

干燥技术进展

第四分册 喷雾干燥

上海轻工业设计院
上海医药工业研究院 编

3.6

上海科学技术情报研究所

干燥技术进展

第四分册

喷雾干燥

上海科学技术情报研究所出版

新华书店上海发行所发行

上海新华印刷厂印刷

*

开本: 787×1092 1/16 印张: 11.5 字数: 290,000

1977年10月第1版 1977年10月第1次印刷

印数: 1—5,000

代号: 151634·375 定价: 1.40元

(限国内发行)

毛主席语录

自力更生，艰苦奋斗，破除迷信，解放思想。

我们不能走世界各国技术发展的老路，跟在别人后面一步一步地爬行。我们必须打破常规，尽量采用先进技术，在一个不太长的历史时期内，把我国建设成为一个社会主义的现代化的强国。

鼓足干劲，力争上游，多快好省地建设社会主义。

F007/3012

前 言

干燥过程具有重要的国民经济意义，在工农业各个部门获得广泛应用，几乎在生产每一件产品时，干燥作业都是最重要的工艺环节之一，而正确组织和完成干燥作业，不仅可保持而且能提高产品质量。对干燥设备的基本要求，就是保证获得必需的质量指标（如规定的含湿量范围、保存维生素及其他珍贵物质，保持被干燥物料的结构机械性能等），以及保证达到最好的单位耗热耗能指标。因此，建立相应于现代科技水平的、低费用高生产率的干燥设备，是技术改造的一个重要项目。

为了配合干燥技术赶超国际先进水平，我们会同上海医药工业研究院、上海化工研究院、上海轻工业设计院、上海化工学院、清华大学、成都工学院、上海染料化工十厂等，编写了《干燥技术进展》一书，介绍了国内外干燥技术的现状及发展趋势，供有关行业的工人、科技人员、设计人员、领导干部、有关院系的师生参考。本书共分四个分册：第一分册——综述，第二分册——沸腾干燥，第三分册——气流干燥，第四分册——喷雾干燥。在本书工作过程中，我们还得到了石油化工部第六设计院、吉林化学工业公司设计院、大连工学院、南京化工学院、上海化工七·二一大学等的支持和帮助，表示谢意。

由于编者水平有限，加之时间仓促，缺点错误恐难避免，希望广大读者批评指正。

上海科学技术情报研究所

一九七七年六月

目 录

前 言	(1)
第一章 概述	(1)
一、喷雾干燥的特点	(1)
二、喷雾干燥技术的用途	(3)
第二章 喷雾干燥的基础理论和工作性能	(4)
一、喷雾干燥的流程和塔内气液两相的流动方向	(4)
二、湿空气的 I-d 图在喷雾干燥中的应用	(6)
三、喷雾干燥塔的工作特性	(8)
四、溶液的雾化器及其结构计算	(14)
五、纯液滴的蒸发干燥	(50)
六、含有溶解固体的液滴的蒸发干燥	(53)
七、含有不溶性固体的液滴的蒸发干燥	(57)
八、喷雾干燥产品的性质及其影响因素	(59)
九、雾滴直径在干燥过程前后的变化	(61)
十、空气在干燥塔内的停留时间	(61)
十一、小型喷雾干燥塔的放大设计	(62)
十二、干燥成品与空气分离和回收	(64)
十三、关于喷干产品的粘壁问题	(66)
十四、喷雾干燥塔的控制系統	(67)
第三章 喷雾干燥设备系统及各种喷雾干燥设备	(71)
一、开放式喷雾干燥设备系统	(71)
二、封闭式循环喷雾干燥设备系统	(72)
三、“自惰”循环式喷雾干燥设备系统	(73)
四、半封闭循环式喷雾干燥设备系统	(73)
五、实验室用小型喷雾干燥设备	(74)
六、用于脱脂奶粉的多喷头喷雾干燥设备	(76)
七、陶瓷工业粉状原料及矿物原料的喷雾干燥设备	(78)
八、染料、颜料、涂料工业喷雾干燥设备	(78)
九、合成洗涤剂的喷雾干燥设备	(79)
十、番茄粉喷雾干燥设备	(81)
十一、水泥生料浆的窑外喷雾干燥法	(82)
十二、无菌喷雾干燥设备	(84)
十三、丹麦“尼洛”喷雾干燥设备	(84)
十四、美国“沃斯特-桑杰”大型喷雾干燥塔	(85)
十五、美国“斯普勒”干燥器公司的“迪克森”干燥塔	(86)
十六、MD 型喷雾干燥设备	(86)

十七、日本明治乳业喷雾干燥设备	(87)
十八、尿素喷雾造粒设备	(89)
十九、乳液法聚氯乙烯树脂喷雾干燥设备	(93)
二十、卧式喷雾干燥设备	(94)
二十一、立式顺流型压力喷雾干燥设备	(96)
二十二、丙二酸钠喷雾造粒干燥设备	(98)
二十三、喷雾沸腾干燥设备	(99)
二十四、低温喷雾干燥技术的应用	(103)
第四章 喷雾干燥设备各部分结构与型式	(104)
一、供料装置	(104)
二、雾化器	(105)
三、干燥室	(116)
四、空气过滤器	(119)
五、热源	(121)
六、热风分配器	(123)
七、电锤和空气震荡器	(125)
八、旋转阀	(127)
九、涡旋气封阀	(129)
十、分离装置	(131)
十一、成品的风送系统	(147)
十二、通风机的选择	(151)
第五章 喷雾干燥设备设计计算实例	(154)
一、离心喷雾干燥设备设计计算实例	(154)
二、压力式喷雾干燥设备设计计算实例	(159)
三、二流式喷雾干燥设备设计计算实例	(161)
第六章 喷雾干燥设备的使用	(167)
一、喷雾干燥设备的启动和停车	(167)
二、产品松密度的控制	(168)
三、喷雾干燥设备生产中可能出现的问题分析	(168)
四、喷雾干燥设备的清洗	(170)
五、喷雾干燥设备的经济性	(172)
六、喷雾干燥设备操作实例	(173)

第一章 概 述

喷雾干燥,是指用单独一次工序,将溶液、乳浊液、悬浮液或含有水分的膏糊状物料变成粉状、颗粒状或块状的干燥产品。其形式取决于物料的物理特性,以及喷雾干燥设备的流程和操作。

喷雾,是将液体通过雾化器的作用,喷洒成极细小的雾状液滴。干燥,则是由于载热体(热空气、过热水蒸汽、烟道气、惰性气体)同雾滴均匀混合,进行热交换和质交换使水分(或溶剂)蒸发的过程。喷雾干燥,就是喷雾与干燥两者的密切结合,喷雾是干燥的先行步骤和必要条件,两个方面同时决定着过程本质,直接影响产品质量的好坏。

喷雾干燥技术发展至今已有近百年的历史。第二次世界大战后,许多国家都将其应用于工业生产,在使用中不断改进,因而在干燥技术中有其广阔发展的前途。它与盘架干燥、薄膜干燥、带式干燥法比较,具有一系列独特的优点。

一、喷雾干燥的特点

1) 干燥速度快:由于料液经喷雾后被雾化成几十微米大小的液滴,所以单位重量的表面积很大,每一公升料液经喷雾后表面积可达 300米^2 左右,因此热交换迅速,水分蒸发极快,干燥时间一般只要几秒钟,多则几十秒钟,具有瞬间干燥的特点。

2) 干燥过程中液滴的温度比较低:喷雾干燥可以采用较高温度的载热体,但是干燥塔内的温度一般不会很高。当液滴仍有大量水分存在时,它的温度不超过热空气的湿球温度,例如塔内热空气温度 $\geq 100^\circ\text{C}$ 时,物料温度约为 $50\sim 60^\circ\text{C}$ 。所以适合于热敏性物料的干燥,能够保持产品良好的色泽和香味。

3) 干燥产品具有良好的分散性和溶解性能:根据工艺上的要求,选用适当的雾化器,可将料液喷成球状液滴,由于干燥过程是在空气中完成的,所得到的粉粒能保持与液滴相近似的球状,因此具有良好的疏松性、流动性、分散性,冲调时能迅速溶解。

4) 产品纯度高,环境卫生好:由于干燥是在密闭的容器内进行的,杂质不会混入产品,保证了产品纯度。生产有毒气、臭气物料时,可采用封闭循环或“自惰”循环系统的喷雾干燥设备,将毒气、臭气烧毁,防止公害,改善环境。

5) 生产过程简化,操作控制方便:即使含水量高达90%的料液,不经浓缩,同样能一次获得均匀的干燥产品。大部分产品干燥后不需粉碎和筛选,从而简化了生产工艺流程。对于产品粒径大小、松密度、含水量等质量指标,可改变操作条件进行调整,控制管理都很方便。

6) 适宜于连续化大规模生产:干燥后的产品经连续排料、在后处理上结合冷却器和风力输送,组成连续生产作业线,实现自动化大规模生产。

喷雾干燥主要缺点有:

① 当热风温度低于 150°C 时,热交换的情况较差,需要的设备体积大。在用低温操作时空气消耗量大,因而动力耗用量随之增大。

- ② 从废气中回收粉尘的分离设备要求高,要达到高的回收效果,附属装置比较复杂。
- ③ 对某些膏糊状物料,干燥时需加水稀释,这样就增加了干燥设备的负荷。
- ④ 由于设备体积庞大,对生产卫生要求高的产品时,设备的清扫工作量较大。
- ⑤ 设备的热效率较低,在进风温度不高时,热效率约 30~40% 左右。

但是这些缺点并不影响它的广泛使用。总的来看,喷雾干燥还是经济的,特别是大规模生产时,其经济性极为突出。当蒸发同样水分时,此法要比其他干燥方法来得经济。在喷雾干燥设备中,每蒸发一公斤水分所需的热量消耗约为 850~1400 千卡。

我国应用喷雾干燥技术已有几十年的历史。解放前,只有几家工厂使用英、美国家制造的陈旧喷雾干燥设备生产乳、蛋制品,生产能力很低。建国廿多年来,在毛主席革命路线指引下,随着我国工农业的迅速发展,喷雾干燥技术也得到了相应的发展,使它在国民经济各部门中具有重要的意义。今天在我国东北广阔草原的牧区,大搞群众运动,普遍推广用喷雾干燥法生产奶粉。我国合成洗涤剂的生产也都使用喷雾干燥法。特别是经过无产阶级文化大革命,广大职工和科技人员,坚持“独立自主”、“自力更生”的方针,不断实践,成功地将喷雾干燥应用于酵母、血浆、抗菌素、钛白粉、烤胶、电瓷粉、陶土、肉精、酶制剂、儿童食品、中药冲剂、染料、塑料等许多工业部门,把喷雾干燥技术推进到一个新的水平。

上海染化十厂和染化八厂,依靠工人师傅大搞喷雾干燥技术,不仅自行设计制造了适合于染料用的多种喷雾干燥设备,同时还装置了试验用的喷雾干燥设备,从事科学实验,积累了科学数据,摸索出了丰富经验。

天津酶制剂厂利用离心喷雾法代替盐析法提取酶制剂,不仅简化了多道生产工艺,改善了劳动强度,而且每年可以节约大量硫酸支援农业生产。

上海乳品三厂和上海轻工业设计院“三结合”设计的立式顺流压力喷雾干燥设备,72 年投产以来获得了良好效果,具有喷嘴数量少,处理能力大,蒸发强度高,连续出粉等优点。

牡丹江树脂厂采用我国自行设计制造的离心喷雾干燥设备生产乳液法聚氯乙烯树脂,在细度和水分质量指标方面都超过了国外同类产品的水平。同时比气流喷雾法生产,每年可节约电力 200 万度(以年处理三千吨树脂相比较),为我国塑料生产闯出了新路。

有关研究部门近年来对喷雾干燥技术提出了新的研究课题。例如:上海医工研究院对常温喷雾干燥技术及气流式喷雾器的设计计算方面作了大量工作,取得了一定成果。陕西省建筑陶瓷研究所,结合生产,采用高温(400~500°C)喷雾干燥陶瓷坯粉的试验获得了良好的效果。近来,安徽化工研究所试验“敌百虫”喷雾造粒获得初步成功。

近十年来,我国在喷雾干燥设备制造方面同样得到显著的发展。高速离心喷雾器不仅有定型产品和专门工厂加工,最近还试制成功了 N604 型离心喷雾器,使处理能力成倍提高。今天我们已经能够自行设计、制造万转以上的高精度离心喷雾器,和成套喷雾干燥设备,除供应各工厂需要外,还成套援外出口,支援世界革命。

目前,国内使用的喷雾干燥设备,就其处理能力来看大都是属于中小型规模生产,干燥塔的直径一般在 10 米以内。采用的型式大多属于“开放”式系统。而在喷雾干燥技术比较先进的丹麦,最大的喷雾器处理能力可达 50000 公斤/小时,功率高达 600 匹马力。还有采用了 100 个以上喷头的大型压力喷雾干燥设备,并且有封闭循环系统、“自惰”循环系统等多种型式的喷雾干燥设备,以适应食品、化工、饲料等大规模生产的需要。在这些方面尚有差距,必须迎头赶上,以适应现代化工业发展的需要。

二、喷雾干燥技术的用途

喷雾干燥技术可以用来处理许多种类的产品,常用的有下列各类。

1) 乳蛋类:

全脂乳,脱脂乳,黄油乳,乳浆,奶油,黄油,冰淇淋粉,婴儿代乳粉,经过处理的乳酪,乳浆母液,酪朊酸盐,营养食品,牛奶可可粉,全蛋粉,蛋黄粉,蛋白粉等。

2) 碳水化合物和谷物产品类:

葡萄糖,麦精,啤酒,淀粉,糖蜜,浸渍液、谷朊等。

3) 酵母类:

饲料酵母,酿造酵母,酵母粉等。

4) 水果和蔬菜类:

番茄,辣椒粉,洋葱,大蒜,甜菜,香蕉,杏子,芒果,木瓜,芡实,柑桔,植物蛋白,蛋白质水解物等。

5) 咖啡及茶类:

速溶咖啡,速溶咖啡代用品,速溶茶,速溶冬青茶等。

6) 香料类:

天然香料,合成香料。

7) 药物类:

维生素,酶,抗菌素,无菌人血清,糊精,肝精,培养基,中草药植物提出物等。

8) 动物屠宰场产品类:

血,血浆,腺,肉精等。

9) 海产品类:

可溶性鱼粉,鱼浆,鱼蛋白质,可溶性鲸鱼粉等。

10) 单宁酸类:

植物单宁酸,合成单宁酸,铬单宁酸等。

11) 塑料树脂类:

聚氯乙烯乳化液,聚氯乙烯悬浮液,聚醋酸乙烯酯乳化液,尿素甲醛树脂,蜜胺甲醛树脂,苯酚甲醛树脂,丁二烯共聚物,聚乙烯,丙烯睛等。

12) 洗涤剂类:

家用洗涤剂,工业用洗涤剂,粉末肥皂,化妆皂粉等。

13) 染料和颜料类:

染料,染料中间体,无机颜料,有机颜料。

14) 农药类:

除草剂,杀菌剂,杀虫剂等。

15) 陶瓷和矿物类:

瓷粉,滑石粉,钛酸盐,矾土,玻璃,陶器釉等。

16) 其他类:

触媒,肥料,亚硫酸废液等。

[上海轻工业设计院郭加宁执笔]

第二章 喷雾干燥的基础理论和性能

一、喷雾干燥的流程和塔内气液两相的流动方向

喷雾干燥的流程，主要包括空气加热系统、干燥系统(包括塔身和雾化器)、干粉收集及气固分离系统，如图(2-1)所示。图中，空气进入加热器 1 中，用水蒸汽间接加热或燃烧煤气、柴油等直接加热方式，以提高空气的温度。热空气进入干燥塔 2 中，与喷咀 6 喷出的雾滴相接触，雾滴中的水份迅速蒸发(或其它溶剂)，生成粉状或颗粒状成品。废气和干粉在旋风分离器 3 中得到分离，更细的成品则需通过布袋除尘器 4 中进一步分离，最后由风机 5 将废气排出。热风进入塔内时，经过导向板 7 使其均匀分布于塔中，干燥效果较好。风机安装在流程末端，使整个系统在负压下操作，以免车间粉尘飞扬。

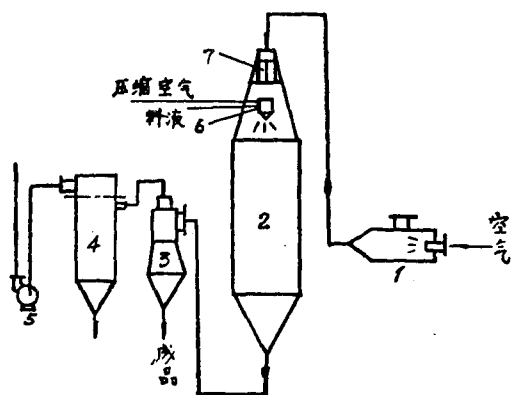


图 2-1 喷雾干燥的流程

1-空气加热器； 2-干燥塔； 3-旋风分离器； 4-布袋除尘器； 5-风机； 6-喷咀； 7-空气导向板

热空气与料液两相在塔内的流向，目前采用的有下列四种类型：

(1) 气液两相向下并流的喷雾干燥，如图(2-1)所示。这种流向应用广泛，特别适用于热敏性物料如抗菌素、酶制剂、生物、染料等。士林兰染料的喷雾干燥就是这种类型。空气进口和液体雾化都在塔顶部分，沿塔向下流动。气液两相在塔的上部接触，料液水份迅速蒸发，大量吸收空气的热量，而使热风的温度下降。流到塔的下部，物料已干燥为粉末，但空气温度也已下降。一般说液滴的温度不会超过空气的湿球温度。实际上的空塔气速，宜保持在 0.2~0.5 米/秒。如低于 0.2 米/秒，对传热和传质速率都有不利影响。这种流向适用于喷咀雾化器及离心转盘雾化器。但由于雾化器和空气分布器均安装在塔顶部分，对于喷咀位置和空气分布器的调节较为不便。

(2) 气液两相先逆流后并流的喷雾干燥，如图(2-2)所示。士林黄染料的生产采用这种流向。雾化器安装在塔的中上部，向上喷雾，与塔顶流入的热风相接触而迅速蒸发。这种流向也适用于热敏性物料，并具有并流的优点。但因逆流时传热、传质的推动力较大，以及停留时间较长，因而可以降低塔的高度。操作时，应注意防止在颗粒返回区域产生粘壁现象。这种气液流向又称为混流式。

(3) 气液两相向上并流的喷雾干燥，如图(2-3)所示。活性黄 K-6G 的生产采用这种流向。气体从塔底进入，喷咀也安装在塔的下部，向上喷出，这种流向与由上而下的并流操作在原理上并无不同之处，较大的颗粒不会被气流带出，所得产品的粒度比较均匀。在染料生产上应用

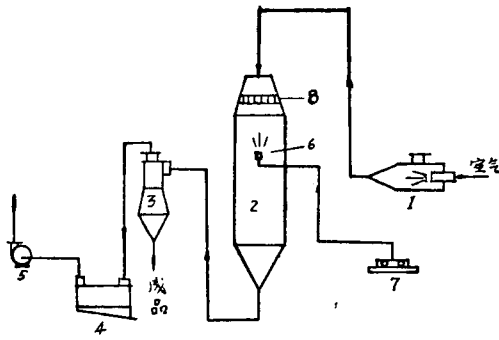


图 2-2 先逆流后并流的喷雾干燥流程

1-空气加热器；2-干燥塔；3-旋风分离器；4-卧式水洗除尘器；5-风机；6-喷嘴；7-喷雾动力装置；8-导向板

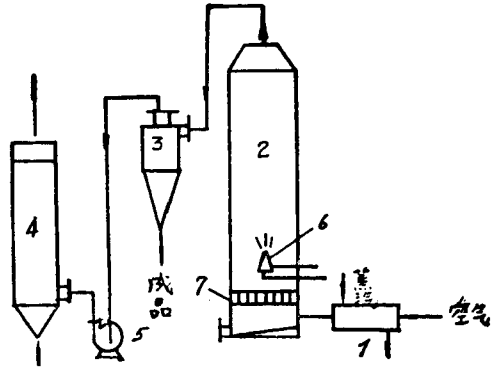


图 2-3 向上并流的喷雾干燥流程

1-空气加热器；2-干燥塔；3-旋风分离器；4-布袋除尘器；5-风机；6-喷嘴；7-气体分布板

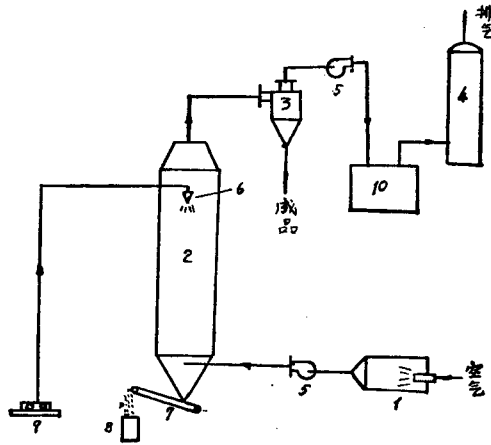


图 2-4 逆流操作的喷雾干燥(合成洗涤剂生产流程)

1-加热器；2-干燥塔；3-旋风分离器；4-湿法捕集器；5-风机；6-喷嘴；7-产品输送带；8-包装；9-高压泵 10-沉降箱

这种流向的也不少。喷嘴位置在塔的下部，以便于检修清洗和调整。

(4) 逆流操作的喷雾干燥，如图(2-4)所示。尿素、合成洗涤剂大多采用这种流向。干燥后的成品与进口的高温热风相接触，故适用于耐热性物料，所得成品的含水率也较低。逆流操作时，传热和传质的推动力较大，热的利用率也较好。

至于如何选定适宜的热空气与雾层流向，以使气液之间具有良好的接触，这应根据产品的性质而定(图 2-5)。例如在逆流式干燥塔中，最热的空气在已干成品即将离塔前与之接触。如图(2-6b)所示。若已干成品能耐受高温且要求其具有较高的松密度，这种流向是合适的。由于雾滴在蒸发过程中因迅速膨胀而破碎的趋势可减少，因此成品的孔隙度较低。若已干成品不能耐受高温，则应选用并流式流程。因为雾滴在含水量最高时接触到最热的空气，水分的迅速蒸发防止了液滴温度的上升。然而，由于雾滴经受了如此高速的蒸发历程，可能会膨胀甚至于破碎，因而产生松密度低的、非球形的多孔性成品。

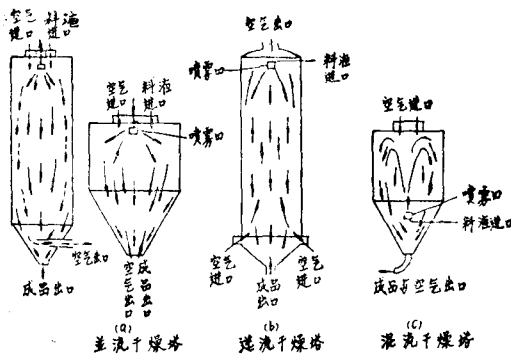


图 2-5 喷雾干燥塔内成品与空气的流向图

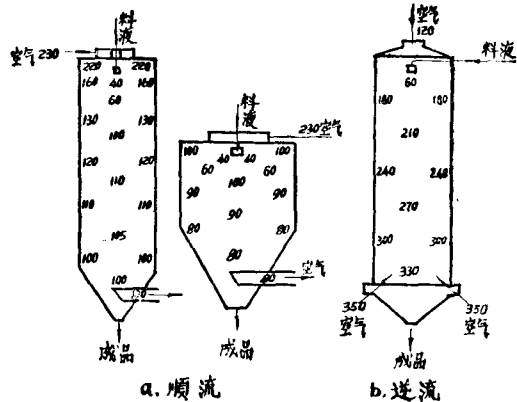


图 2-6 在喷雾干燥塔内空气温度分布情况
(温度均为 $^{\circ}\text{C}$)

在离心喷雾干燥中,热风引入塔中的方式十分重要,根据文献介绍应注意以下几点:

(1) 离心盘将溶液水平甩出时,在水平区域具有最大的干燥速度,应该尽量利用这一区域所具有的干燥作用,如此,从顶部分布器向雾炬根部供给热风是最合理的,其理由是:①从中心向雾炬根部供给热风时,在干燥室中产生了气流与物料的并流运动,这时最高温的气流与含水量最大的液滴相遇,水分急剧蒸发,使大部分水份在水平区域蒸发出去;②热风可以调节雾炬形状和分布,使物料在到达塔壁之前就转向;③从热风分布器出来的热风与物料保持均匀混合和均匀分布。

(2) 热风分布器中作不强烈的旋转而进入干燥塔中最为合理,这样,可减少气流与雾炬相碰撞而产生的扰动,从而减少物料粘着于塔顶的现象发生(简称“粘顶”)。

(3) 如果空气在塔壁入口处以径向或切向直流送入塔中,而不是从中心分布器进入塔中,即是不合理的。因为:①气液逆流,干物料可能受热;②易产生粘壁现象;③易产生雾炬翻腾而粘顶。

(4) 在整个塔截面上的平均风速宜为 0.2~0.5 米/秒。

二、湿空气的 I-d 图在喷雾干燥中的应用

湿空气的 I-d 图提供了有关湿物料与空气接触过程中的有关数据,通常应用它来计算干燥塔的蒸发能力、液滴或质点的温度以及输送干产品所需的空气状态。今举例来说明如何计算喷雾干燥塔中热空气的最大理论蒸发能力。

例如当单液滴与 262°F (128°C)、湿含量为 35 格林*/磅的热空气接触时,液滴的表面温度为 100°F 。这温度实际上就是空气的湿球温度。自代表原干燥空气性质的点,沿等焓线上升使与 100% 相对湿度线相交,交点即为所求的温度,亦称为绝热饱和温度。通过这交点,可读出空气达到饱和时的湿含量为 300 格林/磅。因此,每磅热空气的最大理论蒸发量 = $(300-35) = 265$ 格林,详见图(2-7a)。

* 1 磅 = 7000 格林 1 克 = 15.43 格林

图(2-7b)说明, 输送干物料用的空气, 其干球温度为 90°F (32°C), 湿球温度为 75°F (24°C), 由 I-d 图可查得其露点为 69°F (20.5°C), 以及其湿含量为 106.5 格林/磅 (15.8 克/公斤)。如果在生产实践中某些干物料具有一定的吸潮性, 可能从上述状态的空气中吸取水份时, 则必须采用某种形式的空气调节方法, 使空气中的湿含量降低到许可范围, 才可用来输送该物料。

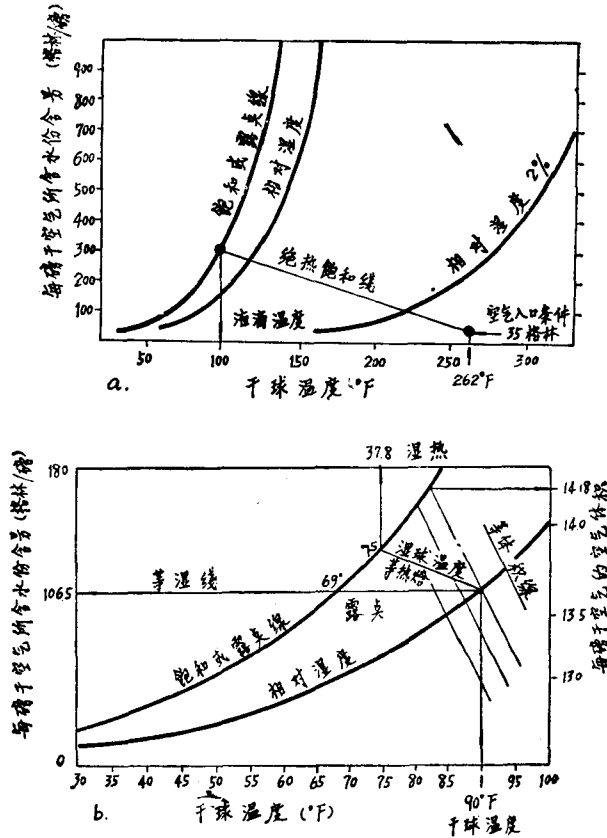


图 2-7 湿空气的 I-d 图在喷雾干燥中的二个应用
(a) 估算液滴表面温度; (b) 输送空气的条件

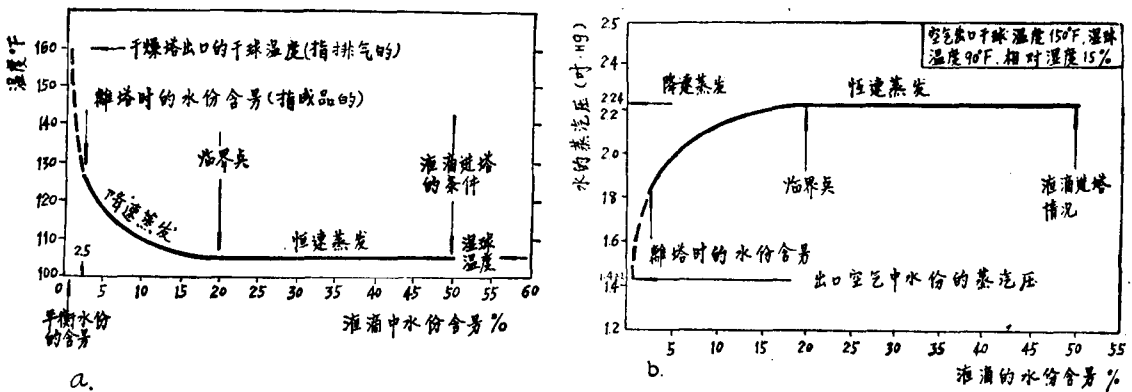


图 2-8 液滴在喷雾干燥过程中的干燥特点
(a) 在干燥过程中液滴温度的变化 (b) 在干燥过程中液滴蒸气压的变化

图(2-8)为喷雾干燥过程中液滴温度变化的示意图。设液滴的含固量为50%，与热空气并流进入干燥塔。热空气进塔时的干球温度为300°F，湿球温度为106°F。自塔排出时的干球温度为160°F。干燥开始时，由于水分由雾滴表面蒸发气化，雾滴表面的温度可取为空气的湿球温度。此时水分的蒸发速度比较快，而且恒定不变，直至大部分水分被蒸发而到达所谓临界点后，蒸发速度逐步减慢，而雾滴的温度逐步上升，直至干固体由干燥塔排出时的湿含量为2.5%时，其温度可达126°F (52.2°C)左右。

三、喷雾干燥塔的工作特性

喷雾干燥塔的工作特性即工况，一般系以干燥过程的热效率来表示，实际上也就是干燥塔能否经济地生产一定规格的成品的能力。因此，设计干燥塔时要特别注意以尽可能高的热效率来生产所要求的产品。喷雾干燥塔的热效率与操作温度有关，一般以 $\frac{\text{蒸发所用的热量}}{\text{输入的热量}}$ 表示之。

在一般的实际生产过程中，由喷雾干燥塔排出的废气中所含的热量是不回收的。因此，如

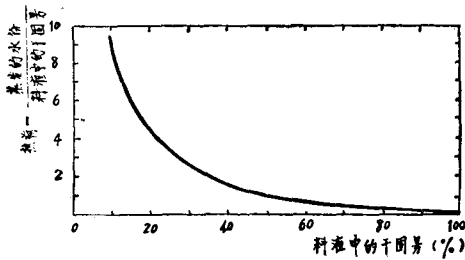


图 2-9 料液的含固量对干燥塔的热负荷的影响

欲提高干燥塔的热效率，只有将进风温度提高，并在工艺条件允许的情况下将排气温度降到尽可能低。喷雾干燥的经济性，决定于通过干燥塔的热量是否被充分利用。干燥塔的热负荷正比于单位时间的蒸发速率，而蒸发速率为一定时又受料液含固量的影响，如图(2-9)所示。

采用喷雾干燥时，料液中的含固量应尽可能提高。这对干燥塔的经济性具有重大意义。当生产率为一一定时，如使料液的含固量由10%增至25%，则热负荷减少66.5%。即使继续将料液的含固量由25%增至50%，仍能获得同样的热负荷减少程度。为了节约热的损耗，对适用于雾化含固量高的料液的雾化器加强设计研究是很必要的。

1. 喷雾干燥塔的热量与质量平衡

在喷雾干燥的连续操作过程中，当塔内粘壁的干固量可略而不计时，每单位时间输入的空气量与料液量之和必等于排出的空气量与产品量之和。由加热空气与料液所输入的总热量，必等于产品与排气所输出的总热量再加上干燥塔损失于周围的热量。图(2-10)表示干燥塔物料平衡与热量平衡的计算数据。

设每小时含 M_1 (重量) 干固体的料液 (呈溶液、悬浮状或浆状) 进入喷雾干燥塔。料液浓度为每单位重量干固体含 $(W_s)_1$ 水分，料液被干燥成每单位重量干固体含 $(W_s)_2$ 水分，料液雾化时的温度为 $(T_s)_1$ ，成品排出时温度为 $(T_s)_2$ ，干燥用的热空气为每小时 G_a (重量) 干空气，温度为 $(T_a)_1$ 、湿度为 H_1 ，排气的

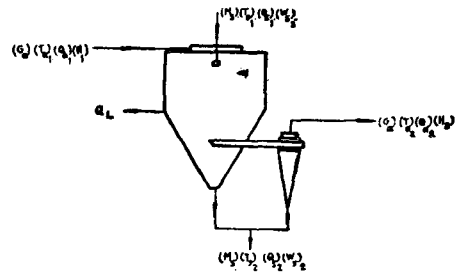


图 2-10 干燥器的热量和质量平衡计算

温度为 $(T_a)_2$ 、湿度*为 H_2 。

水分平衡:

料液中的水分量 $(M_s)(W_s)_1$

热空气中的水分量 $G_a H_1$

干产品中的水分量 $(M_s)(W_s)_2$

排气中的水分量 $G_a H_2$

输入水分 = 输出水分

$$M_s(W_s)_1 + G_a H_1 = M_s(W_s)_2 + G_a H_2 \quad (2-1)$$

$$M_s[(W_s)_1 - (W_s)_2] = G_a(H_2 - H_1) \quad (2-2)$$

热量平衡:

计算空气、料液及产品的热焓时,以水的冰点(0°C 或 32°F)为基准。

空气进入干燥塔时的热焓 = $G_a(Q_a)_1$

料液进入干燥塔时的热焓 = $M_s(Q_s)_1$

排气中的热焓 = $G_a(Q_a)_2$

干产品的热焓 = $M_s(Q_s)_2$

输入的热量 = 输出的热量 + 热损失

即 $G_a(Q_a)_1 + M_s(Q_s)_1 = G_a(Q_a)_2 + M_s(Q_s)_2 + Q_L \quad (2-3)$

Q_L = 由干燥塔表面散失的热量,可用标准热传导的公式求取:

$$Q_L = KA\Delta t \text{ 仟卡/时} \quad (2-4)$$

对于保温良好的干燥塔,热损失是非常小的。对于未保温的或设计用来处理热敏性物品的具有空气夹套冷却的干燥塔,热的损失将是可观的。

料液的热焓 $(Q_s)_1$ 是干固体的热焓与水分热焓的总和。

即 $(Q_s)_1 = c_{DS}(\Delta T) + (W_s)_1 C_w \Delta T \quad (2-5)$

式中 c_{DS} = 干固体的比热

C_w = 水分的热容

ΔT = 料液温度与基准温度(冰点)之差。

进入和离开干燥塔的空气热焓,均以湿热 C_s 及湿度与冰点温度的汽化潜热表示之。 $C_s = 0.24 + 0.45H$

$$Q_a = C_s(\Delta T) + H\lambda \quad (2-6)$$

例(2-1) 利用转盘雾化器在顺流式喷雾干燥塔每小时生产含水分4%的产品2060磅。相对湿度为50%的空气,由75°F加热至350°F后进入干燥塔。由干燥塔排出的空气温度为176°F,料液含固量为45%,进入雾化器时的温度为85°F,干产品温度为115°F。假定干燥塔的散热损失为95000英热单位/时,试求所需的空气量。

$$\text{进干燥塔的料液量} = \frac{2060 \times 96}{100} \times \frac{100}{45} = 4400 \text{ 磅/时}$$

$$\text{料液的湿含量} = \frac{55}{45} = 1.22 \text{ 磅/磅干固体}$$

* 湿度亦称湿含量或水分含量。

$$\begin{aligned}
\text{干燥产品湿含量 } (W_s)_2 &= \frac{4}{96} = 0.042 \text{ 磅/磅干固体} \\
\text{干固体的比热 } c_{DS} &= 0.4 \text{ 英热单位/磅} \cdot ^\circ\text{F} \\
\text{进口空气的湿度 } H_1 &= 0.0095 \text{ 磅/磅干空气 (75}^\circ\text{F 50\% 相对湿度)} \\
\text{进口空气的热焓 } (Q_a)_1 &= (0.24 + 0.45H_1)(350 - 32^*) + 1075.2(H_1) \\
&= 89.2 \text{ 英热单位/磅} \\
\text{出口空气的热焓 } (Q_a)_2 &= (0.24 + 0.45H_2)(176 - 32) + 1075.2(H_2) \\
&= 34.6 + 1140H_2 \text{ 英热单位/磅} \\
\text{料液进入雾化器时的热焓 } (Q_s)_1 &= 0.4(80 - 32) + 1.22 \times 1(80 - 32) \\
&= 77.8 \text{ 英热单位/磅} \\
\text{干产品离塔时的热焓 } (Q_s)_2 &= 0.4(115 - 32) + 0.042(115 - 32) \\
&= 36.7 \text{ 英热单位/磅}
\end{aligned}$$

水分平衡计算:

$$\text{基准: 每小时干固量} = \frac{2060 \times 96}{100} = 1980 \text{ 磅 } (M_s)$$

$$\text{料液带入的水分} = 1980 \times 1.22 \text{ 磅/时}$$

$$\text{干产品中的水分} = 1980 \times 0.042 \text{ 磅/时}$$

$$\text{每小时蒸发水分} = 1980(1.22 - 0.042) = 2340 \text{ 磅/时}$$

今设每小时需热空气量为 G_a ,

$$\text{则} \quad G_a(H_2 - 0.0095) = 2340 \quad (1)$$

热量平衡计算:

$$\text{进入干燥塔的热焓} = 89.2G_a + 1980 \times 77.8 \text{ 英热单位/时}$$

$$\text{离开干燥塔的热焓} = 1980 \times 36.7 + G_a(34.6 + 1140H_2)$$

由式(2-3)

$$89.2G_a + 1980 \times 77.8 = 1980 \times 36.7 + G_a(34.6 + 1140H_2) + 95000$$

$$54.6G_a - 1140H_2G_a = 13700$$

$$H_2G_a = \frac{54.6G_a - 13700}{1140} \quad (2)$$

$$\text{由式(1)得} \quad H_2G_a = 2340 + 0.0095G_a \quad (3)$$

$$\text{由式(2)与(3)解} \quad G_a = 60600 \text{ 磅/时}$$

$$\begin{aligned}
\text{代入式(3)得} \quad H_2 &= \frac{2340 + 0.0095G_a}{G_a} \\
&= \frac{2340 + 0.0095 \times 60600}{60600}
\end{aligned}$$

$$= 0.0481 \text{ 磅/磅}$$

$$= 337 \text{ 格林/磅}$$

相当于 176°F , 相对湿度 15%。

* 32 为华氏表冰点温度

2. 干燥塔的效率

当热空气进入干燥塔后,在通过塔的过程中,由于雾滴的水分蒸发吸热,空气温度不断下降。如果塔身的保温情况良好,损失的热量可略而不计,则空气的温度沿着 I-d 图上的绝热冷却线(或称等热焓线)下降,如图(2-11)所示。对于一定量的空气而言,人们可能获得的最大蒸发量是当空气以饱和状态(即相对湿度为 100%)排出时。但是在喷雾干燥的实际操作中,这种情况是不可能达到的。由于喷雾干燥过程中液滴与热空气接触,同时进行着热量与质量(指水分)交换。液滴在热空气中进行蒸发,而热空气的相对湿度相应地提高,达到某一数值时,而被干燥物料中的水分逐步降低到与其平衡。这时倘若空气状态如温度或相对湿度不改变,则物料中所含的水分将永远维持此定值。不因与空气接触时间的延长而再有变化。此值称为在此情况下,干物料的平衡水分或平衡湿度。平衡水分随物料的种类而异。因此干物料的平衡水分代表在一定的排气温度和湿度下物料可以干燥的限度。为了保证干燥成品的水分含量(一般为 3% 以下),在并流操作的喷雾干燥过程中,排气的相对湿度一般控制在 10~20% 左右,使其有利于水分的蒸发和物料的干燥而塔底排气的温度则为 $70^{\circ}\sim 75^{\circ}\text{C}$,视干物料的吸潮性与耐热性而定。

在设计喷雾干燥塔时,最好事先能通过实验测出干物料在不同温度和湿度的空气中的平衡水分,作为确定排气的相对湿度的参考。

例(2-2) 湿含量为 50 格林/磅(7 克/公斤)的空气预热至 300°F (149°C),进入喷雾干燥塔。为了保证干燥产物的水分含量,空气离开干燥塔的相对湿度为 15%。试计算每公斤空气蒸发水分量及空气通过干燥塔的温度降。

解:虽然空气预热至 300°F ,但所含水分不变,仍为 50 格林/磅(7.1 克/公斤)*。空气最大的理论吸湿量,等于使其饱和的水分量。由 I-d 图(2-11)可求得空气进口温度 $T = 300^{\circ}\text{F}$, $H_s = 50$ 格林/磅。其相应的湿球温度为 106°F (41°C),饱和水分含量为 360 格林/磅。因此为了使空气达到饱和的水分为 $360 - 50 = 310$ 格林/磅(44 克/公斤)。当空气离开干燥塔的相对湿度为 15% 时,亦可由 I-d 图求得排气的性质。由于在理想情况下,空气前后的总热焓不变,因此可在 I-d 图上找出代表进入干燥塔时的空气性质的点,然后从该点沿等焓线下降直至与干燥塔的出口相对湿度 $\phi = 15\%$ 线相交。交点即代表空气离开干燥塔时的情况。其相对湿度为 15%。相应的干球温度为 166.5°F (75°C),露点为 96°F (35°C),湿含量为 260 格林/磅(37 克/公斤)。因此得出:

① 干燥塔中每磅空气蒸发水分量 = $260 - 50 = 210$ 格林
或每公斤 $(37 - 7) = 30$ 克。

② 干燥塔中热空气的温度降 = $300 - 166.5 = 133.5^{\circ}\text{F}$
或 = $149 - 75 = 74^{\circ}\text{C}$ 。

假定大气的最初温度为 T_0 ,加热至 T_1 后进入喷雾干燥塔。由干燥塔排出时的温度为 T_2 。干燥过程的效率如下表示。

(1) 总热效率 $\eta_{\text{总}}$ 。总热效率等于干燥塔用于蒸发的热量对输入干燥塔的总热量之比,可近似地以如下关系式表示之。

$$\bullet \frac{1 \text{ 格林}}{\text{磅}} = 0.1426 \text{ 克/公斤}$$