

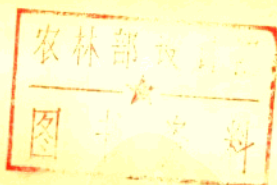
96-96-①
册数
旧书日期 74.3

废热锅炉设计和计算

FEIREGUOLUSHEJI HEJISUAN

第 六 册

废热锅炉的蒸汽品质和粒状物体的输送问题



鞍山锅炉厂

(一) 蒸 汽 清 净 法

(摘自“燃烧工程学会”的《说明书》)

菅原博士的讲演

绪 论

在水管锅炉内所发生的蒸汽中含有一定量的循环水、汽泡、以及盐分等，因此就需要首先在汽包内将此类不纯物尽可能的完全清除。一般在汽包内设置档板和其他装置去完成蒸汽分离和清浄等任务，统称之为汽包内部装置。

蒸汽的清浄，一般分为水滴分离、蒸汽洗涤、和蒸汽干燥三个阶段进行，这就需要在汽包内设置各种各样的有关装置，如果汽包很小无法设置此类装置时，也可以省略。

1. 定 义

为了表示蒸汽中混进不纯物的过程，使用如下术语，即携带 (carryover)、汽水共腾 (Priming)、泡膜 (foaming) 和泡膜携带 (foamover)。

携带 (carryover) 是汽包内部设有分离的汽水混合物污损原因的总称，携带量有时也很小，但在条件恶劣时则显著增加，携带是由于汽水共腾 (Priming)、泡膜 (foaming)、喷雾状态 (spray) 等所引起的，其程度是受下列诸因素的支配：

- (1) 蒸发量的变化或变化比。
- (2) 锅炉设计状况、循环状况、汽包数、汽包的大小。
- (3) 水位的高度及其变化。
- (4) 炉水浓度及其所含盐分。
- (5) 汽包内部装置的设计及布置。
- (6) 压力及流速。
- (7) 运行状态、控制及操作。

汽水共腾 (Priming) 是水与蒸汽相混。在汽包水位极高时，并且由于压力或蒸发量的急剧变化引起水位波动则产生汽水共腾。

这是机械条件所造成的，这时炉水的盐分混入到蒸汽之中。

泡膜 (foaming) 和泡膜携带 (foamover) 是有区别的，所谓泡膜是指发生泡膜状态，泡膜携带是指泡膜在运动中混入被输送的蒸汽当中。泡膜是由炉水化学状态所造成的，在汽泡周围产生水膜。发生此种状态后，泡沫在汽水混合体中通过汽包内部装置是不容易破坏的，积存在汽包内随同蒸汽一同运行。

泡膜携带是受蒸发量、水位高度、汽包大小、运行状况等支配的，而泡膜则是由于炉水浓度、成分、油以及其他有机物质和悬浮物质所造成的。

携带这个问题，大部分是由于泡沫所引起的，但是，和汽包内部装置机能是否良好；蒸发量、水位高度和运行调节是否正常；泡膜携带的机械控制状况；以及炉水的化学控制等密切相关。

表格 A·B·M·A·〔标准〕(1946)

美国锅炉行业协会及所属工业

压 力 Psi	炉水中积聚固 形物 Ppm	总固形物中碱分不超过 20%
0-300	不超过 3500	总可溶性固形物 + 悬浮固形物不 超过可溶固形物的 5%
301-450	“ 3000	
451-600	“ 2500	在油或油脂中能提出的硫化乙醚 或三氯甲烷不超过 7 Ppm。
601-750	“ 2000	
751-900	“ 1500	
901-1000	“ 1250	
1001-1500	“ 1000	

此表系美国锅炉行业 1946 年的标准，标示了各种压力下炉水浓度的最大容许值。此值是从实践经验中取得的平均数值，在特殊情况下浓度即使比此稍高也是可以允许的。

2. 原 理

蒸汽清淨的三个阶段是分离、洗涤和干燥。分离，是将混入蒸汽中的水、泡沫和盐分离出去；洗涤，是将已分离的蒸汽用清水

进行洗涤；干燥，是将已经分离和洗涤后蒸汽中的水分和固形物全部除掉。分离是必需的，洗涤倒不一定必需。而干燥则按所需的清洁程度进行。取暖和一般工业用蒸汽，并不需要象现代高压汽轮机蒸汽那样的清洁程度。汽包内部装置的设计，根据其作用和原理，分离、洗涤和干燥的阶段结构是不同的，由于连续操作甚至还有重复的地方。

分离，是将较多量的水从蒸汽中分离的过程，其原理主要是根据物质密度不同改变其流动方向进行分离。流向急剧变化所产生的离心力作用和挡板冲刷一般对物质分离是有效的。按本文后面所述，分离含有泡沫的混合物比分离不含泡沫的混合物要困难的多，因此对泡沫混合物的分离则需更进一步加以考虑。

洗涤，和分离相反则属于混合。为使洗涤水和蒸汽中所含不纯物充分接触，要进行混合和搅拌。

干燥，所谓干燥一词，用以表示实际过程是不确切的。实际上勿宁说是过滤。干燥的目的是从大量蒸汽中去除水分和不纯物。干燥面应取较充分的面积，蒸汽通过干燥面的速度应相当缓慢，并应使其充分接触而使盐分等沉积下来。

3. 汽包内部装置的设计

上述的分离、洗涤、干燥整个过程，必须在汽包水面以上的蒸汽中进行。如果汽包过小、汽包数过少、水位过高、汽包单位长度的蒸发量再大，则这种清浄过程的操作是无法充分进行的。上部单汽包锅炉，如其直径不很大时，要进行这三个过程是困难的，因此可按一般需要进行分离和干燥两个过程，大多省略了洗涤过程。上部两个汽包以上的锅炉，分离过程都在前部蒸发最强的汽包内进行，洗涤和干燥在输出蒸汽的汽包内进行。第1图所示为上部双汽包或单汽包的内部装置图例。

此类内部装置的设计，其部件的大小必须能从人孔处装入，不仅如此，还必须考虑其重量、出入、追加结构、强度、腐蚀、粘结以及密封结构等。所有接缝不能渗漏，焊接必须密封。为检查部件以及炉管安装，甚致对整个汽包内部进行检查维护等必须便于拆卸。

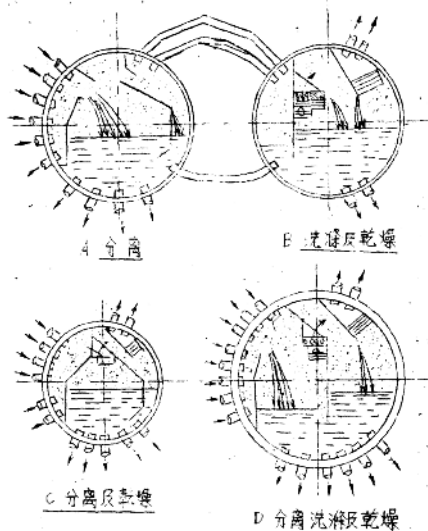


图 1

4. 一次分离

一次分离是极为重要的，否则其后的洗涤和干燥则不能发挥效果。一次分离的目的就是利用密度差从蒸汽中将液态水除掉。压力越高蒸汽和水的密度越接近，即在2000Psi时液体密度为蒸汽7倍，在1500Psi时则为10倍以上，在1000Psi时则为20倍以上。如果一次分离能够使较多量的水从蒸汽中分离出来的话，那么利用密度差这种较简单的方法即可满足要求。但是水不一定处在密集状态，如果是雾状细水滴并且以泡膜形态存在的话，问题就复杂了。分离装置设计的是否适当，要看内部三个过程的比例分布而定。

炉水含泡沫少而且并非雾状时，分离比较容易，利用重力、转

向、挡板冲刷可以达到目的。作为其装置则在汽包顶部水平配管，经此提取蒸汽；在升水管出口前设置槽型结构以集聚汽水混合物降低其速度；设置挡板使其转向；在水面上方设置多孔的遮板，向来自升水管的蒸汽喷水以防止产生激烈的涡流。

如果此类装置使得泡沫和飞溅增加时，这说明此种结构的机能有问题，是不能完成所定任务的。这种情况下，就要进一步改进内部装置的设计和布置，改进所产生的效果究竟还是有限度的，这就需要在这限度之外考虑减少蒸发量、降低炉水浓度和用化学方法处理给水以减少泡沫的发生。

对含泡沫的蒸汽进行分离，其装置是有各种不同原理结构的，还有一种离心分离器。通过该结构给汽水混合物以离心力，进行汽水分离和破坏泡沫，比上述装置显著有效。所需这种分离器数量由所处理的汽水混合物总量去确定。

最近发明了一种新的原理结构，这种分离方法在结构上定名为“动水堰”(Hydraulic barrage)。此种结构在升水管出口方向设置挡板，使汽水混合物沿细长的出口向斜下方高速喷出，在蒸汽通路作成流动水堰，蒸气通过该结构把较大的泡沫过滤下来并将其粉碎，消除蒸汽中的泡沫。致于水分的分离仍和从前一样使其急剧转向藉以分离。第1图的A就是这种原理的初期结构。

第2图是“动水堰”式的改进结构，在升水管的汽水混合物喷出口设置三角形反转装置，进行粉碎泡沫和汽水分离工作。其结构详图见第3图。

第3图结构是交叉反转通路，汽水混合物从升水管垂直向下喷出，此时由于抵抗作用粉碎泡沫，然后又按 180° 转换方向上升藉以分离水滴并低速运行。第2图是三汽包锅炉的前汽包，设有干燥器，如为

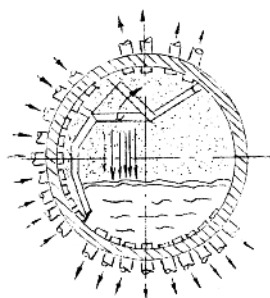


图 2

单汽包时，则在蒸汽管入口处安装干燥器，蒸汽通过该结构后进入蒸汽管路。

5. 洗 涤

经过分离器的蒸汽仍然含有少量炉水细滴。并有部分仍为泡沫状态，泡沫中含有溶于炉水的或悬浮的不纯物。洗涤的目的就是用浓度低的水清洗浓度高的不纯物使其稀薄，并将固体不纯物清除到尽可能少的程度。

由于洗涤不是分离而是混合，因此在进入干燥器之前需要进行二次分离。如果不进行二次分离，干燥器就会超负荷而不能完成预定任务。洗涤所需的空问较大，因此单汽包锅炉需设置洗涤结构时，汽包直径必需扩大。所以大直径单汽包锅炉或几个以上多汽包锅炉才可以设置此结构。

洗涤蒸汽的问题，是要求蒸汽和洗涤水必须在短时间内尽可能广泛地接触。为此作为蒸汽和洗涤水必须在洗涤器中均衡分布同时通过。洗涤水应为喷雾状态和通过的蒸汽充分接触，这时，喷雾的速度和冲击程度决定其接触和混合是否良好。

欲使蒸汽和洗涤水接触良好，洗涤水应达到饱和温度，因洗涤水能使相当量的蒸汽复原成水。因此，给水温度较低时，锅炉必须发生高于额定量 20~30% 的多余蒸汽，这就涉及到一次分离器以及蒸汽循环装置的容量必须按比例增加。

有效的蒸汽洗涤器是使用脱氧给水加热器，因而可从给水中提取过剩氧气的减少腐蚀，但是另一方面则会发生磷酸盐化学反应而积

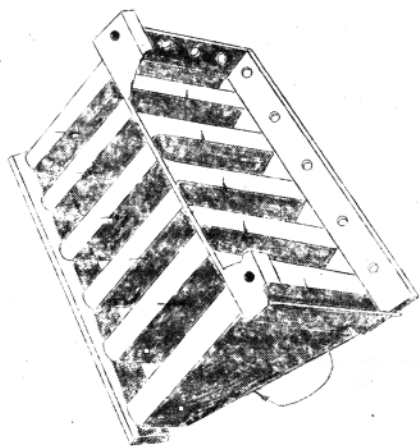


图 3

存沉渣，经常产生堵塞现象。

洗涤蒸汽的效率，受蒸汽中所含炉水量支配，如一次分离进行的不理想，含炉水量大时，又以雾状和泡沫形态进入洗涤器中，则洗涤效率下降。据此理由，洗涤用水可不作化学处理，而代之以在汽包中用适当分配法进行炉水化学处理为好。洗涤过程的综合效率，根据其后的干燥过程而各不相同，在蒸汽的最后含水量同一的条件下，洗涤的蒸汽比不洗涤蒸汽含盐量小。但是在利用同一容积的汽包条件下，不经洗涤的蒸汽很好进行干燥时，则可以得到同一清洁程度的蒸汽。

作为蒸汽洗涤装置，就是在水面以上的蒸汽部分进行喷雾给水，这种方法如果使汽和水之间的接触不良，洗涤效率是不会好的。所谓“泡沫帽子”式是有效的，但是有空间要求，一次分离由于可达性原因，空间小有缺点。小容积比较有效的装置如第4图所示。

第4图所示的装置，是通过管路给水进入洗涤槽，洗涤槽的水再经过凹形水口流出，槽内水位保持一定。另一方面从升水管喷出的汽水混合物通过上述的三角结构，再从水面下部的多孔结构喷出，而水受压则向上作喷雾状，通过这个空间进行洗涤之后进入图示的干燥器中。这个装置的洗涤槽上部很狭窄，在这里发生喷雾混流，

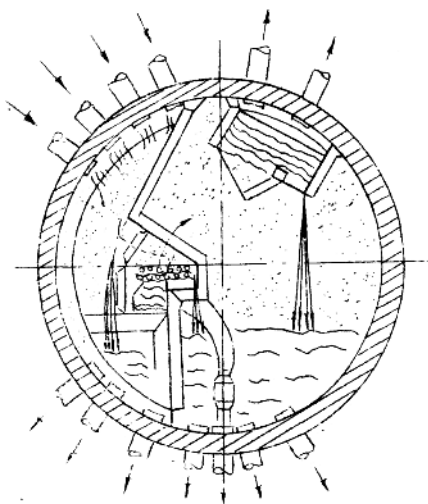


图 4

通过蒸汽时其混合和接触都很激烈，洗涤效率较好。

6. 干 燥

进行充分分离以后，蒸汽中仍然还残存有一些水分，一般都是雾状细滴，其继续分离是非常困难的。在设计干燥器时，必须把几个重要项目考虑进来，比如干燥面的面积、蒸汽速度、蒸汽通路形状、接触时间等等。若使蒸汽中悬浮物沉淀，就必须在较短的通路中使蒸汽全部接触干燥面，一旦悬浮物附着在干燥面上，就不可能再与蒸汽相混。干燥器的实际设计，对于重量、强度、布置、腐蚀、粘附和清扫等方面都必须给以考虑。干燥器的阻力应该尽可能小，为避免部分干燥面超负荷需要适当布置。

干燥器的设计有很多种，从前使用一种滤水管，即在汽包上部设置多孔的水平管，其干燥能力虽属有限，但在其限度内却是有效的。此外也有使用过滤网的。

此类装置易于造成污物堵塞、腐蚀和阻力过大，不能满足要求。一种堵塞钢质材料（原词为“钢绵”——译者注）的过滤器虽然比现在标准设计更为有效，但还没有大量实用。一般所使用的干燥器，对蒸汽中极少量细滴的清除还不能说极为有效，而分离器和洗涤对去除水滴及悬浮物的大部分则是有效的。进一步说，对蒸汽中泡沫进行破坏清除是有效的。

干燥器的分离效率，在相当范围内大体是一定的，干燥器在超负荷时，其所分离的水量要超过其根据重力所定的流量以上。按实验的结果看，速度增加则分离能力增加而排水能力相对下降。因此干燥器的容量等于速度和分离水量的函数。因而一般情况下，考虑蒸汽性质的变化，在干燥器内需保持较低的流速。蒸汽的容许平均流速根据压力和该蒸汽密度的不同而不一，在低压情况下，为 $8 \sim 10 \text{ ft/sec}$ ，在高压时则应在 2 ft/sec 以下。干燥器对泡沫来说，在干燥面接触时，容易将泡沫破坏则是有效的，否则，汽包所积存的泡沫能够进入或通过干燥器时，就会立即发生激烈的携带 (carryover) 现象。

7 干 汽 包

从前常在汽水包之上再设置一个蒸汽汽包，叫作干汽包

(Dry drum)。该汽包与循环无关，且锅炉水位低于其底面，按道理汽包内是理应无水的。

干汽包内可以设置干燥器，如果相当大的话是可以负担对水分及泡沫的清除工作的，但这样就不可能设置充分的疏水装置，其内必然会存水，就会引起激烈的携带。假如在干汽包内不设置干燥器，那么设置这种干汽包的意义就不大了，必然是从汽水包输进泡沫，然后再积存，随后再连同蒸汽一起输出。

在汽水包内设置蒸汽清净装置如能确保其机能的话，那就不需要设置干汽包。其内设置干燥器，连同一次分离和蒸汽洗涤结构，只要空间比较充分，就可以得到质地良好的蒸汽。干汽包的主要任务，应该是在蒸发量变动和水质不良经常发生携带情况下作为备品。

(二) 粒状物体的空气输送

菅原博士讲演

绪 论

固体粒状物体的空气输送在机械效率这点上虽然不如皮带运输机和斗式升降机，但由于使用空气和管路则可以连续作业、装置简单、操作人员少、输送部分不用动力机械，并且卫生条件好。可以运送谷物（小豆、大豆、麦）混凝土、煤粉、灰尘等，在矿山则可运送坑内充填物。

空气输送，其输送管内的压力或高于大气压或低于大气压由压送式和真空式的区别去确定，同时输送管的一部分要求在大气压以上，而其余在大气压以下这样混合组成的。压送式使用空压机，要求压缩空气为 $1\sim 7\text{atm}$ 藉以进行压送，一般用于长距离运输。目前其输送能力为 300t/h ，垂直距离 150m ，水平距离 $1,000\text{m}$ ，混合比限于 $4:0$ 。近距离输送和载荷水平输送使用低压压送式，垂直距离 10m ，水平距离 50m 左右，混合比为 $3\sim 5$ 左右。固体的进料结构一般使回旋进给器和螺旋进给器，低压式则使用喷射器。

真空式有 $32\sim 50\text{cm Hg}$ 高真空式和 $500\text{mm H}_2\text{O}$ 低真空式，前者混合比为 $2:0$ ，垂直距离 40m ，水平距离 $400\sim 500\text{m}$ ，输送量可达 200t/h 左右。

泵类则使用真空泵（高真空式）并使用引、送风机。除尘和其他短距离输送方面低真空式较为适用。其组装型式是在输送管的两端设置空压机和真空泵，输送管中间保持大气压力，这是一种型式。另一种是在输送管中途设置送风机，而输送管两端保持大气压力。前者主要是长距离运输使用，后者主要用于运送煤粉。

关于粒状物体空气输送系统的研究，*cramp Priestley*（1924年137期《工程师》PP89.112）用小麦在垂直管进行了实验，*Gastertadt*（VDI.1924年265期《运送研究》）进行了水平管实验，此外*G. Segler, Wood-Baileg, Chatley, Harin, Albright*等都进行了研究。这类问题，最近对流动触

煤发表研究论文很多，而对煤炭和灰的输送研究较少。下面介绍一下S·A·Wood A·Bailey(Proc·Inst·Mech·Engrs·Vcl·142, No 2, PP149, 1939)的资料，他们以砂和亚麻种子作为输送体，用真空+压送组合型式进行实验。被输送体是两种性质显然不同的物体，详细研究了各种因素的影响，因此很有参考价值，现介绍如下。

1. 实验装置及实验方法

(A) 实验装置

实验装置如第1图所示，在长25ft的水平管中途设喷射器，抽送10~80 lb/in²压缩空气使管中成为真空，从管入口吸进空气同时带入漏斗中的试料，与空气一起送入分离器，使试料在其中下沉。输送管用直径2.9"的黄铜管，长度5ft共5根，喷射器的位置按每5ft移位试验，藉以观测喷射器所在位置的性能和影响。喷射器的喷嘴为环形，在通道中为0.02"。喷射器只有一个，形状不限。喷射器所用的空气由直径4ft长度15ft的空气槽供给，流量为75~205ft³/min。

组成输送管的各管在各自两端1ft处开孔以测量静压，在整个输送管距入口3ft处和13ft处设赛璐珞窗，以备观察管内粒子的运动状态。

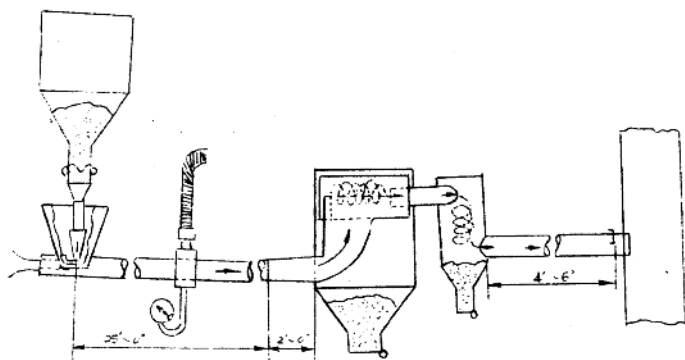


图 1

输送管入口一端扩成喇叭状，使吸入的空气迅速均衡流通，并能够插拔以控制流量，其后部的漏斗能够将试料送入管路。

输送管的出口安装扩散器，其长度为24"，扩散率从直径2.9"~到5"。试料和空气的分离用过滤方法是有效的，但在运行中阻力变动大，因而并列设置两台离心式分离器。第一台为水平式在底部设两处间隙，分离的试料通过间隙流向下。第二台为立式。两台分离器收集不了的微粉放于空中，其量最大为0.3%。第二台分离器之后设直径4"长4"~6"的管，在出口一端插入“比托”管以测量其静压和流速。

输送的试料，为砂和亚麻种子，前者为角棱形的细砂，代表比重大的材料，后者为圆形的粗粒，代表轻材料，两种材料的主要物理性质如下：

砂：

比重2.75	粒度50~100目	88%
	小于50目（注1）	4.2%
	大于100目（注2）	7.8%

亚麻种子：

比重1.15 平均尺寸长0.2"、宽0.08"、厚0.03"。

(B) 实验方法

预备实验中，要检查喷射器位置位影响以及有扩散器或无扩散器的差异，操作实验。喷射器位置及出、入口要沿着25ft长的输送管每隔5ft进行移位。但是在每个实验中都要进行有扩散器和没有扩散器的实验。

输送实验中，在一定喷射压力下，改变固体/空气的比，按顺序每个比值测定2~3分钟。固体/空气比要渐次增加以不发生停滞堵塞为限。

测定目标是固体输送量、喷射上流的气流、输送管内的压力分布和空气流量等。

（注1）原文为大于50目，似为小于50目之误

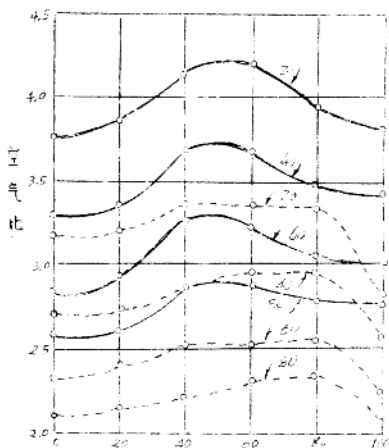
（注2）原文为小于100目，似为大于100目之误

—译者。

2. 实验结果

a) 喷射器最适当的位置

第2图是按不同喷射位置，使用空气所作的实验结果，实线是有扩散器的实验值，虚线是无扩散器的实验值。横轴是按管径的倍数来表示与管入口的距离，纵轴是吸入空气量和喷射空气量的重量比，参数为喷射压力 $1\text{b}/\text{in}^2$ 。据此则喷射器最适当的位置在输送管的中央附近，此外也了解到喷嘴的空气压力增加则空气比下降。喷射器在管中间设置时，则同时产生了真空部分和压力部分而形成吸入式结构，从入口装置以及尘埃这点看



以管径系数表示的与管入口距离

图 2

是很合适的，但真空部分的长度受到了限制，因而输送煤粉只限于大约 $1,200\text{ft}$ ，如果要求长于这个尺寸，就得使用压送式的运输结构了，这样就要决定在长管结构之下安置泵体的位置，这点是需要考虑的。

b) 出口扩散器的影响

根据第2图实线和虚线的比较，可以了解扩散器的影响，即，使用扩散器时，空气比的数值大，扩散器能将速度能量转换为压力能量，同时还能使管内半径方向的速度同一。因此有扩散器可使管内降压喷射性能良好。不使用扩散器时，在流出一端附近空气比急剧下降，造成管内气流不均。

此外，在有扩散器时，已知喷射器的最适当位置。使用扩散器则在出口附近可将速度转化为压力，这样就可使固体空气混合体低速流出而进入分离器和收集器，其结果是缓和粒子冲突减轻破损。如果采用旋风分离器，其分离效率反而降低。

c) 混合固体对空气速度的影响

第3图是喷射器安装在距入口15ft处的实验结果，横轴是固体输送量 lb/min，纵轴是空气的平均速度 ft/sec。(由于固体所占体积少可以略之不计，按空气充满管道的速度计之，在实验范围内其误差很小。以下同) 参数则取其喷射压力 1b/in²，实线为砂，虚线为亚麻种籽。

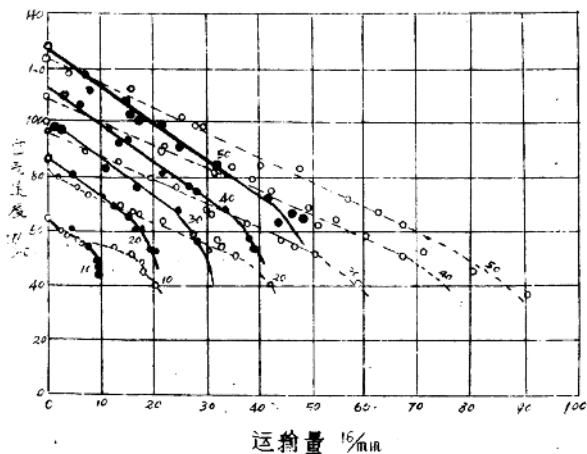


图 3

据实验结果，运输量增加则在最初会使空气速度几乎是直线式的下降。但其下降率对同一运送物质来说与喷射压力无关，可是砂与亚麻种籽相比则砂的下降率大。因而输送量越大曲线的倾斜度则越大，而空气速度急剧下降直至停滞。停滞则是固体物质在入口管

中积存，超过了空气运送能力，这时可以通过视窗看到此种现象。在一定空气速度情况下，要增加运输量则必须增加喷射压力，在一定喷射压力下不能随意变化空气速度和运输量。

发生停滞时的空气速度对喷射压力无关，几乎没有影响。因此要避免停滞的发生，必须保证空气速度在一定数值以上。空气速度在界限值以上时，根据运输力（在此实验中为喷射压力）的增加可调整固体空气比使其增加。这样则空气速度需要规定上、下限，上限以被输送物质的破损和过剩抵抗为限，下限则由被输送物质的停滞点去决定。

为了解固体空气比和停滞空气速度之间的关系，进行了另外的实验。即，在固体输送率一定的情况下，逐渐减少喷射压力，一直观察其发生停滞。由出口管内的“比托”管和喷嘴的已知流量去求空气速度，计算停滞平均空气速度，结果其主要数值如下：

亚 麻 种 籽						
喷射压力 lb/in ²	4	9	17	21	28	38
固体/空气(重量)	0.90	1.69	3.48	3.85	5.30	7.11
停滞空气速度 ft/sec	45.5	48.5	49.0	50.0	49.0	48.5
砂						
喷射压力 lb/in ²	9.5	16	20	29	41	
固体/空气(重量)	1.25	2.96	4.07	4.72	6.50	
停滞空气速度	51	55	50	53	48	

据此，砂与亚麻种籽并未因其物理性质构成太大的差别，停滞速度几乎没有太大的距离。因此认为固体空气比越大停滞速度也越大，这方面的研究限于实验设备问题没有取得具体结果。

为使管底的粒子上浮所需空气速度的最小值 v_0 ，其算式如下，(DAVIS(1935)算式)

$$v_0 = \sqrt{\frac{V(\sigma - \rho)2g}{\rho A}}$$

式中：V：粒子体积

A：粒子的流向投影面积

σ ：粒子密度

ρ ：流体密度

粒子为球体时：

$$V_0 = 6.55 \sqrt{\frac{(\sigma - \rho)d}{\rho}}$$

与气流相对应的近似算式：

$$V_0 = 6.55 \sqrt{\frac{\sigma d}{\rho}}$$

按此式计算其结果为：

亚麻种籽 $V_0 = 10.5 \text{ ft/sec.}$

砂 $V_0 = 9 \text{ ft/sec.}$

实测值约为 50 ft/sec. 差异显著。这个推动固体的空气速度显著小于实测平均速度，而是否发生停滞并不由平均速度决定，在实验中对推动粒体的空气速度没有测出结果。

在窥视窗的所见，粒子运动路线类似正弦 (sine) 曲线，即，每隔一定距离则落于管底然后又立即上升，其高度和跳跃距离和固体空气比的增减有关。因此当管内粒子量稀薄的时候，固体粒子的分布还比较均匀，而在粒子数量增加比较稠密时，则在管的下部很密，沿着管底呈滑行状态。

d) 混合固体对压力分布的影响

第4图是空气运送砂与亚麻种籽时，管内压力分布实验结果的一例，图中曲线1、2、3……等是在下列条件所实验的结果。从图中可以了解到在入口附近压力急剧下降，而后渐缓，经过 $(30 \sim 40)d$ 以后则按定比下降。这种急剧的降压是由粒子的加速所引起的，这个加速度与喷射压力和运输量无关，从管入口达到一定距离后自行完结。