的硫酸鈉溶液及碳酸鈣淤浆的液滴，如果在遇到干燥器壁时会自由流动和不粘結就不需要完全干燥。如当物料呈现比硫酸鈉的粘性更小时，其部分干燥就会在比硫酸鈉更快的速率下完成，反之，物料呈现較大的粘性时則不会如此。

所推导的这些关系将可用于放大、估計操作情况中小量变化的影响、或为估計成本的初步設計。本文提出的这个技术可引伸到其他噴霧过程更有效的設計，包括炉子中的噴霧燃燒，噴射发动机，或火箭設計。

理 論

理論发展系基于下列前提：

1. 对全部霧层的热傳遞速率等于霧层重量流率乘以霧层中干燥最慢部分的单位重量热傳遞速率再乘霧粒的飞翔時間*。最大的顆粒干燥得最慢，是霧层的控制部分，故用以估計速率。

2. 最大液滴在其撞击干燥器壁以前的飞翔时间系由自由射流速度衰减方程式的积分而决定的。Soo^[11] 曾經提出在一相含有小顆粒的二相流动中动量傳遞的情况；固体顆粒和流动中的另一相之間的相对速度会极快的降低，直到固体顆粒的平均速度基本上等于流体速度为止，射流的性质曾由 Albertson 等^[1]、Alexander 等^[2]以及 Taylor 等^[12]作了詳細的討論。在噴霧干燥器中沿軸向的霧层和器壁撞击的部位已經观察到是在距噴嘴 3~4 倍干燥箱的直徑处。这种碰撞器壁的现象，是由噴霧射流的膨脹所造成的。上述研究者曾报告膨脹是发生在 15~20° 角，有些制造厂压力噴霧霧化器样本中所提出的較大噴角已发现仅适用于霧化器的附近。

3. 在噴霧层中的最大顆粒直徑假定为三倍于体积-面积平均直徑，后者为

$$D_{v,v} = \frac{\sum n_i D_i^3}{\sum n_i D_i}$$

就象离心盘霧化器所得的数据一样。由 Nukiyama 及 Tanasawa^[9] 所提出的經驗关系則用来决定由两流体霧化器产生的液滴大小。单流体噴霧霧化器产生的液滴平均直徑是用經驗式

$$\bar{D}_{v,v} = 500 / \sqrt[3]{4p}$$

計算，式中 4p 为单流体噴嘴的压差（磅/吋²）。离心盘霧化器所产生液滴的最大顆粒大小是用

* 所有噴霧的物料都被干燥了，由于顆粒大小的差异，噴霧的某些部分比其他部分干燥得更快，但在各部分中干燥每磅物料所需之热量相同

Friedman, Gluckert 及 Marshall^[5] 所推导的关系确定的。

4. 对应于无限长的純傳导过程, 液滴的努塞爾准数等于 2, 以用来估計热傳递系数。Kesler^[6] 曾試驗研究了液滴的蒸发, 并发现蒸发的进行和預估的情况相仿, 即努塞爾准数为 2 是可用的。并由 Soot^[11] 作了分析以及 Dolouhy 和 Gauvin^[12] 与 Manning 和 Gauvin 用实验来进一步証明了, Soo 象前面指出的一样曾表示在顆粒和气流之間的相对速度尽管有湍动渦流存在也是可忽略的。

5. 干燥情况在整个干燥箱中是均一的, 因噴霧射流在噴离噴嘴每一射流直径时, 都会挟带几倍于其本身容积流率的周围气体; 这样在干燥器中就建立起了极大的再循环, 这个再循环的量是如此巨大, 因而在整个干燥箱中的温度基本上都是干燥箱的出口温度。在干燥箱中所进行的温度测量也指出进口温度只在紧靠气体进口处之下維持几个射流直径。

6. 干燥作用是发生在液滴表面, 表面上是溶液饱和了的液体, 在 Duffie 和 Marshall^[4] 及 Ranz 和 Marshall^[5] 对液滴干燥的工作中指出饱和的液膜会很快地在液滴表面生成, 以及它的蒸发速率相当于饱和液体的蒸发速率。这样按上述第 5 个前提来看, 干燥的温度推动力是干燥介质出口温度与被干燥物料之饱和溶液的絕热饱和(蒸发——譯者注)温度之差。

7. 在干燥过程中液滴直径保持不变。如前所注意的, 在液滴表面上的干燥会导致形成一层表壳, 由此使液滴直径在干燥过程中基本上保持不变。正象用許多系統的試驗所証明的, 因此产生了空心小球粒。另外如假定液滴直径会减小到零, 則干燥所需時間将会增大到 1.5, 所計算的性能也将相应降低*。

8. 噴霧干燥器的性能是取决于在干燥介质与未在器壁上粘附及堆积的霧层之間的热傳递速率 q 。部分干燥物料固有的粘性很大程度上能决定干燥器的性能。这是因为許多物料的粘性是随干燥程度而变。干燥器的性能是表示特征液滴被干燥时的情况, 如果物料在一定殘余含水量下可以不粘, 那末就不需要完全干燥也可不考虑最大顆粒完全干燥的飞翔時間, 而代以将最大液滴干燥到不粘的状态或是将略小的或特征液滴完全干燥所需的时间。

上述八个前提提供下列三种常用霧化器在噴霧干燥器中的額定情况下計算热傳递量 q 。

两流体霧化器

两流体霧化器可产生一空气射流, 它使液滴形成并将其带走。此霧层之流軌 (trajectory) 已由相似几何形状的射流^[1]中获得的数据所算出。在典型的兩流体霧化器中, 具有初速为 1,000 呎/秒左右的射流中心綫的降下速度 V 可由下式給出

$$\frac{V}{V_m} = 6.2 \left(\frac{D_e}{x} \right) \quad (1)$$

由于

$$V = dx/d\theta \quad (2)$$

$$\frac{dx}{d\theta} = 6.2 V_m \left(\frac{D_e}{x} \right) \quad (3)$$

分离变数可得

$$d\theta = \frac{x dx}{6.2 V_m D_e} \quad (4)$$

积分以获得在长 x_t 的射流中的总停留時間为

$$\theta_t = \frac{x_t^2}{12.4 V_m D_e} \quad (5)$$

圆柱形干燥器至噴霧射流的总容积应为

$$v = \frac{\pi D_e^2 x_t}{4} \quad (6)$$

整个圆柱形的容积均属有用, 因为在射流以外的容积对于循环空气确有需要, 被霧化之物料在干燥箱中向下投射时射流之膨胀角約为 20° 。这个射流为了膨胀而挟带了周围的气体, 射流在距其源点約三倍于干燥器直径处膨胀到和干燥器直径一样大小。噴源可考虑为一个点, 因为噴嘴直径与干燥箱直径相比很小。干燥器在超过設計定額下操作时发生粘壁的部位是在距噴嘴 3~4 倍于干燥器直径处。曾在一个高度与直径之比很大(高度/直径約等于 8)的噴霧干燥器的中心綫上探测了定額操作下的情况, 发现在定額操作下物料在这个干燥箱中直接地向下移动, 从噴嘴处开始經過 4~5 倍干燥箱直径以后就干燥了, 因此所需要最小的干燥器高度約为 $4 \pm \frac{1}{2}$ 倍干燥器的直径, 这个不定值会使下面的相关方程式中的系数有 $\pm 15\%$ 的不定范围

$$\frac{D_e}{x_t} = \frac{1}{4} \quad (7)$$

可得

$$D_e^2 = \frac{1}{16} x_t^2 \quad (8)$$

* 如液滴直径不变时, 将液滴热傳递速率的方程式积分可得

$$Q' = \frac{12 K_f \Delta t_t \theta}{\rho (D)^2}$$

如蒸发过程中液滴直径减小, 則为

$$Q' = \frac{8 K_f \Delta t_t \theta}{\rho [(D_{初})^2 - (D_{終})^2]}$$