

编号: 0182

内部

科学技术成果报告

气力输送装置的设计计算



科学技术文献出版社

目 录

前 言.....	(1)
一、设计计算方法.....	(1)
(一) 主要参数.....	(1)
(二) 压力损失的计算.....	(5)
(三) 设计方法.....	(11)
二、计算示例.....	(13)
(一) 吸送式气力输送装置计算示例.....	(13)
(二) 压送式气力输送装置计算示例.....	(17)

气力输送装置的设计计算

交通部科学研究院水运所

前 言

气力输送装置是利用气流在管道内输送散装粉粒状物料的设备。六十年代以来，随着各生产部门的工艺流程中散状物料流化操作的比例不断增加，并迅速朝综合机械化和自动化方向发展，气力输送技术获得了较大进展。我国许多单位对气力输送装置进行了不少试验研制工作，积累了一定经验，并在生产中取得了可喜的成果。目前它已较广泛地应用于农业、轻工业中的食品、烟草、酿造、纺织、木材加工行业；重工业中的铸造、化工、橡胶、石油、矿山等部门；交通运输业中的港口、车站和仓库装卸以及建筑等生产部门的有关输送环节和工艺操作过程中。

长期以来，一些从事气力输送研究的工作者，为了解决气力输送的设计计算问题，进行了大量的实验和理论分析工作。然而，由于被输送物料的物理特性和输送系统的结构参数之间关系比较复杂，即使是同类物料，往往仅变更一、二个参数（比如输送风速、混合比、粒度、管径等），就会引起输送特性的很大变化。因此，直至目前，试图用纯理论公式进行气力输送的计算并没有获得令人满意的结果。解决这个问题的途径还要依靠试验和实践。

目前对气力输送的设计计算大多使用半经验公式和经验方法。这在实用中往往存在一定的局限性。本文介绍的悬浮流气力输送压力损失的计算公式，是我们在工作实践中初步分析国内外有关资料的基础上整理出来的，其中大部分是根据双相流理论推导出来的，但公式中所包含的系数选取仍然以实验为基础。从我们对港口吸送式气力输送装置的实际计算结果，与一些测定数据的比较来看，两者基本上较接近。但由于我们收集和掌握的资料有限，公式中某些系数的推荐数值有一定范围，不一定全面适用。这尚待在实践和试验中不断加以修正和补充。

鉴于我们对实际工作做得不多，加之水平有限，本文提出的设计计算方法必定还存在不足之处，衷心地希望有关单位和同志们给予指正补充。

一、设计计算方法

（一）主要参数

1. 悬浮速度

使物料颗粒保持悬浮状态的气流的最小速度，称为悬浮速度。它集中反映了被输送物料的主要物理特性，是粒子动力学的最基本性质，在气力输送计算中是具有实用意义的原始数据。其数值大小，主要取决于物料的重度、粒度、形状、表面状态和输料管直径、空气密度等。已有若干计算悬浮速度的公式，但由于确定系数的困难和计算精确性较差，因此，通常最可靠的是用试验测定。表(1)列出一些物料的悬浮速度值，可在计算时参考选用。

各种输送物料的主要物理特性与常用的输送气流速度

表 1

物料名称	平均粒度 (毫米)	重 度 (吨/米 ³)	容 重 (吨/米 ³)	内 摩 擦 系 数	外摩擦系数 (对 钢)	悬浮速度 (米/秒)	输送气流 速度(米 /秒)
稻 谷	3.58	1.02	0.55	0.68	0.53	7.5	16—25
小 麦	4—4.5	1.27—1.49	0.65—0.81	0.47—0.73	0.36—0.65	9.8—11	18—30
大 麦	3.5—4.2	1.23—1.30	0.6—0.7	0.51	0.37—0.58	9.0—10.5	15—25
糙 米	长径5.0—6.9	1.12—1.22	0.56			7.7—9.0	15—25
粳 米	长径6.4—9.3	1.32	0.817		0.58	9.4—9.6	
玉 米	5—10.9	1.22	0.708	0.53	0.38	11—12.2	18—30
大 豆	长径3.5—10	1.18—1.22	0.56—0.72			10	18—30
豌 豆	6×5.5	1.26—1.37	0.75—0.8	0.577	0.628	15.0—17.5	20
花 生	21×12	1.02	0.62—0.64		0.31	12—14	16
棉 籽	长径7.4—10.3	0.52	0.252			7.1—7.9	
葵 花 子	长径10.5—15.2	0.64	0.343	0.65—1.0	0.39	7.2—7.9	
砂 糖	0.51—1.5	1.58	0.72—0.88	1.19	0.85—1.0	8.7—12	25
干 细 盐	<1.0	2.2	0.9—1.3	0.9—1.1	0.49	9.8—12	} 20—30
细 粒 盐	5					12.8—14	
粗 粒 盐	7.0—7.2	1.09	0.72	0.73		14.8—15.5	
麦 芽			0.5			8.1	20
面 粉	<163微米	1.41	0.56	1.6	0.73	1.0—1.5	} 10—17
	197—163微米		0.61		0.57	1.2—1.5	
	800—185微米		0.67		0.92	1.3—2.0	
洗 衣 粉	<0.5	1.27	0.48	2.05	0.69	2.0	
滑 石 粉	>10微米	2.6—2.85	0.56—0.95		0.4	0.5—0.8	
陶 土		2.2—2.6	0.32—0.49		0.45	1.8—2.1	
茶 叶 (旗 枪 4 级)			0.227			4	
烟 叶	110×35				0.27	3.2—3.7	
统 煤	<1	1.0—1.7	0.72—0.94		0.25—0.5	2.3—3.5	} 18—40
	1—3	1.0—1.7	0.72—0.94		0.25—0.5	4—5.3	
	3—5	1.0—1.7	0.72—0.94		0.25—0.5	4.2—6.8	
	5—7	1.0—1.7	0.72—0.94		0.25—0.5	6—10.2	
	7—10	1.0—1.7	0.72—0.94		0.25—0.5	7.3—10	
	10—15	1.0—1.7	0.72—0.94		0.25—0.5	11—13.3	
木 材 碎 片	44×31×21	0.74				9.6	} 22—35
	21×19×9	0.56				8.4	
	54×27×11	0.57				10.9	
刨 花 锯 屑	3×3×3	0.8	0.66			3.0—4	16—25
	—5×20×40					6.5—7.0	15—25
型 砂	50—100目/英寸 ²	2.4	1.016			8.1—10	
磷 矿 粉	<3.2	2.58	1.467			6.9—10.1	
炉 渣	粉 粒 状					5—17.7	

续表 1

物料名称	平均粒度 (毫米)	重 度 (吨/米 ³)	容 重 (吨/米 ³)	内 摩 擦 系 数	外摩擦系数 (对 钢)	悬浮速度 (米/秒)	输送气流 速度(米 /秒)
半补强炭黑	0.8—1.8	1.7	0.42—0.5			4—5.9	} 18
高耐磨炭黑	0.13—0.4	1.8	0.35—0.37			3.6—4	
尿 素	0.8—2.5		0.776			8.7—9.4	
硫 酸 氨	1.5	1.77	0.955			10.1—13.1	25
聚 丙 烯	粉 状	0.91	0.32			4.3—6.1	17—30
	2—3	0.9	0.46			6.5—7.3	
砂	35—100目/英寸 ²	2.6	1.41			6.8	25—35
水 泥		3.2	1.1			0.223	9—25
熟 石 灰	65目/英寸 ²	2.0	0.4—0.5				26—30

2. 输送气流速度

在设计气力输送装置时,正确选择输送气流速度是关系到装置工作的可靠性和经济性的极端重要的问题。输送风速太低则容易形成脉动流,使摩擦压力损失增高,且可能产生管道堵塞。反之,如输送风速过高,不仅能耗增加,脆性物料容易破碎,粉状、吸湿性和带电性物料容易粘附管壁,而且输料管、弯头的磨损也会加剧。因此,对各种物料,皆存在有一个最合适范围的输送气流速度值。使物料开始呈悬浮状态稳定输送的气流速度称为经济速度或临界速度。经济速度与物料颗粒的大小、重度、形状、表面状态及管道特性、混合比等许多因素有关,用计算很难准确求得,通常由试验确定。在设计时,为使装置工作可靠起见,实际选用的输送风速要比经济速度高。由于确定经济速度比较困难,因此往往根据物料悬浮速度来选定最小输送风速。对粒度均匀的材料,通常取输送速度为悬浮速度的1.5~2.5倍左右即能正常输送;对粒度非均匀材料,如按其最大或最小粒度来确定输送速度都会造成速度过高或过低的偏向。实践表明:由于小颗粒的速度比大颗粒的速度高,在输送时小颗粒冲拥着大颗粒前进,因而取用比按粒度分布比例占最多的最大颗粒的悬浮速度大一倍的气流速度就基本能保证物料的正常输送。例如粒度由粉状至200毫米组成的统煤,其中粒度为7毫米以下的占60~70%以上,测得粒度为7毫米的颗粒群悬浮速度为9米/秒,因而采用18~20米/秒的气流速度即能正常输送。至于粉状物料,考虑到容易残留附着于管壁的倾向,往往需要采用比悬浮速度大若干倍的输送气流速度。对容易流态化的粉状物料,采用高浓度输送时,则可用低的输送速度。

在设计计算中,应依据最小输送风速来确定输料管起始段的内径。输送风速会随输送距离的增大而增大,当输送风速增大到超过允许值时,应采用逐段扩大管道断面的办法来降低风速,使风速能维持在最合适范围内输送。表(1)提供了某些物料的输送气流速度范围的推荐值。其下限为最小输送风速,上限为最高容许输送速度。选用最低速度时还应综合管路系统的特点(输送距离及弯管数目)、风机压力、物料特性等因素而定。同时,为可靠起见,在设计时应考虑由于装置某些部件使用后的磨损漏气、风机性能的变化等原因会使输送风速下降,故起始段的风速往往应选得比最小输送速度稍大一些。

在无气流速度的经验数据情况下,可用下式估算:

$$V_a = \alpha \sqrt{\gamma_m} + \beta L, \quad (1)$$

式中: V_a ——输送气流速度(米/秒);

α ——考虑被输送物料粒度的系数，见表（2）；

γ_m ——物料重度（吨/米³）；

β ——考虑被运送物料特性的系数； $\beta=(2\sim5)\times 10^{-5}$ ，对于干燥的粉状物料取较小的数值；

L ——输送距离（米），对于 $L\leq 100$ 米，式（1）中第二项很小，可略而不计。

在计算压力损失时，常会涉及到颗粒在输料管中的运动速度。由于目前双相流测试技术尚无法提供完整而准确的数据，近似求解可采用：对垂直输料管，颗粒达到稳定运动时的速度， V_m 常取

$$V_m = V_a - V_s, \quad (2)$$

式中 V_s ——物料悬浮速度（米/秒）。

处于垂直加速段的颗粒速度 V'_m 可按图

（1）根据 m_1 及 V_a/V_s 的值查得 V'_m/V_a 而求得。其中

$$m_1 = 29 \frac{h}{V_s^2}, \quad (3)$$

式中 h ——垂直输料管的高度（米）；

g ——重力加速度（米/秒²）。

对水平输料管，颗粒达到稳定运动时的速度 V_m 常近似取：

$$V_m = V_a - V_{起}, \quad (4)$$

或者

$$V_m \approx (0.70 \sim 0.85) \cdot V_a, \quad (4')$$

式中 $V_{起}$ ——物料颗粒在水平输料管中的起运速度（米/秒）。

处于水平加速段的颗粒速度 V'_m 可按图（2）根据 m_2 和稳定输送时的 V_m/V_a 值查得 V'_m/V_a 而求得。其中

$$m_2 = 29 \frac{l}{V_s^2}, \quad (5)$$

式中： l ——水平管长度（米）。

3. 混合比

混合比系指在单位时间内输送的物料重量 G_m （公斤/分）与同一时间内输送所需的空气

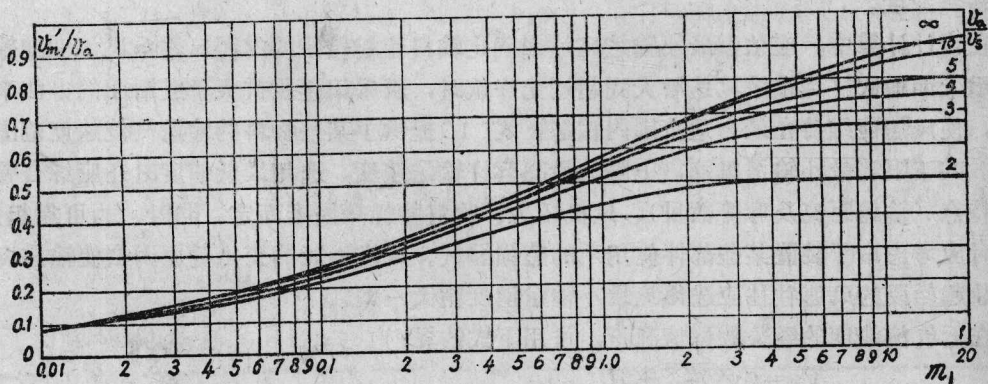


图1 垂直管加速段 V'_m/V_a 与 m_1 的关系

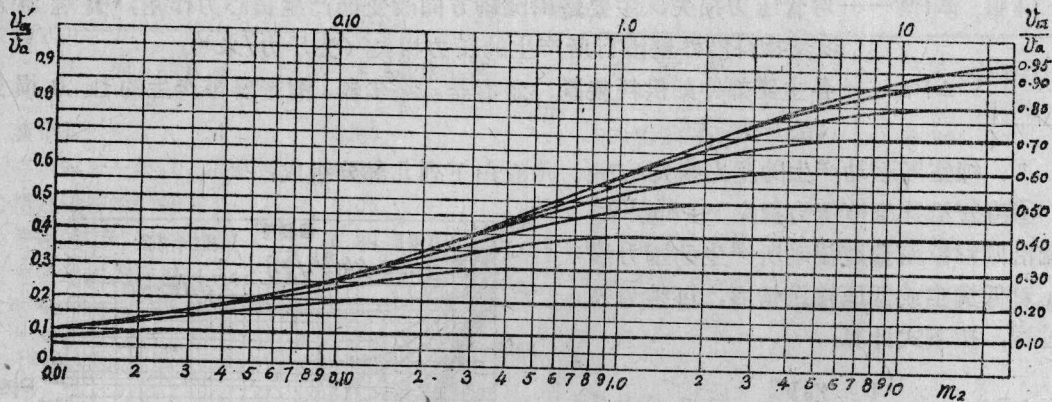


图2 水平管加速段 v_m/v_a 与 m_{21} 的关系

重量 G_a (公斤/分) 之比, 用 m 表示。

$$m = \frac{G_m}{G_a} \text{ 公斤物料/公斤空气。} \quad (6)$$

混合比 m 越大, 有利于增大输送能力。在规定的生产率条件下, m 大则所需风量小, 这样可用管径较小的管道及容量较小的分离、除尘设备, 且单位能耗也较低。然而, m 过大, 则在悬浮状态下输送时, 输料管易产生堵塞, 且管道压力损失也会增大, 故要求采用高压风机。因而, 混合比的数值要受到风机性能、物料的物理性质、输送方式以及输送条件等因素的限制。在设计计算时应参考各种实例以及上述条件来选定或调整合适的混合比。一般选取的范围如表 (3) 所示。

混合比的推荐数值

表3

输 送 方 式		m
吸 送 式	低 真 空	1~10
	高 真 空	10~40
压 送 式	低 压	1~10
	高 压	10~40
	流 态 化 压 送	40~80或更高

(二) 压力损失的计算

气力输送系统的总压力损失 $\Delta P_{\text{总}}$ (公斤力/米²或毫米水柱) 由以下各项组成:

$$\Delta P_{\text{总}} = \Delta P_{\text{气}} + \Delta P_{\text{摩}} + \Delta P_{\text{加}} + \Delta P_{\text{提}} + \Delta P_{\text{弯}} + \Delta P_{\text{部}} \quad (\text{公斤力/米}^2), \quad (7)$$

式中: $\Delta P_{\text{气}}$ ——纯空气运动产生的压力损失 (公斤力/米²);

$\Delta P_{\text{摩}}$ ——沿直管中输送气流与管壁、颗粒的摩擦, 颗粒与管壁及颗粒之间相互碰撞摩擦产生的压力损失 (公斤力/米²);

$\Delta P_{\text{加}}$ ——将颗粒加速到稳定输送速度所产生的压力损失, 主要发生在供料器和弯管之后 (公斤力/米²);

$\Delta P_{\text{提}}$ ——在垂直输料管中提升物料时克服重力所产生的压力损失 (公斤力/米²);

$\Delta P_{\text{弯}}$ ——弯管压力损失，主要是由流动方向改变而产生离心力作用，引起涡流以及物料沿外壁滑行所产生的压力损失（公斤力/米²）；

$\Delta P_{\text{部}}$ ——各主要部件如供料装置、分离器、除尘器、消音器等产生的压力损失（公斤力/米²）。

1. 纯空气运动产生的压力损失 $\Delta P_{\text{气}}$ 。一般由下列几部分组成：

①直管沿程摩擦压力损失 $\Delta P_{\text{a摩}}$ ：纯气流沿圆形断面管道流动所产生的压力损失，对低真空或低压输送情形，可视为等容过程，按下式计算：

$$\Delta P_{\text{a摩}} = \lambda_a \frac{l}{D} \frac{\gamma_a V_a^2}{29}, \quad (\text{公斤力/米}^2) \quad (8)$$

式中： λ_a ——纯空气运动时摩擦阻力系数；

l ——管道长度（米）；

D ——管道内直径（米）；

γ_a ——空气重度（公斤力/米³）；

V_a ——气流速度（米/秒）；

g ——重力加速度（米/秒²）。

对高真空或高压输送情形，由于空气的重度和速度沿管道长度发生变化，若按等容过程进行计算就会带来较大的误差。因此，应按等温过程进行计算。

对高压压送式装置：

$$\Delta P_{\text{a摩}} = \sqrt{P_{\text{终}}^2 + 2P_{\text{终}} \lambda_a \frac{l}{D} \frac{\gamma_{\text{a终}} V_{\text{a终}}^2}{29}} - P_{\text{终}} \quad (\text{公斤力/米}^2); \quad (9)$$

对高真空吸送式装置：

$$\Delta P_{\text{a摩}} = P_{\text{始}} - \sqrt{P_{\text{始}}^2 - 2P_{\text{始}} \lambda_a \frac{l}{D} \frac{\gamma_{\text{a始}} V_{\text{a始}}^2}{29}} \quad (\text{公斤力/米}^2); \quad (9')$$

式中： $P_{\text{终}}$ ——输料管终端的压力（公斤力/米²），对压送式装置为已知数，该处排气压力为大气压；

$P_{\text{始}}$ ——输料管入口端的压力（公斤力/米²），对吸送式装置为已知数，在供料端该处为大气压；

$\gamma_{\text{a终}}$ 、 $V_{\text{a终}}$ ——输料管终端的空气重度（公斤力/米³）和气流速度（米/秒）；

$\gamma_{\text{a始}}$ 、 $V_{\text{a始}}$ ——输料管始端的空气重度（公斤力/米³）和气流速度（米/秒）。

λ_a 值主要取决于雷诺兹数 ($Re = \frac{V_a D}{\nu}$)。 ν 为空气运动粘滞系数，米²/秒)和管壁粗糙度 k 。气力输送大多呈紊流流动状态。对输料管可按光滑管进行计算，对风管及输送无磨削性的物料则要考虑管道特性 D/k 的影响。表(4)，图(3)中的数值可供计算时查用。

②局部压力损失 $\Delta P_{\text{a局}}$

对管系中所设的弯管，渐缩或渐扩过渡管、排气管、集风管、三通管等附属管件所产生

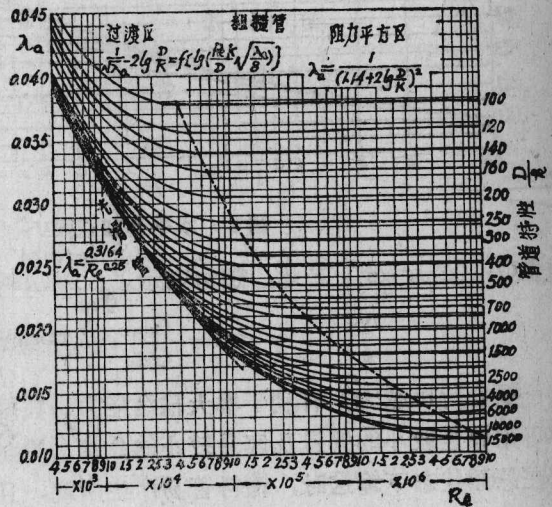


图3 钢管阻力系数 λ_a 与雷诺数 Re 及管道特性的关系

k的平均值

表 4

表面状态	k (毫米)	表面状态	k (毫米)
新钢管	0.06	旧的生锈钢管	0.60
存放露天一年以上的钢管	0.20	强烈生锈的钢管	0.67
精细镀锌的钢管	0.05	橡皮软管	0.01~0.03
普通的镀锌钢管	0.39	腐蚀很甚的旧管	1.00
普通的新铸钢管	0.25~0.42	钢板制成的管道	0.33

的局部压力损失,可按下式计算:

$$\Delta P_{a局} = \xi \frac{\gamma_a \cdot V_a^2}{2g} \quad (\text{公斤力/米}^2), \quad (10)$$

式中: ξ ——局部阻力系数。主要取决于管件的具体结构、尺寸,可由通风设备或风道计算等有关资料查得。

2. 双相流运动时产生的摩擦压力损失 $\Delta P_{摩}$ 。对低压或低真空输送装置情况:

$$\Delta P_{摩} = \lambda_a \frac{l}{D} \frac{\gamma_a \cdot V_a^2}{2g} (1 + mK) \quad (\text{公斤力/米}^2); \quad (11)$$

对高压压送式输送装置情况:

$$\Delta P_{摩} = \left[\sqrt{P_{终}^2 + 2P_{终} \lambda_a \frac{l}{D} \frac{\gamma_{a终} V_{a终}^2}{2g}} - P_{终} \right] (1 + mK) \quad (\text{公斤力/米}^2); \quad (12)$$

对高真空吸送式输送装置情况:

$$\Delta P_{摩} = \left[P_{始} - \sqrt{P_{始}^2 - 2P_{始} \lambda_a \frac{l}{D} \frac{\gamma_{a始} V_{a始}^2}{2g}} \right] (1 + mK) \quad (\text{公斤力/米}^2), \quad (13)$$

式中: m ——混合比,

K ——由实验确定的经验系数。

K 值包含着许多尚不太清楚的复杂因素,据有关实验资料分析, K 一般随输料管管径及颗粒直径的增大而增大;水平输料管中的 K 值较垂直输料管中的 K 值大;随着输送气流速度增大, K 值减小。当输送气流速度增大到使物料完全处于均匀悬浮状态时, K 值基本上为常数。此外 K 尚与物料的形状、悬浮速度等有关,而与混合比无关。

图 4 是输送小麦时 K 值与弗鲁特准数 $\left(\frac{V_a}{\sqrt{gD}}\right)$ 之间的关系。试验数据包括六种不同的管径 (46, 61, 95, 113, 295 和 420 毫米), 输送气流速度由 14~36 米/秒。

图 (5) 是用矿石试验数据绘制成的。试验物料比重为 1.9~2.3; 粒度由粉状到 80 毫米的混合矿石; 最高混合比达 46; 输送气流速度由进口处的 20~30 米/秒到出口处的 50~70 米/秒。

对其他输送物料, 如无实验数据, 可按下式估算:

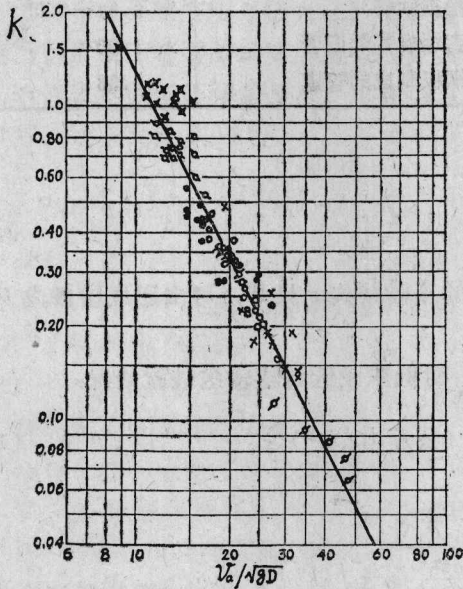


图4 输送小麦时K值与弗鲁特准数的关系

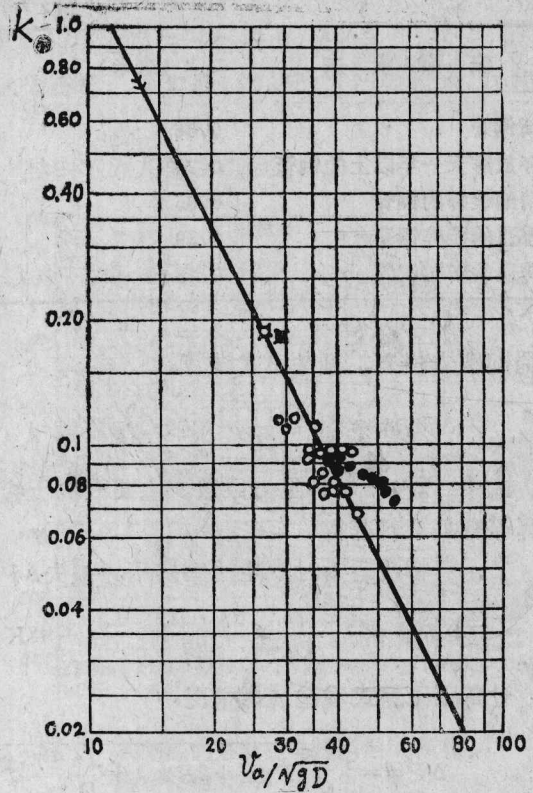


图5 输送矿石时的K值与弗鲁特准数的关系

$$K = 81 \frac{gD}{V_a^2} \cdot \frac{\gamma_m^*}{\sqrt{C}} \quad (14)$$

式中: γ_m^* ——物料比重,

C ——颗粒的阻力系数, 对不规则形状物料,

$$C = C_d \cdot \phi, \quad (15)$$

式中: C_d ——当量圆球颗粒的阻力系数, 可根据 Re 值 ($Re = \frac{V_s D}{\nu}$) 由图(6)查得。 D 为颗粒当量圆球直径(米), V_s 为颗粒悬浮速度(米/秒)。

ϕ ——颗粒的形状系数, 可参照表(5)选取。

3. 加速压力损失 $\Delta P_{加}$

使物料颗粒加速到稳定运动状态的压力损失 $\Delta P_{加}$, 可用下式计算:

$$\Delta P_{加} = \xi_{加} m \cdot \frac{\gamma_a V_a^2}{2g} \quad (\text{公斤力/米}^2), \quad (16)$$

式中 $\xi_{加}$ ——加速压力损失系数, 由下式求得,

$$\xi_{加} = 2 \left(\frac{V_{m1}}{V_a} - \frac{V_{m2}}{V_a} \right), \quad (17)$$

式中: V_{m1} ——物料处在稳定运动状态时的速度(米/秒), 对垂直管情形可由式(2)求

注: γ_m^* ——这里所指的物料比重为无因次数, 其值与物料重度的值(吨/米³)相同。

颗粒形状系数

表 5

序号	物 体 形 状	形状系数 ϕ
1	圆球	1
2	表面不光滑的圆形体	2.5
3	椭圆形	3
4	板片	5

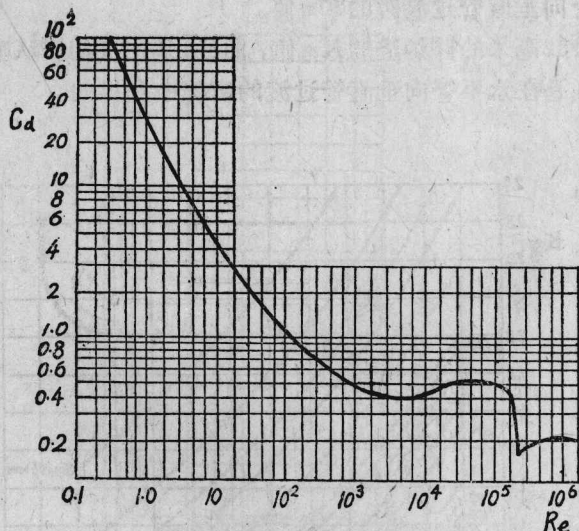


图 6 当量球形颗粒的阻力系数 C_d 与 Re 的关系

的速度约减小 $1/3 \sim 1/5$ (其中大的数值适用于重和大的颗粒, 小的数值适用于轻和小的粉末); 由水平向垂直方向过渡的 90° 弯管, 出口的颗粒速度比进口的速度约减小 $1/2 \sim 1/2.5$ 。对于小麦颗粒通过 90° 弯管时, 在其出口处的颗粒速度可由图 7 和图 8 根据 V_a 和转弯半径 R 来确定。

若物料在加速区段的初速度为零 (例如供料器后), 则

$$\xi_{加} = 2 \frac{V_{m1}}{V_a} \quad (18)$$

4. 弯管的压力损失 $\Delta P_{弯}$

$$\Delta P_{弯} = \xi_{弯} \frac{\gamma_a \cdot V_a^2}{2g} (1 + mK_{弯}) \quad (\text{公斤力/米}^2)$$

$$(19)$$

式中: $\xi_{弯}$ ——输送纯气流时弯管的阻力系数,

$K_{弯}$ ——物料通过弯管时的阻力系数。

输送粮食 (如小麦等) 时, 由垂直管向水平管过渡的弯管的 $K_{弯}$ 值, 可根据气流速度 V_a 及管径 D 由图 (9) 查得。

对于从水平管向垂直管过渡的弯管, $K_{弯} = 2 \sim 3$ 。在混合比 m 值较大时采用小的 $K_{弯}$ 值, 而 m 值小时取大的 $K_{弯}$ 值。

图 10 曲线示出输送粮食时从水平管向

得, 对水平管情形可由式 (4') 求得。

V_{m2} ——加速区物料初速度 (米/秒)。弯管以后的加速区的物料初速度, 与弯管的结构参数、布置方式、物料特性以及双相流的运动状态等因素有关, 一般可以这样估算: 由垂直向水平方向过渡的 90° 弯管, 弯管出口的颗粒初速度比进口

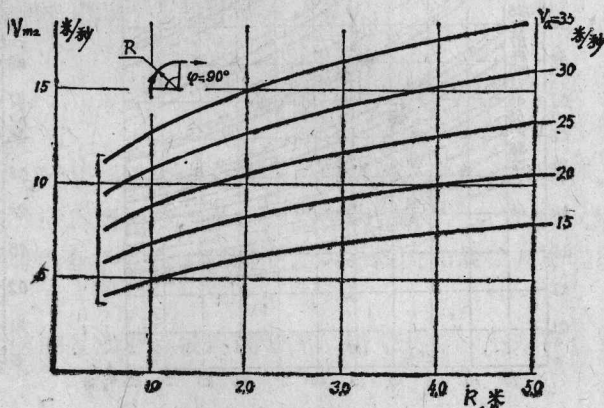


图 7

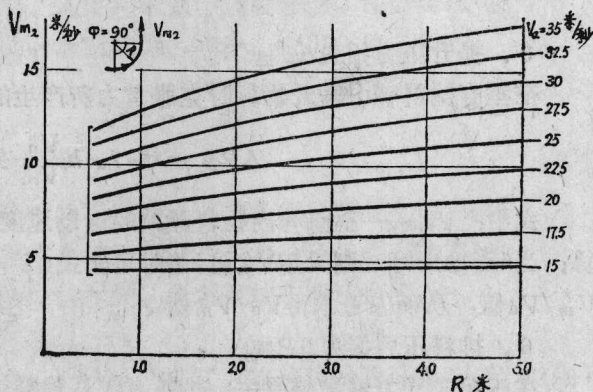


图 8

垂直管过渡的弯管的K弯值。

图(11)曲线表示输送煤粉时由水平管向垂直管过渡时的K弯值。

图(12)曲线1、2是输送平均粒径为0.82毫米的碎炉渣的K弯值；曲线1是在双相流从垂直管向水平管过渡的弯管中得到的；曲线2是在水平管向垂直管过渡的弯管中获得的。

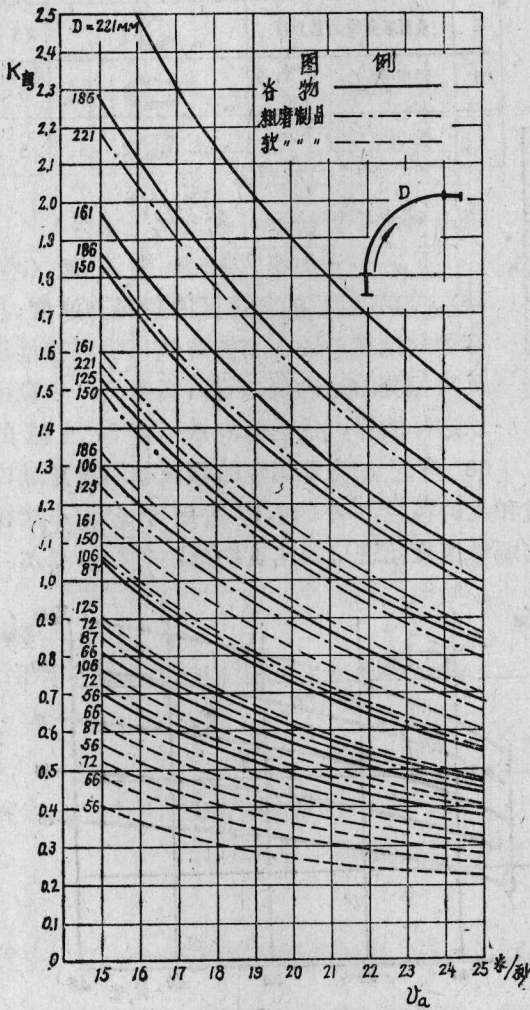


图 9

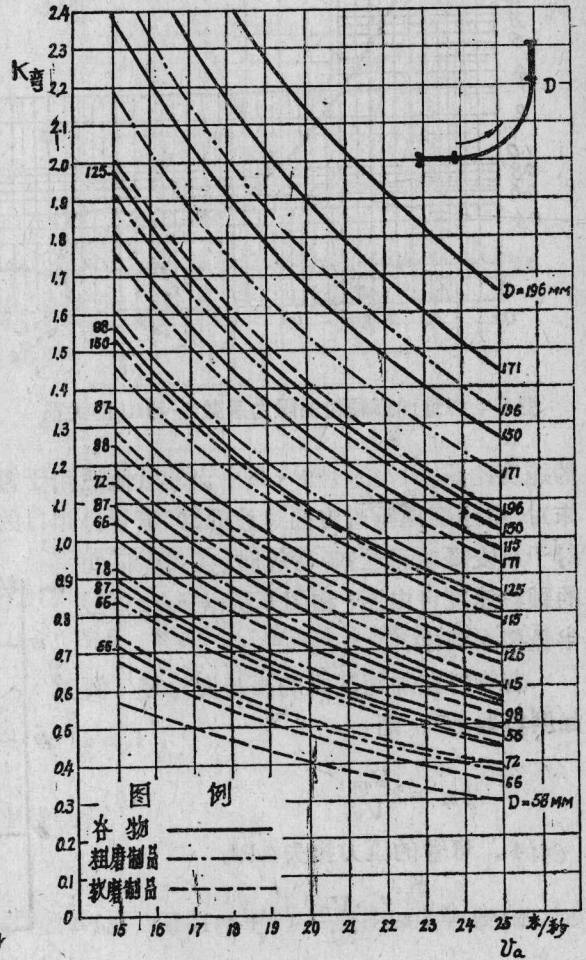


图 10

5. 提升压力损失 $\Delta P_{提}$

在垂直输料管中提升物料时克服重力所产生的压力损失 $\Delta P_{提}$ ，可由下式计算：

$$\Delta P_{提} = m \cdot \gamma_a \cdot h \frac{V_a}{V_m} \text{ 公斤/米}^2, \quad (20)$$

式中： V_m ——垂直管内物料颗粒的运动速度。当垂直管高度 $h > 10$ 米时，可按式(2)计算；当 $h < 10$ 米时，则采用 V'_m 值，这时可由式(3)计算 m_1 值，并根据 V_a/V_s 值由图(1)查得 V'_m/V_a 值，从而即可求得 V_a/V'_m 值。

6. 排料压力损失 $\Delta P_{排}$

在压送式气力输送装置中，物料有时从输料管末端直接向大气或分离室排出，因而产生排气压力损失 $\Delta P_{排}$ ：

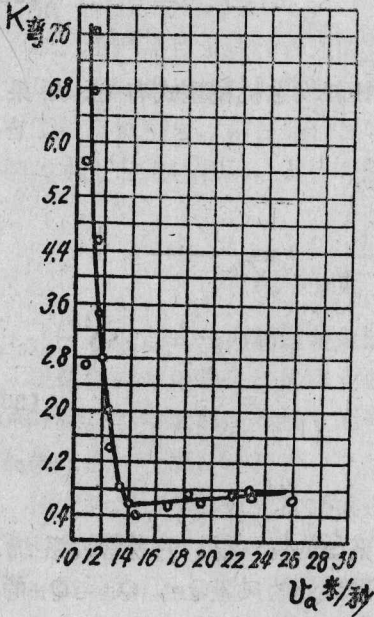


图 11

(三) 设计方法

设计前的准备:

设计前, 首先应了解下列事项:

1. 物料的物理化学特性 (粒度分布、形状、重度、容重、悬浮速度、水份、吸湿性、摩擦角、流动性、破碎性、腐蚀性、静电效应、磨削性、毒性、放射性等);
2. 输送量 (昼夜总输送量、港口泊位的年吞吐量、送料变动率、最大和最小允许输送量等);
3. 输送起点和终点的具体情况 (输送装置前后机械连接情况、船型尺寸、后方存仓容量等);
4. 输送距离和管路布置情况 (水平、垂直料管长度、弯管数量和转弯角度等);
5. 装置运转管理条件 (是否自动控制、遥控和联锁、装置修理、保养要求等);
6. 安装地点的情况 (码头、厂房结构、承载能力、潮汐、台风气象条件);
7. 电源;
8. 其他 (对噪音、粉尘处理要求等)。

设计程序:

1. 分析原始资料。根据设计要求, 分析物料特性, 输送条件及其工艺流程等;
2. 拟定气力输送系统型式: 采用吸送式系统、压送式系统、还是混合式系统;
3. 选定输料管路布置及各主要部件的结构型式, 绘制系统布置示意图;
4. 确定计算生产率;

如果已给出输送线的平均昼夜输送量 $G_{\text{昼夜}}$ (吨), 则气力输送装置的计算生产率 $G_{\text{计}}$ 可按下式确定:

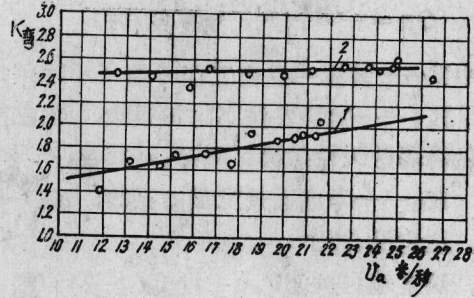


图 12

$$\Delta P_{\text{排}} = \frac{\gamma_a \cdot V_a^2}{2g} (1 + 0.64m) \quad (\text{公斤力/米}^2), \quad (21)$$

式中的 γ_a 及 V_a 为输料管末端卸出口处空气重度和速度。

为减小压力损失, 通常应把卸料口制成喇叭型以减小气流速度。

7. 各主要部件的压力损失

根据选用部件所给计算式计算。

$$G_{\text{计}} = \frac{G_{\text{昼夜}} K_1 K_2}{T} \quad (\text{吨/时}) \quad (22)$$

式中 T ——装置一昼夜工作时数 (小时)；

K_1 ——物料发送不均匀系数，与工艺过程特点、物料发送机械型式有关。如果物料通过供料器送入输送线，则 $K_1 = 1.15$ ；

K_2 ——考虑远景发展的系数， K_2 一般不大于 1.25。

5. 选定混合比 m ；

6. 确定输送风速 V_a ；

7. 确定计算风量 $Q_{\text{计}}$

输送物料所需风量，由下式确定：

$$Q_{\text{计}} = \frac{G_{\text{计}}}{m \gamma_a} \quad (\text{米}^3/\text{时}), \quad (23)$$

式中： $G_{\text{计}}$ ——装置计算生产率 (公斤/时)；

γ_a ——空气重度，在标准状态下 $\gamma_a = 1.2$ 公斤力/米³。

在决定风机 (或其他气源) 的风量 $Q_{\text{鼓}}$ 时，应加上管道系统的漏气量。它通常占系统总风量的 10~20%。对于吸送式气力输送装置， $Q_{\text{鼓}}$ 即为风机进口处的风量 $Q_{\text{进}}$ ， $Q_{\text{进}}$ 与 $Q_{\text{计}}$ 的换算关系如下：

$$Q_{\text{进}} = Q_{\text{鼓}} = \frac{\gamma_a}{\gamma_{\text{进}}} Q_{\text{计}} (1 + C) \quad (\text{米}^3/\text{时}),$$

或
$$Q_{\text{计}} = \frac{\gamma_{\text{进}}}{\gamma_a} Q_{\text{进}} (1 - C) \quad (\text{米}^3/\text{时}),$$

式中 $\gamma_{\text{进}}$ ——鼓风机进口处空气重度 (公斤力/米³)；

C ——考虑漏气的系数， $C = 0.1 \sim 0.2$ 。

对于压送式气力输送装置， $Q_{\text{鼓}}$ 按风机出口处的风量 $Q_{\text{出}}$ 换算：

$$Q_{\text{鼓}} = Q_{\text{出}} \cdot \frac{\gamma_{\text{始}}}{\gamma_a} = \frac{\gamma_{\text{始}}}{\gamma_a} Q_{\text{计}} (1 + C) \quad (\text{米}^3/\text{时}),$$

式中 $\gamma_{\text{始}}$ ——供料处的空气重度 (公斤力/米³)。

8. 计算输料管内直径 $D_{\text{料}}$ ；

$$D_{\text{料}} = \sqrt{\frac{4 Q_{\text{计}}}{3600 \pi n V_a}} = 0.0188 \sqrt{\frac{Q_{\text{计}}}{n V_a}} \quad (\text{米}), \quad (24)$$

式中： n ——一台装置同时工作的输料管数目。

9. 确定装置主要部件的结构尺寸；

10. 计算整个系统的压力损失 ($\Delta P_{\text{总}}$)；

11. 计算风机所需功率 N ；

$$N = \frac{Q_{\text{鼓}} P_{\text{鼓}}}{102 \eta_{\text{流}} \cdot \eta_{\text{传}} 3600} \quad (\text{瓩}), \quad (25)$$

式中： $P_{\text{鼓}}$ ——所需鼓风机风压，根据计算的总压力损失，考虑 10~20% 的裕量确定，

即

$$P_{\text{鼓}} = (1.10 \sim 1.20) \Delta P_{\text{总}};$$

$$Q_{\text{鼓}} \text{——所需鼓风机风量 (米}^3/\text{时)};$$

$\eta_{流}$ ——风机的流体效率，

$\eta_{传}$ ——机械传动效率。

12. 由产品目录选择合适的风机（或其他气源）。

以上系根据系统计算结果按所需风压和风量来选定合适的风机。在实际设计计算中，如先有了鼓风机型号，则在此情况下，可按鼓风机给定的风压和风量进行系统的验算，其计算原则基本上与上述相同，具体可见计算示例。

二、 计 算 示 例

（一）吸送式气力输送装置计算示例

根据散粮专用码头卸船作业要求，拟设计一台大型吸粮机，其计算生产率 $G_{计} = 2 \times 200$ 吨/时。吸粮机由两套独立的气吸系统组成，选用下列主要部件：D60×78-200/5000型罗茨鼓风机；吸咀；输料管（分长管和短管），垂直段长度24米，水平段长度：长管为21.5米，短管为16.5米，设有垂直伸缩管和水平伸缩管；弯管（矩形断面）；迴转弯头（柱铰式）；分离器（容积式）；脉冲布袋除尘器；卸料器（鼓轮式）；卸灰器（鼓轮式）；消音器等。输送物料：小麦。系统简图示于图13。

基本参数的选择和计算：

1. 鼓风机计算风量

D60×78-200/5000型罗茨鼓风机的名牌风量为200米³/分，风压为5000公斤力/米²。将风机进口风量（即名牌风量）换算成标准状态下的风量 $Q_{标}$ ：

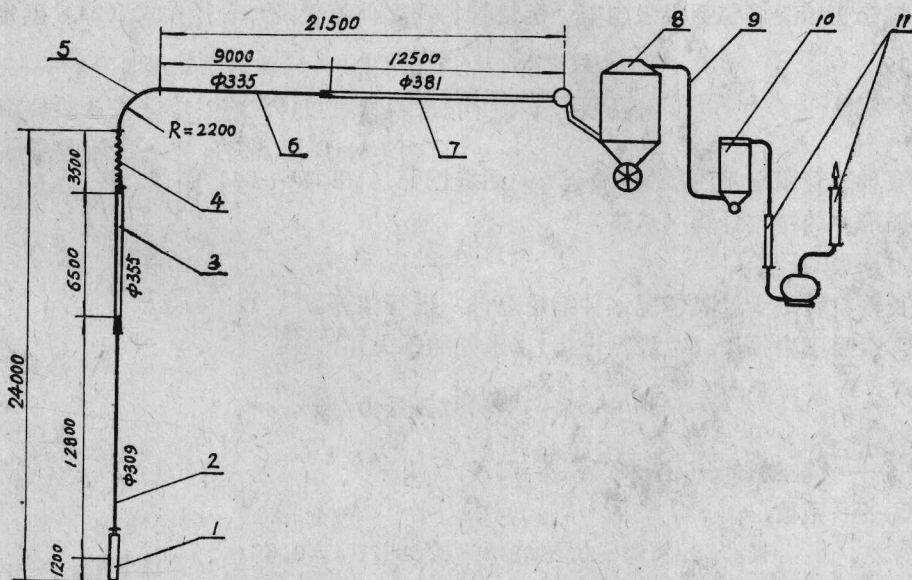


图13 大型吸粮机示意图

- | | | |
|------------|-----------|------------|
| 1. 吸咀， | 2. 垂直伸缩管， | 3. 垂直固定外管， |
| 4. 软管， | 5. 弯管， | 6. 水平伸缩内管， |
| 7. 水平固定外管， | 8. 分离器， | 9. 风管， |
| 10. 袋滤器， | 11. 消音器。 | 12. 鼓风机。 |

$$Q_{\text{标}} = \frac{Q_{\text{进}} \gamma_{\text{进}}}{\gamma_0} = \frac{200 \times 0.642}{1.2} = 107 \text{米}^3/\text{分},$$

式中 $Q_{\text{进}}$ ——风机进口风量, $Q_{\text{进}}=200 \text{米}^3/\text{分}$;

γ_0 ——标准状态下的空气重度, $\gamma_0=1.2 \text{公斤力}/\text{米}^3$;

$\gamma_{\text{进}}$ ——风机进口处膨胀空气的重度。设鼓风机正常运转的风压为4800公斤力/米², 则 $\gamma_{\text{进}}$ 可按下式计算:

$$\gamma_{\text{进}} = \frac{P}{RT} = \frac{P_0 - 4800}{29.4 \times 293} = 0.6423 \text{公斤力}/\text{米}^3,$$

P ——风机进口处空气的绝对压力, 公斤力/米²;

P_0 ——标准大气压, $P_0=10333 \text{公斤力}/\text{米}^2$;

R ——气体常数, 在标准状态下, $R=29.4 \text{米}/\text{度}$;

T ——绝对温度, 在标准状态下, $T=273+20=293^\circ \text{K}$ 。

考虑管系漏气量占总风量16%, 则吸咀进口的计算风量为:

$$Q_{\text{计}} = Q_{\text{标}} (1 - 0.16) = 90 \text{米}^3/\text{分}.$$

2. 混合比 m 的确定

$$m = \frac{G_{\text{计}}}{60 \gamma_0 Q_{\text{计}}} = 30.8 \text{公斤}/\text{公斤},$$

式中 $G_{\text{计}}$ ——单根输料管的计算生产率, $G_{\text{计}}=200 \text{吨}/\text{时}$ 。

3. 输料管起始风速

按输送小麦时的经济速度及经验推荐, 选定吸咀起始风速为 $V_a=20 \text{米}/\text{秒}$ 。

4. 输料管起始段管径的确定

输料管起始段(包括吸咀内管、连接管、垂直伸缩管段)管径按式(24)确定

$$D_{\text{始}} = \sqrt{\frac{4 Q_{\text{计}}}{60 \pi n V_a'}} = 0.309 \text{米},$$

垂直伸缩管段选用内径为309毫米的无缝钢管(YB231-64)制作。

主要部件的结构计算(从略)

压力损失的计算:

按长输料管处于最长情况(伸缩管全伸)进行核算。

1. 吸咀压力损失(距吸咀进口1.2米处的损失)

$$\Delta P_{\text{咀}} = \xi \frac{\gamma_0 V_a^2}{2g} (1 + m K_0) = 887 \text{公斤力}/\text{米}^2,$$

式中 ξ ——纯空气局部阻力系数, $\xi=1.7$;

K_0 ——系数,

$$K_0 = 2.9223 - 0.0158m - 0.0887V_a = 0.66.$$

2. 垂直输料管的压力损失

①吸咀终点的压力、空气重度和速度:

$$P_1 = P_0 - \Delta P_{\text{咀}} = 9446 \text{公斤力}/\text{米}^2;$$

$$\gamma_1 = \gamma_0 \frac{P_1}{P_0} = 1.097 \text{公斤力}/\text{米}^3;$$

$$V_1 = V_a \frac{\gamma_0}{\gamma_1} = 21.9 \text{米/秒};$$

②吸咀后垂直管段加速压力损失

$$\Delta P_{\text{加}\perp} = 2 \left(\frac{V_{m2}}{V_1} - \frac{V_{m1}}{V_1} \right) m \frac{\gamma_1 V_1^2}{29} = 331 \text{公斤力/米}^2,$$

式中 $\frac{V_{m1}}{V_1}$ ——垂直管始端物料速度与风速之比，按吸咀有效计算高度 $h=1.2$ 米，小麦悬浮

速度 $V_s=9.8$ 米/秒，由 $m_1 = \frac{2gh}{V_s^2} = 0.24$ 和 $\frac{V_1}{V_s} = 2.23$ 查图 1 得 $V_{m1}/V_1 = 0.32$;

V_{m2}/V_1 ——垂直管终端小麦速度与风速之比，按垂直管总高度 $h=24$ 米，由 $m_1=4.9$ 和 $V_1/V_s=2.23$ 查图 1 得 $V_{m2}/V_1 = 0.52$ 。

③垂直伸缩内管压力损失（包括提升和摩擦压损）

$$\Delta P_{\text{垂}\perp} = m\gamma_1 h \frac{V_1}{V_{m2}} + \left[P_1 - \sqrt{P_1^2 - 2P_1\lambda_a \frac{h}{D_{\text{内}\perp}} \frac{\gamma_1 V_1^2}{29}} \right] (1 + mK)$$

$$= 1292 \text{公斤力/米}^2,$$

式中 h ——垂直伸缩内管计算长度， $h=12.8$ 米；

λ_a ——纯空气阻力系数，按雷诺数 $Re = \frac{V_1 D_{\text{内}\perp}}{\nu} = 4.3 \times 10^5$ 和管壁糙度 $k=0.06$ 毫米、

$D_{\text{内}\perp}/k=5150$ 查图 3 得 $\lambda_a=0.015$;

ν ——空气运动粘滞系数，当 $t=20^\circ\text{C}$ 时， $\nu=15.7 \times 10^{-6}$ 米²/秒；

K ——系数，按 $V_1/\sqrt{9D_{\text{内}\perp}} = 12.6$ 查图 4 得 $K=0.9$;

$D_{\text{内}\perp}$ ——垂直伸缩管内管直径， $D_{\text{内}\perp}=D_{\text{始}}=309$ 毫米。

④垂直伸缩外管（包括软管）的压力损失（包括提升和摩擦压损）

外管始端的压力、空气重度和速度：

$$P_2 = P_1 - \Delta P_{\text{加}\perp} - \Delta P_{\text{垂}\perp} = 7823 \text{公斤力/米}^2;$$

$$\gamma_2 = \gamma_0 \frac{P_2}{P_0} = 0.91 \text{公斤力/米}^3;$$

$$V_2 = V_1 \frac{\gamma_1}{\gamma_2} \frac{D_{\text{内}\perp}^2}{D_{\text{外}\perp}^2} = 20 \text{米/秒}。$$

压损：

$$\Delta P_{\text{垂}2} = mh_1\gamma_2 \frac{V_2}{V_{m2}} + \left[P_2 - \sqrt{P_2^2 - 2P_2\lambda_a \frac{h_2}{D_{\text{外}\perp}} \frac{\gamma_2 V_2^2}{29}} \right] (1 + mK)$$

$$= 957 \text{公斤力/米}^2;$$

式中 h_1 ——外管总长（包括软管）， $h_1=6.5+3.5=10$ 米；

h_2 ——考虑软管阻力比钢管大一倍，故其计算长度应增大一倍， $h_2=6.5+3.5 \times 2=13.5$ 米；

$D_{\text{外}\perp}$ ——外管直径， $D_{\text{外}\perp}=355$ 毫米；

K ——根据 $\frac{V_2}{\sqrt{9D_{\text{外}\perp}}} = 10.7$ 查图 4 得 $K=1.2$;