

電力建設勘測設計資料

59007

发电厂管道手册

第 6 册

汽水流速与阻力计算

水利电力部^{上海}北京_{北京}电力设计院編

水利电力出版社

電力建設勘测設計資料

59007

发电厂管道手册

第 6 册

汽水流速与阻力計算

水利电力部^{上海}北京^{電力設計院}編

水利电力出版社

內 容 提 要

本书有系統地介紹汽水管道的水力計算，包括管徑選擇、壓力損失計算、管道的有關驗算等的計算方法、公式、數據以及圖表。

本书可供從事火力發電廠管道的設計、施工及運行人員參考，也可作為各高等工業學院及中等專業學校學生的參考書。

發 電 廠 管 道 手 冊

第 6 冊

汽水流速與阻力計算

水利電力部^{上海}電力設計院編
北京

*

2720 R 456

水利電力出版社出版（北京西郊科學路二里內）

北京市書刊出版業營業許可證出字第105號

水利電力出版社印刷廠排印

新華書店科技發行所發行 各地新華書店經售

*

787×1092 $\frac{1}{16}$ 開本*4 $\frac{1}{8}$ 印張*83千字*定價（第10類）0.64元

1960年3月北京第1版

1960年3月北京第1次印刷（0001—4,120冊）

目 录

第一章 概論.....	2
第二章 管徑的計算.....	2
一、管徑的計算公式.....	2
二、管徑的計算图表.....	3
三、国外所采用的管道流速数据.....	3
第三章 管道的压力損耗.....	5
一、根据单位压力損耗及管道通过能力进行管徑的初步选择.....	5
二、管道的压力損耗計算.....	3
三、局部阻力系数 ξ 一覽表.....	25
第四章 管道的驗算.....	48
一、临界流速、临界流量的驗算.....	48
二、安全閥排汽管道的驗算.....	49
三、水箱放水管流量的計算.....	52
四、溢水管的流量計算.....	53
五、节流孔板流量計算.....	53
第五章 管道經濟流速及經濟直徑的計算.....	54
一、管道經濟流速及經濟直徑的計算的总說明.....	54
二、管道总价格計算.....	57
三、蒸汽管道內的压力損耗.....	59
四、蒸汽管道的热力損耗.....	60
五、蒸汽管道經濟流速的計算.....	61
六、蒸汽管道經濟直徑的計算.....	62
七、給水管道的压力損耗.....	63
八、給水管道的經濟直徑及經濟流速的計算.....	63

第一章 概 論

管道的選擇要符合安全和經濟的原則。在計算管徑時應根據管道內介質的種類、流量及所選定的允許流速來計算管徑，然後再根據設備及各用戶所要求的壓力及該管道所產生的流体阻力進行管道壓力損失的驗算。為了滿足設備及各用戶對壓力的要求，應考慮到事故運行情況以及考慮今後介質流量有可能增加的情況，而選擇比允許流速較小的數值，使求得的管徑大一些以減小流体阻力，也就是使管道的出力留有一些裕度。如允許壓力降落較大時，也可以採用較高的允許流速以減小管徑。此外應按照功能上的原理，對於有安全閥的排汽管，要驗算其介質的流速，是否有達到了臨界限度的現象，另外還須驗算所有放水管是否能在規定的時間內將水全部放出，溢流管在水箱到最高水位時是否能保證放出繼續進入水箱的水量等等。

對於下列管道，如減少管道的壓力損失具有一定優點時，應驗算增大管徑的經濟性。

1. 如技術條件允許汽輪機前的汽壓增加到超過額定壓力時的主蒸汽管道。
2. 汽輪機的調整抽汽管或背壓汽管。
3. 如果減少壓力損失可選用水頭較低的水泵時的壓力水管。驗算時應該對於按最大允許壓力降計算的管道和直徑與它最接近而數值較大的管道兩種方案進行技術經濟比較。

計算時應考慮到管道和保溫的投資增加和年運行費的降低。

年運行費用降低的數值，由下列兩者之間的差數來決定。

1. 隨著汽壓（汽輪機前或抽汽管道中）的改變，汽輪機凝汽器中熱損失的減少或水泵電能消耗量的減少所獲得的經濟效果。

2. 隨著管道直徑的增加而增加的一部分熱損失的成本和新增加的折舊及檢修費用。

在計算中對於管道的最大容許壓力降應乘以考慮到管道直徑和管壁厚度的允許誤差時的備用系數10%，即

$$\Delta P = 0.9(P_1 - P_2) \text{ 公斤/公分}^2.$$

式中 P_1 和 P_2 系已知的初壓和終壓。

第二章 管徑的計算

一、管徑的計算公式

$$d = \sqrt{\frac{4G \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot W}}, \text{公尺}.$$

式中 d ——管子內徑，公尺；

V ——管道內介質的比容，公尺³/公斤；

G ——介質的流量，公斤/時；

W ——介質的流速，公尺/秒。

如介質流量以 Q (公尺³/時) 表示，則公式可化簡為：

$$d = 18.8 \sqrt{\frac{Q \cdot V}{W}} = 18.8 \sqrt{\frac{Q}{W}}, \text{公厘.}$$

二、管徑的計算图表

簡易的管徑計算可由图表直接查出，图 2-1(見插頁)为水管管徑計算图表，图 2-2(見插頁)为蒸汽管管徑計算图表。

利用图 2-1，可由水管內介质之体积流量 Q 及流速 W 从图中迅速得出管徑的数值 d 。

利用图 2-2，由蒸汽的已知参数压力及温度，选定的蒸汽流速 W ，同样可迅速确定蒸汽管徑的数值 d 。

由于管中介质流速对管徑选择有很大影响，所以在选择管徑时一般是先确定介质流速，該流速一般凭实际經驗在建議流速的範圍內采用。

三、国外所采用的管道流速数据

現將苏联、德意志民主共和国、捷克以及資本主义国家的管道流速数据汇集于下，以供参考。

1. 苏联“厂用管道設計导則”規定的流速数据

工 作 介 质	管 道 种 类	允許流速(公尺/秒)
蒸汽	高压蒸汽	30~60
	較高压，中压和低压蒸汽	40~70
	減压減溫器的进蒸汽	60~90
压力水	給水管道	1.5~3.0
	凝結水管	1.5~3.0
	其他压力水管道(冲洗水管，軸承冷却水管，化学淨水管等)	1.5~4.0
无压水	水泵的吸水管	0.75~1.5
	自由溢水管	1~2
汽化水管	流水管和排污水管①	15~30
空气	压缩空气管	8~12

① 其比容計算时，应考虑到分离出来的蒸汽体积。

2. 苏联“发电厂热工手册”流速数据(1958年)

工 作 介 质	管 道 种 类	允許流速(公尺/秒)
过热蒸汽	主管 12~35 ama	40~80
	90~120 ama	40~60
飽和蒸汽	支管	35~40
	主管	30~40
	支管	20~30
抽汽	主管	30~50
廢汽	排汽管	80~100
凝結水	凝結水管	0.5~1.5
油	給油管	0.8~1.2
	回油管	0.2~0.3
	引水管	1.5~2.5
冷却水	排水管	2.0~3.0
	吸入水管	0.5~1.5
給水	压力水管	1.5~2.5

3. 德意志民主共和国采用的流速数据

工 作 介 质	管 道 种 类	允許流速(公尺/秒)
蒸汽	40~125 <i>ama</i> 10~40 <i>ama</i> 10 <i>ama</i> 以内	30~60 20~40 15~20
給水	排汽管 压力管道 吸水管道	15 1.5~2.0 0.8~1.0
凝結水	凝給水管道	1.5~2.0
工业水	工业水管道	1.0~2.0
循环水	吸水側管道 压力側管道	1.0~1.5 1.5~2.0
空气	空气管道	10~15
瓦斯	低压瓦斯管道	15~20

4. 捷克采用的流速数据

工 作 介 质	管 道 种 类	允許流速(公尺/秒)
过热蒸汽	40 <i>ama</i> 100 <i>ama</i> 100 <i>ama</i> 以上 至汽动泵 至減压设备 連接蒸汽母管	40 50~60 80 60 70 与鍋炉至汽机流速相同
抽汽	10~20 <i>ama</i> 1~5 <i>ama</i> 0.3~1 <i>ama</i>	30~40 40~50 70~80
給水、凝結水及循环水等	凝結水泵吸入管道 凝結水泵压出管道 給水泵吸入管道 給水泵压出管道 循环水泵吸入管道 循环水泵压出管道 活塞泵吸入管 活塞泵压出管 高压水力设备 70~210 <i>ama</i>	0.5 2.0 0.5~1.0 2~3 0.7~1.5 1.5~3.0 0.5~1~1.5 1~1.5~2.0 10~15
生活用水及工业用水	主要网路 地方网路	0.5~1.2 1~2~3
空气	低压管道 高压管道	12~15 20~25
瓦斯	2 <i>ama</i> 以下 5 <i>ama</i> 以下 远方煤气管	4~20 11~35 25
油	泵吸入管 泵压出煤油管 泵压出重油管	0.5~1.2 1.0~2.0 0.5~2.0 1.0~2.0
汽油泵 冷却剂	輸送气体状态下介质管道 吸入管 压出管	5~10 100~180
盐水	輸送液体状态下介质管道	0.6~1.2 1~2.4

5. 资本主义国家采用的流速数据

管子类别	允许采用流速 (公尺/秒)	管子类别	允许采用流速 (公尺/秒)
高压蒸汽管	50~70	往复泵的吸入管	0.75~1.0
中压蒸汽管	30~50	往复泵的出口管	1.0~2.0
排汽管	25~50	离心泵的吸入管	1.5~2.0
供热管道	20~30	离心泵的出口管	2.5~3.0
给水管	3	低压空气管	12~15
自来水管, 工业水管	1.5~3	高压空气管	20~25

第三章 管道的压力损耗

从第二章的内容中可知管径是根据流量及流速来决定的, 但在选用流速时, 首先应考虑到下面两个因素:

1. 对于管道中的压力损耗的允许值, 应符合整个管道系统的要求, 因为压力损耗是与流速的平方成正比的, 因此压力损耗与流速的决定有最密切的关系。

2. 选择流速应考虑到管道的经济性, 就是要考虑到压力降不超过允许数值而选择较小的管径, 又不致影响其他有关设备及附件的出力。

因此, 压力损耗是直接影响到经济性和能否达到系统及设备的额定出力以至最大出力的主要因素。

本章是根据苏联“厂用管道设计导则”第二册的内容进行编制的, 专门介绍管道的压力损耗计算。

一、根据单位压力损耗及管道通过能力进行管径的初步选择

直管段很长的管道(主蒸汽管, 给水管及除氧器有关管道等)可按直管通过能力表(表 3-1 及表 3-2)进行管径的初步选择。这些表用于发电厂管道计算中最常遇到的几种蒸汽和水的比容以及与此相适应的单位压力损耗(单位压力损耗是指每 1 公尺直管的压力损耗, 其单位为公斤/公尺²·公尺)。

对于实际管道的容许单位压力损耗 h_{don} 可按式进行估计:

$$h_{don} = 900 \cdot \frac{10(P_1 - P_2) - (H_2 - H_1)}{(1 + \alpha)L} \text{ (公斤/公尺}^2 \cdot \text{公尺)},$$

式中 P_1, P_2 ——已知的介质初压和终压(公斤/公分²);

H_1, H_2 ——水管的始点和终点的标高(公尺), 对于蒸汽管道可略去不计;

L ——管道的展直长度(公尺);

α ——系数, 等于局部阻力所产生的压力损耗与摩擦所产生的压力损耗之比, 对于局部阻力较小的管道, 可采用 $\alpha = 0.3 \sim 0.5$;

对于局部阻力较大的管道, 可采用 $\alpha = 0.7 \sim 1.0$ 。

当介质的比容和单位压力损耗与表中所采用的数值不同时, 流量可按式换算至表中所相同的条件:

$$G_{np} = G \sqrt{\frac{h_r}{h_{don}} \cdot \frac{V}{V_r}} = k \cdot G \text{ (吨/小时)}.$$

式中 G ——已知的介质流量(吨/小时);

V ——已知的介质比容(公尺³/公斤);

h_T 和 V_T ——表中采用的单位压力损耗和比容;

k ——推算系数,

$$k = \sqrt{\frac{h_T}{h_{don}} \cdot \frac{V}{V_T}}.$$

当 G_{np} 确定后,即可按表3-1及3-2选择通过能力 $G_T \geq G_{np}$ 的管子直径。在确定流量后,介质的流速 W 可按下式计算:

$$W = \frac{G \cdot V}{G_T \cdot V_T} \cdot W_T \text{ (公尺/秒)}.$$

式中 G_T 、 V_T 、 W_T 为表中所列的数字。

必须指出,表3-1及3-2中的管子直径是按1951年苏联MBH标准进行计算的,而在新标准(1957年MBH标准)中管子的厚度已经减薄,则在采用相同公称直径 D_y 的新标准的管子时,其实际通过能力比表中数字要稍大一些。

例:汽动水泵需要90ama, 500°C的蒸汽流量 $G=18$ 吨/小时,蒸汽比容 $V=0.0376$ 公尺³/公斤,母管中的蒸汽压力为95ama,到汽动水泵的蒸汽管道长度 $L=38$ 公尺。

$\alpha=0.3$ 时的容许单位压力损耗:

$$h_{don} = 900 \cdot \frac{10(95-90)}{(1+0.3)38} = 910 \text{ 公斤/公尺}^2 \cdot \text{公尺}.$$

换算至表3-1中所采用的数字 $V_T=0.035$ 公尺³/公斤, $h_T=400$ 公斤/公尺²·公尺,则推算的蒸汽流量为:

$$G_{np} = \sqrt{\frac{400}{910} \times \frac{0.0376}{0.035}} \cdot 18 = 0.69 \times 18 = 12.4 \text{ 吨/小时}.$$

按照表3-1必须采用 $D_y=80$ 的管子,这种管子的 $G_T=16.8 > 12.4$ 吨/小时。

当管道中介质流量沿长度逐渐改变时(即有许多支管的母管,例如冲洗水管道,机械冷却水管道,给水箱的溢水管道等等),在选择管径时,介质的计算流量 G 应采用下式计算:

$$G = 0.6G_{max} + 0.4G_{min} \text{ (吨/小时)}$$

式中 G_{max} ——管段中介质的最大流量(送水管道中是到第一根支管的地方为止,溢流管道中是从最后一个连接处开始)(吨/小时);

G_{min} ——管段中介质的最小流量(吨/小时)。

例:冲洗水流量已知:长30公尺的主管段中为290吨/小时,以后沿除尘器的长115公尺的管段中为175吨/小时(开始)到35吨/小时(结束),容许压力降为 $P_1 - P_2 = 1.5$ 公斤/公分²,标高差 $H_2 - H_1 = 5$ 公尺。

当 $\alpha=0.6$ 时容许单位压力损耗:

$$h_{don} = 900 \cdot \frac{10 \times 1.5 - 5}{(1+0.6) \cdot (30+115)} = 39 \text{ 公斤/公尺}^2 \cdot \text{公尺}.$$

$h_T=20$ 公斤/公尺²·公尺时的流量的推算系数,

$$k = \sqrt{\frac{20}{39}} = 0.72.$$

前一段管的推算流量 $G_{np}=0.72 \times 290=210$ 吨/小时。

管子直径根据表3-2采用 $D_y 200$ ($G_T=247.5 > 210$ 吨/小时)。

表3-1

蒸汽管道的通过能力表(等值粗糙度: $K_s=0.2$)

比 容	$V_T=0.035$ 公尺 ³ /公斤 ($P=96$ 绝对大气压 500°C)		$V_T=0.1$ 公尺 ³ /公斤		$V_T=0.2$ 公尺 ³ /公斤		$V_T=1.5$ 公尺 ³ /公斤 ($P=1.2$ 绝对大气压 115°C)	
单位压力损耗 (1公尺管子)	$h_T=400$ 公斤/公尺 ² ·公尺		$h_T=100$ 公斤/公尺 ² ·公尺		$h_T=20$ 公斤/公尺 ² ·公尺		$h_T=2.0$ 公斤/公尺 ² ·公尺	
D_p (公厘)	G_T (吨/小时)	W_T (公尺/秒)	G_T (吨/小时)	W_T (公尺/秒)	G_T (吨/小时)	W_T (公尺/秒)	G_T (吨/小时)	W_T (公尺/秒)
1200	—	—	—	—	—	—	187.5	69.5
1000	—	—	—	—	—	—	117.2	62.5
900	—	—	—	—	—	—	89.3	58.8
800	—	—	—	—	—	—	65.5	54.5
700	—	—	—	—	—	—	40.6	50.4
600	—	—	—	—	—	—	32.7	46.4
500	—	—	—	—	—	—	20.5	41.5
450	—	—	—	—	—	—	15.7	39.0
400	—	—	310.0	68.6	142.3	43.6	11.5	36.2
350	—	—	223.5	63.5	101.5	40.0	8.2	34.3
300	575	70	152.3	58.1	70.5	37.0	5.7	31.7
250	333	62	95.3	51.9	44.6	33.3	3.45	28.5
225	211	55.6	—	—	—	—	—	—
200	160	52.0	53.9	45.4	24.7	28.9	1.99	24.8
175	118	48.4	—	—	—	—	—	—
150	83.5	44.6	23.3	37.2	10.65	23.7	—	—
125	58.4	41.0	14.1	33.0	6.70	21.2	—	—
100	31.2	35.3	7.94	28.75	3.75	18.4	—	—
80	16.8	30.4	4.85	25.55	2.24	16.25	—	—
70	—	—	3.19	23.05	1.42	14.60	—	—
60	7.22	24.7	—	—	—	—	—	—
管 子 的 计 算 内 径	MBH246-51		MBH249-51		MBH250-51 和MBH251-51		MBH253-51 和MBH251-51	

注: 当 V, h, G 值与表中所采用的有区别时, 按下式进行换算:

$$G = \sqrt{\frac{h}{h_T}} \times \frac{V_T}{V} G_T; \quad W = \frac{GV}{G_T V_T} W_T; \quad h = \left(\frac{G}{G_T}\right)^2 \frac{V}{V_T} h_T.$$

表3-2

水管的通过能力表(管子的等值粗糙度: $D \leq 350$ 时 $K_s=0.2$;
 $D \geq 400$ 时 $K_s=0.30$.)

比 容	$V_T=0.0017$ 公尺 ³ /公斤 ($t=215^\circ\text{C}$)		$V_T=0.00109$ 公尺 ³ /公斤 ($t=150^\circ\text{C}$)		$V_T=0.001$ 公尺 ³ /公斤		$V_T=0.001$ 公尺 ³ /公斤	
单位压力损耗 (1米管子)	$h_T=50$ 公斤/公尺 ² ·公尺		$h_T=30$ 公斤/公尺 ² ·公尺		$h_T=20$ 公斤/公尺 ² ·公尺		$h_T=10$ 公斤/公尺 ² ·公尺	
D_p (公厘)	G_T (吨/小时)	W_T (公尺/秒)	G_T (吨/小时)	W_T (公尺/秒)	G_T (吨/小时)	W_T (公尺/秒)	G_T (吨/小时)	W_T (公尺/秒)
1200	—	—	—	—	—	—	16440	4.40
1000	—	—	—	—	—	—	10260	3.62
900	—	—	—	—	—	—	7830	3.41
800	—	—	—	—	8150	4.47	5760	3.16
700	—	—	—	—	5750	4.22	4060	2.92
600	—	—	—	—	4050	3.80	2865	2.69
500	—	—	—	—	2030	3.41	1435	2.41
450	—	—	—	—	1950	3.22	1379	2.27
400	—	—	—	—	1425	3.08	1009	2.10
350	—	—	—	—	1017	2.82	719	1.99
300	—	—	722	3.24	706	2.62	500	1.85
250	644	4.0	452	2.90	445	2.35	314	1.66
225	409	3.6	—	—	—	—	—	—
200	311	3.37	258	2.54	247.5	2.04	178.5	1.44
175	228	3.33	—	—	—	—	—	—
150	161	2.89	110	2.08	106.2	1.67	75.2	1.17
125	112.5	2.65	69.5	1.86	67.1	1.49	47.5	1.06
100	60.0	2.28	39.1	1.64	37.6	1.30	26.6	0.92
80	32.5	1.97	23.7	1.44	22.2	1.15	15.84	0.81
70	—	—	15.5	1.30	14.3	1.03	10.10	0.73
60	14.0	1.60	—	—	—	—	—	—
管 子 的 计 算 内 径	MBH246-51		MBH248-51		MBH253-51 和MBH251-51		MBH253-51 和MBH251-51	

注: 当 V, h, G 值与表中所采用的有区别时, 按表3-1附注内所列的公式进行换算。

流量逐渐减少的管段:

$$G_{np} = k(0.6 \times 175 + 0.4 \times 35)$$

$$= 0.72 \times 119 = 86 \text{ 吨/小时,}$$

相应地采用 $D_y 150$ 的管子 ($G_T = 106.2 > 86$ 吨/小时)。

$D_y 150$ 管子的始端的流速等于:

$$W = \frac{175}{G_T} \times W_T = \frac{175}{106.2} \times 1.67 = 2.75 \text{ 公尺/秒.}$$

二、管道的压力损耗计算

管道的压力损耗 ΔP 可按下列式计算:

$$\Delta P = \frac{W_c^2}{2gV_c} \left(\frac{\lambda}{d_p} L + \Sigma \xi \right) + (H_2 - H_1) \frac{1}{V_c} \text{ (公斤/公尺}^2\text{),}$$

式中 W_c ——介质的平均计算流速(公尺/秒);

V_c ——介质的平均比容(公尺³/公斤);

λ ——摩擦系数;

d_p ——管子的计算内径(公尺);

L ——管路的总展直长度(公尺);

$\Sigma \xi$ ——局部阻力系数的总和;

H_1 和 H_2 ——管道始端和终端的标高(公尺);

$\frac{1}{V_c} = \gamma$ ——平均比重(公斤/公尺³)。

在蒸汽管道、压缩空气管道和瓦斯管道的计算中, $(H_2 - H_1) \frac{1}{V_c}$ 很小, 可以略去不计。

在上式中:

$$h_0 = \frac{W_c^2}{2gV_c} = \frac{W_c^2}{2g} \times \gamma \text{ (公斤/公尺}^2\text{), 表示速度(动压)头。}$$

$\frac{\lambda}{d_p}$ 是 1 公尺管子的阻力系数, 称为单位摩擦阻力系数。

$\left(\frac{\lambda}{d_p} \times L \right)$ 是管段的摩擦阻力系数, $\Sigma \xi$ 是管段的总局部阻力系数, $\left(\frac{\lambda}{d_p} \times L + \Sigma \xi \right)$ 是管段的总阻力系数。

1. 管道中介质的计算流速通常按下式计算:

$$W_c = 0.354 \frac{G \cdot V_c}{d_p^2} \text{ (公尺/秒).}$$

对于标准规格的管子, 介质的流速可按下式确定:

$$W_c = \frac{G \cdot V_c \cdot 10^3}{3600 \cdot F_{pacu}} \text{ (公尺/秒).}$$

标准规格的管子的 $(3600 \cdot F_{pacu})$ 数值列于表 3-3 中 (F_{pacu} ——管子的计算通过面积, 公尺²)。

表 3-3

管子的通过面积和单位阻力系数表

公称直径 D_y (公厘)	管子额定尺寸 $D_H \times S$ (公厘 $\times$ 公厘)	内 径		計 算 通过面积 F_{pacu} (公厘 ²)	3600· F_{pacu} (公尺 ² ·秒)	阻 力 系 数 λ	单位阻力系数 $\frac{\lambda}{d_p}$ (1/公尺)
		計算内径 d_{pacu} (公厘)	最小内径 d_{min} (公厘)				
1	2	3	4	5	6	7	8

管子 $P_y \leq 200$ 公斤/公分²

MBH-246-51

粗糙度 $K_s = 0.2$

250	325×31	258.2	242.5	522.8	188.3	0.01844	0.0714
225	273×26	217.0	208.0	369.8	133.0	0.01924	0.0887
200	245×23	195.4	187.3	299.6	107.9	0.01974	0.1012
175	219×21	173.8	166.4	237.7	85.5	0.02030	0.1167
150	194×19	152.2	144.6	181.5	65.3	0.02096	0.1470
125	168×16	132.8	126.3	138.5	49.9	0.02168	0.1622
100	133×13	104.4	99.1	85.6	30.8	0.02309	0.2200
80	108×12	82.8	78.1	53.8	19.4	0.02467	0.2970
60	76×7.5	60.2	57.3	28.5	10.25	0.02692	0.4475
32	42×4.5	32.8	31.2	8.45	3.04	0.03220	0.9850
20	28×3.5	20.8	19.6	3.40	1.22	0.03750	1.800

管子 $P_y \leq 100$ 公斤/公分²

MBH-248-51

粗糙度 $K_s = 0.2$

300	325×15	293.5	284	675.0	243.0	0.01791	0.0612
250	273×13	245.7	238	472.5	170.0	0.01868	0.0762
200	219×10	198.0	192.8	307.9	110.7	0.01967	0.0992
150	159×7.5	143.0	139.4	160.6	57.8	0.02132	0.1490
125	133×6	120.4	117.3	113.6	40.9	0.02225	0.1845
100	108×6	96.0	93	72.4	26.1	0.02366	0.2367
80	89×4.5	80.0	77.8	50.3	18.1	0.02485	0.3109
70	76×4	68.0	66	36.3	13.06	0.02599	0.382
50	57×3.5	50.0	48.5	19.6	7.06	0.02839	0.5678
40	44.5×3.5	37.5	36	11.0	3.96	0.03091	0.8240
32	38×2.5	33.0	31.5	8.55	3.08	0.03218	0.9820
25	32×2.5	27.0	25.5	5.73	2.065	0.03429	1.2710
20	25×2	21.0	19.8	3.46	1.244	0.03724	1.7720

續表

公称直径 D_y (公厘)	管子额定尺寸 $D_n \times S$ (公厘 $\times$ 公厘)	内 徑		計 算 通过面积 F_{pacu} (公厘 ²)	3600· F_{pacu} (公尺 ² ·秒)	阻 力 系 数 λ	单位阻力系数 $\frac{\lambda}{d_p}$ (1/公尺)
		計算内徑 d_{pacu} (公厘)	最小内徑 d_{min} (公厘)				
1	2	3	4	5	6	7	8

管子 $P_y \leq 64$ 公斤/公分²

MBH-249-51

粗糙度 $K_s = 0.2$

400	426×13	400	389.6	1256.6	452.5	0.01668	0.0417
350	377×12	353	343	978.7	352.05	0.01716	0.0487
300	325×10	305	297	730.6	263.0	0.01775	0.0582
250	273×9	255	248.3	510.7	183.8	0.01851	0.0727
200	219×7	205	200.8	330.1	118.7	0.01949	0.0950
150	159×5	149	145.9	174.4	62.7	0.02110	0.1416
125	133×5.0	123	120.2	118.8	42.75	0.02216	0.1801
100	108×4.5	99	96.6	77.0	27.7	0.02345	0.2370
80	89×3.5	82	80	52.8	19.0	0.02467	0.3007
70	76×3	70	68	38.5	13.85	0.02578	0.3685
50	57×2.5	52	50.7	21.2	7.63	0.02806	0.5400
40	44.5×2.5	39.5	38.0	12.25	4.41	0.03043	0.7700
32	38×2.5	33	31.5	8.55	3.08	0.03218	0.9820
25	32×2.5	27	25.5	5.73	2.065	0.03429	1.271
20	25×2	21	19.8	3.46	1.245	0.03724	1.772

管子 $P_y \leq 40$ 公斤/公分²

MBH-250-51

粗糙度 $K_s = 0.2$

400	426×11	404	394.3	1281.9	461	0.01665	0.0412
350	377×10	357	348.4	1001.0	360.5	0.01757	0.0492
300	325×8	309	301.7	749.9	270.0	0.01769	0.0573
250	273×7	259	253.0	526.9	189.8	0.01844	0.0712
200	219×6	207	203	336.5	121.0	0.01946	0.0939
150	159×4.5	150	147	176.7	63.6	0.02103	0.1402
125	133×3.5	126	123.7	124.7	44.85	0.02203	0.1750
100	108×3.5	101	99	80.1	28.8	0.02333	0.2309
80	89×3	83	81	54.1	19.45	0.02459	0.2962
70	76×3	70	68	38.5	13.85	0.02578	0.3685
50	57×2.5	52	50.7	21.2	7.63	0.02806	0.5400
40	44.5×2.5	39.5	38	12.25	4.41	0.03043	0.7700
32	38×2.5	33	31.5	8.55	3.08	0.03218	0.9820
25	32×2.5	27	25.5	5.73	2.063	0.03429	1.2710
20	25×2	21	19.8	3.46	1.244	0.03724	1.772

續表

公称直径 D_y (公厘)	管子额定尺寸 $D_n \times S$ (公厘 $\times$ 公厘)	内 徑		計 算 通过面积 F_{pacu} (公厘 ²)	3600· F_{pacu} (公尺 ² ·秒)	阻 力 系 数 λ	单位阻力系数 $\frac{\lambda}{d_p}$ (1/公尺)
		計算内徑 d_{pacu} (公厘)	最小内徑 d_{min} (公厘)				
1	2	3	4	5	6	7	8

管子 $P_y \leq 40$ 公斤/公分²

MBH-250-51

粗糙度 $K_s = 0.6$

150	159×45	150	147	176.7	63.6	0.02839	0.189
125	133×3.5	126	123.7	124.7	44.85	0.03028	0.240
100	108×3.5	101	99.0	80.1	28.8	0.03199	0.316
80	89×3	83	81	54.1	19.45	0.03404	0.410
70	76×3	70	68	38.5	13.85	0.03593	0.514
50	57×2.5	52	50.7	21.2	7.63	0.03968	0.761
40	44.5×2.5	39.5	38	12.25	4.41	0.04378	1.110
32	38×2.5	33.0	31.5	8.55	3.08	0.04684	1.420
25	32×2.5	27	22.5	5.73	2.063	0.05060	1.875
20	25×2	21	19.8	3.40	1.244	0.05593	2.651

管子 $P_y = 25$ 公斤/公分²

MBH-252-51

粗糙度 $K_s = 0.3$

125	133×3.5	126	124.4	124.7	44.9	0.02452	0.1945
100	108×3.5	101	94.4	80.1	28.8	0.02623	0.260
80	89×3	83	81.4	54.1	19.45	0.02755	0.332
70	76×3	70	68.4	38.5	13.85	0.02803	0.401
50	57×2.5	52	50.4	21.2	7.63	0.03160	0.600
40	45×2.2	40.6	39.7	12.95	4.66	0.03429	0.844
32	38×2.2	33.6	32.7	8.87	3.19	0.03646	1.082
25	32×2.2	27.6	26.7	5.98	2.15	0.03894	1.410
20	25×2	21	20.1	3.46	1.244	0.04303	2.045

管子 ЧМТУ2986-51(带螺旋形焊缝)

 $P_y = 16$ 公斤/公分²粗糙度 $K_s = 0.3$

600	630×7	616	608	2980.2	1073	0.01658	0.0269
500	529×5.5	518	511	2107.4	760	0.01724	0.0333
450	478×5	468	461	1780.2	619.5	0.01766	0.0377
400	426×5	416	410	1359.2	489.0	0.01814	0.0437
350	377×5	367	361	1057.8	381.0	0.01869	0.0509

管子 ЧМТУ2986-51(带螺旋形焊缝)

 $P_y = 10$ 公斤/公分²粗糙度 $K_s = 0.3$

600	630×5.5	619	611	3009.2	1081	0.01656	0.0268
500	529×5	519	512	2115.6	762	0.01724	0.0333
450	478×5	468	461	1720.2	619.5	0.01766	0.0377
400	426×5	416	410	1359.2	489	0.01814	0.0437
350	377×4	369	364	1069.4	384.5	0.01866	0.0506

續表

公称直径 D_y (公厘)	管子额定尺寸 $D_n \times S$ (公厘×公厘)	内 徑		計 算 通过面积 $F_{расч}$ (公厘 ²)	3600· $F_{расч}$ (公尺 ² ·秒)	阻 力 系 数 λ	单位阻力系数 $\frac{\lambda}{d_p}$ (1/公尺)
		計算内徑 $d_{расч}$ (公厘)	最小内徑 d_{min} (公厘)				
1	2	3	4	5	6	7	8

管子 $P_y = 16$ 公斤/公分²

ГОСТ 4015-52

粗糙度 $K_s = 0.3$

1200	1220×10	1200	1185	11309.7	4065	0.01436	0.0120
1000	1020×9	1002	989	7885.4	2827	0.01493	0.0149
900	920×9	902	890	6390	2300	0.01519	0.0168
800	820×9	802	791	5051.7	1818	0.01565	0.0195
700	720×9	702	691	3870.5	1393	0.01611	0.0229
600	630×8	614	606	2960.9	1065	0.01659	0.0270
500	529×8	513	506	2066.9	745	0.01729	0.0337
450	478×7	464	457	1690.9	608.5	0.01769	0.0381
400	426×7	412	406	1333.2	280	0.01818	0.0442

水瓦斯管 MBH-254-51

 $P_y = 16$ 公斤/公分²粗糙度 $K_s = 0.3$

8(1/4")	13.5 × 2.75	8.0	—	0.5	0.180	0.0629	7.85
10(3/8")	17 × 2.75	11.5	—	1.04	0.374	0.0542	4.71
15(1/2")	21.25 × 3.25	14.75	—	1.71	0.615	0.0488	3.31
20(3/4")	26.75 × 3.5	19.75	—	3.06	1.100	0.0439	2.23
25(1")	33.5 × 4	25.5	—	5.11	1.838	0.0400	1.57
32(1 1/4")	42.25 × 4	34.25	—	9.24	3.33	0.0364	1.06
40(1 1/2")	48 × 4.25	39.5	—	12.25	4.41	0.0346	0.876
50(2")	60 × 4.5	51.0	—	20.43	7.36	0.0318	0.624
70(2 1/2")	75.5 × 4.5	66.5	—	34.73	12.50	0.0234	0.443
80(3")	88.5 × 4.75	79.0	—	49.02	17.63	0.0279	0.353
100(4")	114 × 5	104	—	84.95	30.60	0.0258	0.248
125(5")	140 × 5.5	129	—	130.7	47.0	0.0242	0.188
150(6")	165 × 5.5	154	—	186.3	67.0	0.0233	0.151

水瓦斯管 MBH-254-51

 $P_y = 10$ 公斤/公分²粗糙度 $K_s = 0.3$

8(1/4")	13.5 × 2.25	9.0	—	0.63	0.227	0.0599	6.67
10(3/8")	17 × 2.25	12.5	—	1.23	0.4425	0.0521	4.17
15(1/2")	21.25 × 2.75	15.75	—	1.94	0.698	0.0476	3.02
20(3/4")	26.75 × 2.75	21.25	—	3.54	1.273	0.0427	2.01
25(1")	33.5 × 3.25	27.0	—	5.73	2.064	0.0392	1.45
32(1 1/4")	42.25 × 3.25	35.75	—	10.03	3.61	0.0357	1.00
40(1 1/2")	48 × 3.5	41.0	—	13.20	4.75	0.0341	0.832
50(2")	60 × 3.5	53.0	—	22.06	7.95	0.0314	0.593
70(2 1/2")	75.5 × 3.75	68.0	—	36.32	13.07	0.0292	0.430
80(3")	88.5 × 4	80.5	—	50.9	18.30	0.0278	0.345
100(4")	114 × 4	106	—	88.2	31.70	0.0257	0.243
125(5")	140 × 4.5	131	—	134.8	48.50	0.0243	0.185
150(6")	165 × 4.5	156	—	191.1	68.75	0.0231	0.148

2. 在水力計算中管子的計算直徑 d_p 采用下式計算:

$$d_p = \left(D_n - S \left(2 + \frac{\Delta_1 + \Delta_2}{100} \right) \right) 10^{-3} \text{ (公尺).}$$

式中 D_n ——管子的額定外徑(公厘);

S ——管壁的額定厚度(公厘);

Δ_1 ——管壁厚度的正公差(%);

Δ_2 ——管壁厚度的負公差(%), ($\Delta_2 < 0$).

例: 管壁厚度公差為+20%和-5%的 $\phi 325 \times 31$ 管子的計算直徑等於: $d_p = \left(325 - 31 \left(2 + \frac{20-5}{100} \right) \right) = 258$ 公厘。對於管壁厚度的正公差和負公差相同的管子, 管子的計算直徑與額定內徑相等。

標準規格的管子的計算直徑列於表3-3中。

3. 對於壓力損耗較小的管段(壓力損耗低於管道始端壓力的25%), 蒸汽、壓縮空氣和瓦斯的平均比容 V_c 按管段的平均壓力 P_c 進行計算:

$$P_c = P_1 - \frac{\Delta P}{2} \text{ (公斤/公分}^2\text{)}.$$

當壓力降很大時(壓力損失大於管道始端壓力的25%以上), 平均比容應按下式計算:

$$V_c = \frac{2V_1V_2}{V_1 + V_2} \text{ (公尺}^3\text{/公斤)}.$$

式中 V_1 、 V_2 ——管段始端和終端的比容(公尺³/公斤)。

管段的壓力降 ΔP 根據管端的比容 V_1 用初步估算的方法確定, 在決定 V_c 值的時候, 必須考慮到 ΔP 是與 V_c 成正比的。

對於標準參數的蒸汽, 比容與壓力的關係見圖3-1A, 3-1B, 3-1C及3-1D的曲線圖。曲線圖未考慮到熱損失, 這些熱損失在計算廠用管道時可以略去不計。

對於非標準的參數可以採用固定的蒸汽溫度。

在計算較多的情況下, 最好作出蒸汽體積與壓力的關係曲線, 這時蒸汽的含熱量應該是固定的, 等於它的最初含熱量(利用水蒸汽的特性表, 用兩點或三點作出曲線圖)。

例: 汽輪機10絕對大氣壓的抽汽的含熱量 $i = 701.5$ 大卡/公斤, 相應的 $V = 0.2363$ 公尺³/公斤。

按照“水和水蒸汽的熱力特性”表確定比容:

對於 $P = 9.0$ 絕對大氣壓, $i = 701.5$ 大卡/公斤, $V = 0.2627$ 公尺³/公斤。

對於 $P = 8.0$ 絕對大氣壓, $i = 701.5$ 大卡/公斤, $V = 0.2957$ 公尺³/公斤。

并作關係曲線 $V = f(P)$, 如圖3-2所示。

對於 $P_1 = 10$ 絕對大氣壓, $V_1 = 0.2363$ 和 $P_2 = 8$ 絕對大氣壓,

$V_2 = 0.2957$, 按照公式算出的平均比容等於:

$$V_c = \frac{2 \times 0.2363 \times 0.2957}{0.2363 + 0.2957} = \frac{0.13977}{0.5320} = 0.2627 \text{ 公尺}^3\text{/公斤}.$$

恰好等於平均壓力為9絕對大氣壓的比容。

4. 摩擦阻力係數 λ 決定於管子的相對粗糙度和與雷諾係數 Re 有關的流動特性。

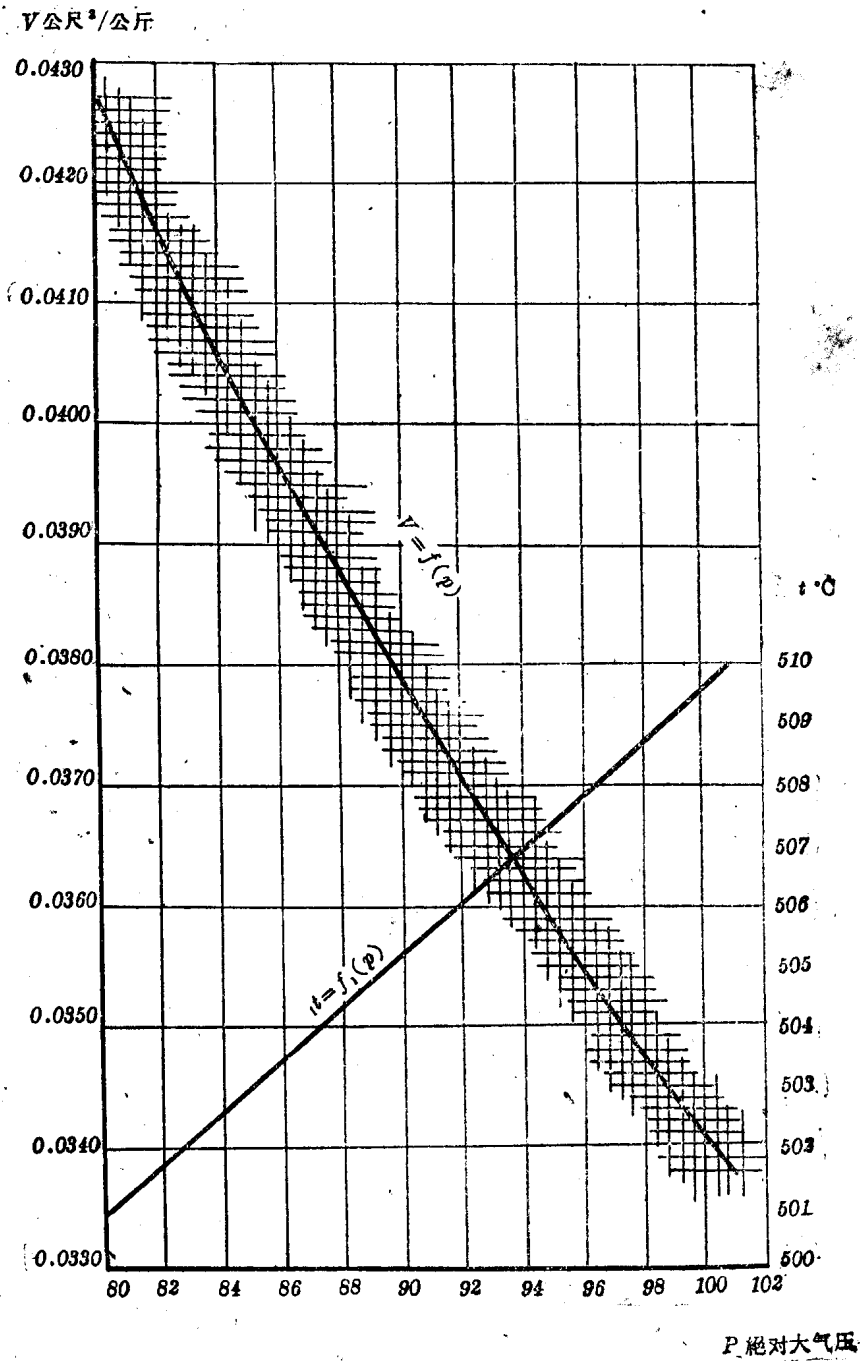


图 3-1A 蒸汽的比容和温度与压力的关系
 蒸汽的初参数 $P=101$ 绝对大气压,
 $t=510^{\circ}$,
 $i=813.2$ 大卡/公斤。