

前 言

本标准是对 JB/Z 198—83《工业锅炉锅内装置设计导则》进行的修订。

本标准从实施之日起，代替 JB/Z 198—83。

本标准的附录 A 是标准的附录，附录 B、附录 C、附录 D 是提示的附录。

本标准由全国锅炉标准化技术委员会提出并归口。

本标准由哈尔滨工业大学、上海锅炉厂和上海工业锅炉研究所负责起草。

工业锅炉锅筒内部装置 设计导则

Design criteria for interior devices of industrial boiler drum

1 范围

本标准规定了工业蒸汽锅炉锅内装置的设计、结构及其计算方法等要求。

本标准适用于额定工作压力不大于 2.5 MPa，以水为介质的固定式蒸汽锅炉。

2 引用标准

下列标准所包含的条文，通过在本标准中引用而构成为本标准的条文。在标准出版时，所示版本均为有效。所有标准都会被修订，使用本标准的各方应探讨使用下列标准最新版本的可能性。

GB 1576—1996 低压锅炉水质

JB/T 3191—1999 锅炉锅筒内部装置 技术条件

3 基本符号说明

本导则中所用的基本符号的含义和单位如下：

D ——锅炉的蒸发量，t/h；

D_n ——锅筒内径，mm；

g ——重力加速度， m/s^2 ；

L_s ——锅筒的直段长度，m；

P ——锅筒内压力(表压)，MPa；

ρ'' ——饱和蒸汽的密度， kg/m^3 ；

ρ' ——饱和水的密度， kg/m^3 ；

v'' ——饱和蒸汽的比体积， m^3/kg ；

v' ——饱和水的比体积， m^3/kg ；

σ ——表面张力，N/m。

4 技术要求

4.1 在保证蒸汽品质的前提下，工业蒸汽锅炉的锅内装置应力求简单，对本标准中介绍的各种分离装置，应参照适用范围选用。

4.2 对有过热器的锅炉，饱和蒸汽的湿度不大于 1%；对无过热器的水管锅炉，饱和蒸汽的湿度不大于 3%；对无过热器的锅壳式锅炉，饱和蒸汽的湿度不大于 4%。

4.3 锅炉的给水和锅水品质应符合 GB 1576 的要求。

4.4 锅内装置的制造、安装和验收应符合 JB/T 3191 的要求。

5 一次分离装置的设计与结构

5.1 水下孔板(见图 1)

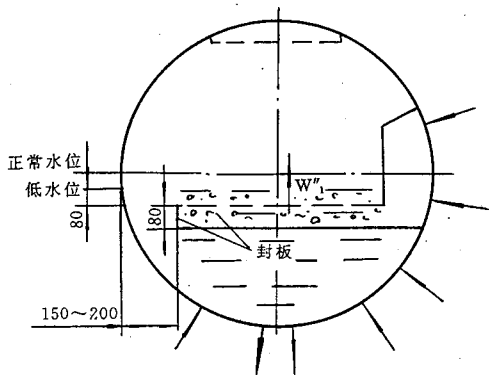


图 1 水下孔板

5.1.1 作用

当蒸汽穿过小孔的速度选择合适时，可在水下孔板下面形成一层汽垫，使蒸汽由各小孔流出，起到均匀蒸发面负荷的作用；此外，水下孔板还能消除汽水混合物的动能。

5.1.2 适用范围

适用于水管锅炉的上锅筒。当汽水混合物沿锅筒长度和宽度均匀引入锅筒时不采用。

5.1.3 设计数据

5.1.3.1 蒸汽穿过水下孔板小孔的平均流速 W_1'' 的推荐值可按表 1 选取：

表 1 蒸汽穿过水下孔板小孔的平均流速 W_1'' 的推荐值

P MPa	0.4	0.7	1.0	1.25	1.6	2.5
W_1'' m/s	8.4~8.7	6.5~6.8	5.5~5.8	4.8~5.1	4.3~4.6	3.3~3.6

5.1.3.2 小孔孔径可取 8~12 mm，孔太小易堵塞，孔太大，在低负荷、孔数少时，又易使蒸汽上升不均。

5.1.3.3 水下孔板总开孔数 $\sum n_1$ 按下式计算：

$$\sum n_1 = \frac{D_1 v''}{2.827 W_1'' d_1^2} \dots\dots\dots (1)$$

式中： D_1 ——流经水下孔板的蒸汽量（蒸汽全部经过水下孔板时， $D_1 = D$ 。部分蒸汽经过水下孔板时， D_1 为流经水下孔板的蒸汽量），t/h；

W_1'' ——蒸汽穿过水下孔板小孔的平均流速推荐值，按表 1 选取，m/s；

d_1 ——水下孔板上小孔的直径（按 5.1.3.2 选取），mm。

在不同的压力下，当蒸发量 $D=1$ t/h 时，对应推荐的 W_1'' 值所需不同直径的孔数 n_0 ，见表 2。其他蒸发量时，水下孔板所需总孔数 $\sum n_1 = D n_0$ 。

表 2 $D=1\text{ t/h}$ 所需水下孔板上的孔数

P MPa	小孔直径 d_1 mm	孔数 n_{01} 个

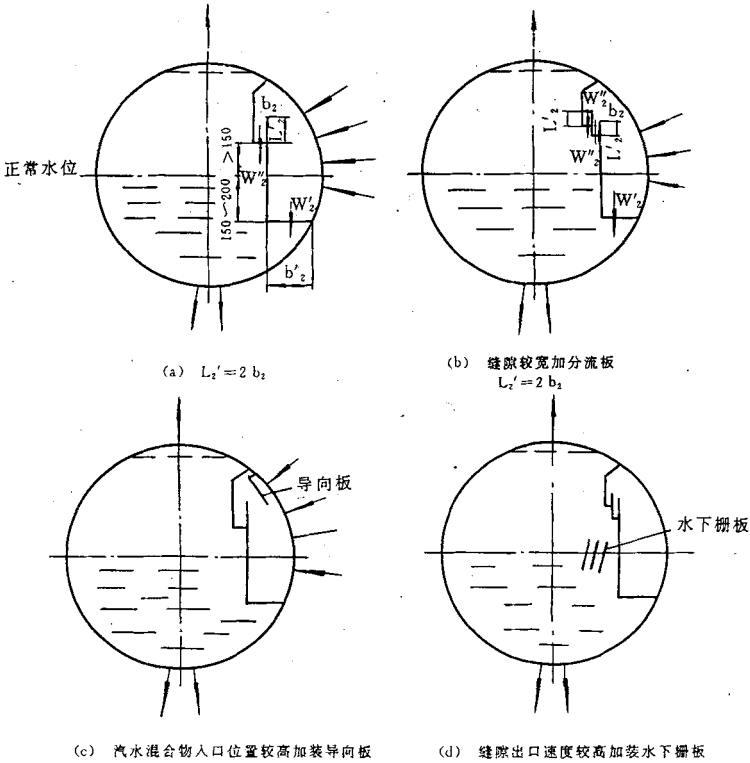


图 2 缝隙挡板

表 3 缝隙挡板间的蒸汽流速 W_2''

P MPa	0.4	0.7	1.0	1.25	1.6	2.5
W_2'' m/s	2.5~3.7	2.0~3.0	1.7~2.6	1.5~2.3	1.4~2.1	1.1~1.7

$$W_2'' = \frac{D_2 v''}{3.6 b_2 L_2} \dots\dots\dots (2)$$

式中： b_2 ——缝隙挡板间的宽度，m；

D_2 ——流经缝隙挡板的蒸汽量，t/h；

L_2 ——缝隙挡板的长度，m。

5.2.3.2 缝隙挡板的下挡板与锅筒内壁的最小间距 b_2' 应保证水流速度 W_2' 较低，否则，易造成水流带汽，引起汽水膨胀或可能堵塞下降管而影响循环的可靠性。对低层结构， W_2' 取 0.5~1.0 m/s。

$$W_2' = \frac{D_2(K-1)v'}{3.6 L_2 b_2'} \dots\dots\dots (3)$$

式中： b_2' ——缝隙挡板下缘离锅筒内壁的最小宽度(见图 2(a))，m；

K ——锅炉的循环倍率，其数值按表 4 选取。

表 4 锅炉的循环倍率 K

锅炉型式	P MPa	D t/h	循环倍率 K
低压锅炉	<1.5	≤15	200~150
低压锅炉	1.5~3.0	≤15	100~50
双锅筒锅炉	1.5~3.0	30~200	65~45

5.2.4 结构尺寸布置

5.2.4.1 缝隙挡板的通道由上挡板与下挡板组成，上、下挡板均用 3~4 mm 厚的钢板制成，缝隙宽度和长度应保证缝中的蒸汽速度 W_2' 达到表 3 的推荐值。缝应布置得长一些，以充分利用蒸汽空间。每块挡板的大小应以通过锅筒上的人孔为限。

5.2.4.2 组成缝隙的两导向板重叠长度 L_2' 应为缝宽 b_2 的两倍(见图 2(a))，以迫使汽流转向。当缝隙太宽时，可用分流板把缝隙分成平行的几条缝，并保证相邻两导向板的重叠长度 L_2' 为其缝宽 b_2 的两倍(见图 2(b))。

5.3.2 适用范围

本标准适用于.....

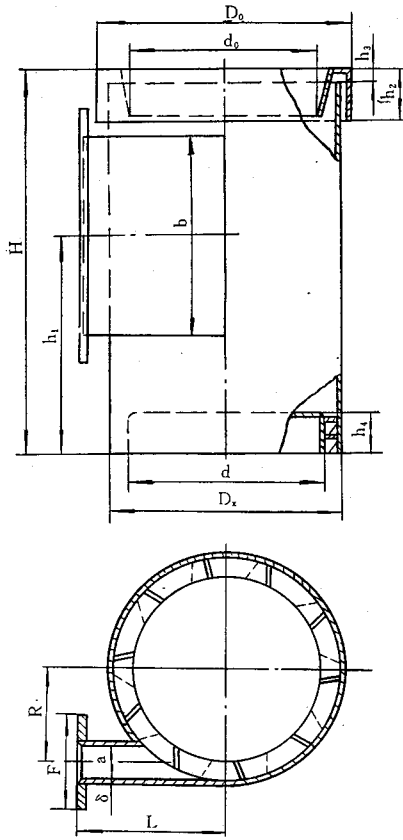


图4 旋风分离器筒身尺寸

$W_4 = W_4' + W_4''$ (5)

.....

表7 旋风分离器的推荐负荷D₁

t/h

筒体直径 mm	P MPa		
	1.25	1.6	2.5
∅260	1.2~1.5	1.3~1.6	1.5~1.9
∅290	1.5~1.8	1.6~2.0	1.8~2.4

5.4.4 结构尺寸及布置

5.4.4.1 筒体用2~3 mm厚的钢板卷成,工业锅炉用旋风分离器的筒体直径推荐用∅260 mm和∅290 mm二种,其结构尺寸按表8(见图4)。

表8 柱形旋风分离器筒体的结构尺寸

mm

规格		尺寸														
		D ₁	d ₀	d	D ₀	H	h ₁	h ₂	h ₃	h ₄	R	F	a	δ	L	b
柱形旋风分离器筒身直径	∅260	260	210	200	280	482	287	65	17	50	108	110	50	2	170	250
	∅290	290	240	230	310	485	275	65	17	50	118	120	60	2	185	250

5.4.4.2 筒体上部装有溢流环,沿筒体旋转上升的水膜可由溢流环与筒体之间的间隙中流出,以减少蒸汽带水。

5.4.4.3 顶帽可用立式波形板圆形顶帽或草帽式顶帽。立式波形板圆形顶帽的结构尺寸按表9(见图5(a));草帽式顶帽的结构尺寸按表10(见图5(b))。

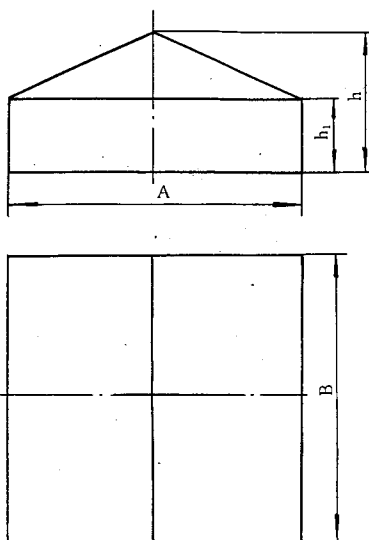


图 5(b) 草帽式顶帽

表 9 立式波形板圆形顶帽的结构尺寸

规 格	尺 寸								
	D	R	h	h_1	h_2	H	n 片	α (°)	β (°)
	mm								
配 $\varnothing 260$ mm 旋风分离器	410	125	96	90	3	143	57	$4^{\circ}41'$	$262^{\circ}16'$
配 $\varnothing 290$ mm 旋风分离器	440	140	96	90	3	153	64	$4^{\circ}10'$	$262^{\circ}30'$

表 10 草帽式顶帽的结构尺寸

规 格	尺 寸			
	A	B	h	h_1
配 $\varnothing 260$ mm 旋风分离器	320	320	150	80
配 $\varnothing 290$ mm 旋风分离器	350	350	150	80

5.4.4.4 筒底可用圆形底板与导向叶片组成的筒底，其结构尺寸见图 6 和表 8。导向叶片数为 10。

5.4.4.5 旋风分离器筒体下边缘应置于锅筒正常水位以下 180~200 mm，以防止蒸汽由筒底窜出。

5.4.4.6 旋风分离器下部有下降管时，为防止底部排水中夹带的蒸汽进入下降管，可在筒体下部装置单独的或公用的排水、排气装置如图 7。

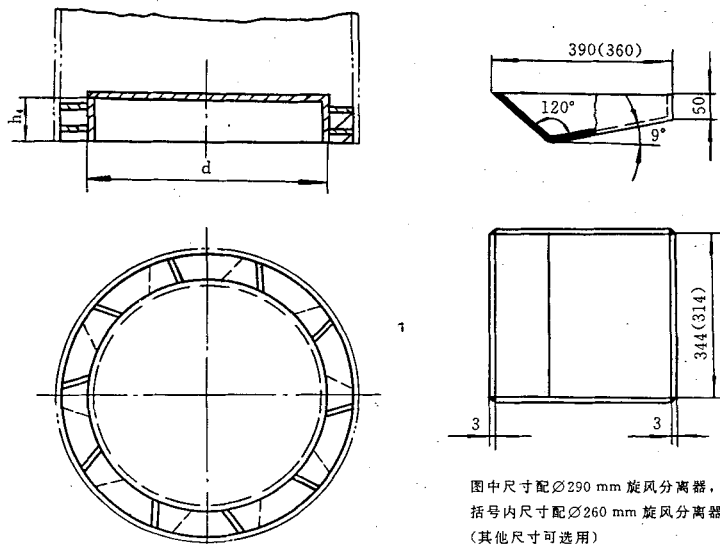


图 6 旋风分离器筒底

图 7 旋风分离器底部托斗

5.4.4.7 汽水混合物进入旋风分离器的方式可采用单位式和分组汇流箱并联式二种,一根或二根汽水混合物引入管直接与一只旋风分离器连接的方式为单位式(见图 8),其阻力较小,但其负荷受水冷壁负荷的影响较大;在锅筒内按循环回路隔成几个汇流箱,每个汇流箱与数个旋风分离器相连的方式称为分组汇流箱并联式(见图 9),这种连接方式,各旋风分离器间的负荷分配较均匀,较之全部汽水混合物引入总汇流箱再分配到旋风分离器的连接方式为好,采用汇流箱并联式连接时,应把蒸汽引入管和旋风分离器的引

[The remainder of the page is completely obscured by dense horizontal black lines, rendering all text illegible.]

表 12 蒸汽穿孔的平均流速 W_6'' 推荐值

P MPa		0.4	0.7	1.0	1.25	1.6	2.5
W_6'' m/s	对抽汽孔管和 $\phi_6 = 0.15$ ~0.32 的匀汽孔板	23~27	21~25	18.5~22.5	17~20.5	15~18.5	13~16
	对 $\phi_6 < 0.15$ 的匀汽孔板	19~22	17~20	15~18	13~16	12~15	10~13

$$W_6'' = \frac{D \rho''}{3.6 A_6} \dots\dots\dots (10)$$

式中： A_6 ——蒸汽流通的总截面积， m^2 。

匀汽孔板的阻力 ΔP_6 按下式计算：

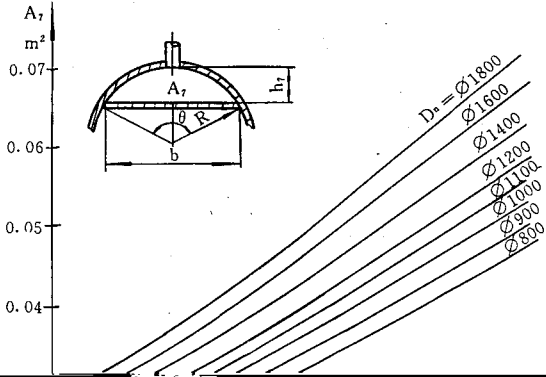
$$\Delta P_6 = \xi_6 \frac{W_6''^2}{2g} \rho'' \dots\dots\dots (11)$$

式中： ξ_6 ——穿孔的局部阻力系数，它与孔板的开孔率 ϕ_6 有关，可查图 13。

表 13(完)

$$A_7 = \frac{1}{2}R^2\theta - \frac{b}{2}\sqrt{R^2 - \left(\frac{b}{2}\right)^2} \dots\dots\dots (14)$$

式中：R——锅筒内半径，m；
 b——匀汽孔板上部弓形截面宽度，m；
 θ——匀汽孔板上部弓形截面所对应的圆心角，rad。



W_s'' 应按下式计算:

$$W_s'' = \frac{D v''}{2.827 n_s d_s^2} \dots\dots\dots (15)$$

式中: n_s ——蒸汽引出管的根数;

d_s ——蒸汽引出管的内径, m。

W_s'' 应按下式计算:

$$W_s'' = \frac{D v''}{11.3 n_s d_s h_s} \dots\dots\dots (16)$$

式中: h_s ——盲板至蒸汽引出管入口的高度, 如不加盲板, 采用正对蒸汽引出管入口处不开孔的办法, 则 h_s 为匀汽孔板至蒸汽引出管入口的高度, 即 $h_s = h_7$ 。

6.2.4 结构尺寸及布置

6.2.4.1 在满足设计数据要求的前提下, 匀汽孔板应尽量布置在高处, 以增加蒸汽空间的有效分离高度。
匀汽孔板应尽量布置得很稀疏, 其长度不宜小于三分之一倍的管壳长度, 以增加蒸汽空间的利

式中: ΣL_{10} ——缝隙的总长度, m。

c) 按下式确定缝隙的终端宽度 b_L (m):

$$b_L = K_{10} b_{10} \quad \dots\dots\dots (18)$$

式中: K_{10} ——系数, 可由图 17 查得或按下式计算:

$$K_{10} = \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{k_{11}}{\xi_{10}} \left[\frac{W_{11}''}{(W_{10}'')_t} \right]^2}} \quad \dots\dots\dots (19)$$

式中: ξ_{10} ——蒸汽穿缝的阻力系数, $\xi_{10} = 2.0$;

k_{11} ——对 W_{11}'' 而言, 集汽管中的压力变化系数, $k_{11} = 2.1$;

W_{11}'' ——集汽管中最大的蒸汽速度, 按下式计算:

$$W_{11}'' = \frac{D v''}{2.827 n_{10} d_{i1}} \quad \dots\dots\dots (20)$$

式中: n_{10} ——缝隙的数目(各缝长度相等);

d_{i1} ——集汽管的内径, m。

K_{10}
1.0

- 1—缝隙式集汽管
- 2—抽汽孔管
- 3—匀汽孔板(对 $\psi_0 = 0.15 \sim 0.32$)
- 4—匀汽孔板(对 $\psi_0 < 0.15$)

- 6.3.4.3 蒸汽引出管最好位于集汽管的中间，正对蒸汽引出管的入口处，不开缝或孔，以使抽汽均匀。
 6.4 蜗壳式分离器(见图 18)

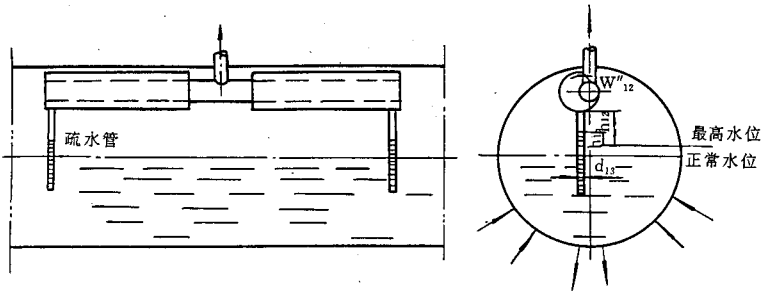


图 18 蜗壳式分离器

6.4.1 作用

湿蒸汽切向进入锅壳，靠离心力的作用将汽、水分开，起到细分离的作用；此外，由于分离器内部装有集汽管，所以还能起到沿锅筒长度方向均匀蒸汽空间负荷的作用。

6.4.2 适用范围

蒸发量较小，蒸汽品质要求较高的锅炉。

6.4.3 设计数据

- 6.4.3.1 分离器中最小断面上的蒸汽速度 W_{12}'' 不得超过表 16 中所示的最大蒸汽速度 W''_{12max} 。

表 16 分离器中最小断面上的最大蒸汽速度 W''_{12max}

P						
---	--	--	--	--	--	--

n_{12} ——分离器中最小断面上缝隙的数目(各条缝隙等长)。

6.4.3.4 分离器总长度不宜小于三分之二的锅筒直段长度。

6.4.3.5 疏水管的内径 d_{13} (m)由表 17 查得或按下式计算:

$$d_{13} = 0.188 \sqrt{\frac{D}{n_{12} W L}} \dots\dots\dots (25)$$

表 18。

表 18 R_v 推荐值

P MPa	0.4	0.7	1.0	1.25	1.6	2.5
R _v m ³ /(h·m ²)	630~1310	610~1280	610~1250	580~1200	570~1150	540~1080

配水母管上的小孔数 n_{14} 按式(28)计算或按表 20 取用。

$$n_{14} = \frac{0.531 D v'}{W_{14}' d_{14}} \dots\dots\dots (28)$$

表 20 配水母管上的小孔数 n_{14}

D t/h	D _s t/h	d ₁₄ mm							
		Ø8		Ø10		Ø12		Ø14	
		W ₁₄ ' m/s							
		~4	~2	~4	~2	~4	~2	~4	~2
≤2	≤3	6	10	4	8	—	—	—	—
4	6	10	20	8	14	6	10	—	—
6	9	14	30	10	20	8	14	—	—
10	15	24	50	16	30	12	24	—	—
15	22.5	36	74	24	48	18	34	14	26
20	30	—	—	32	64	22	44	16	32
35	52.5	—	—	56	112	40	78	28	56
65	97.5	—	—	104	206	74	146	54	108

8.1.2.5 小孔间距一般为 100~200 mm。

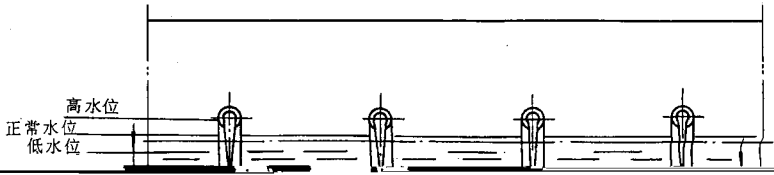
8.1.3 结构尺寸及布置

8.1.3.1 配水母管应尽量长些，且由中间向两侧配水。配水母管不宜小于三分之二的锅筒直段长度，以使沿锅筒长度配水均匀。

8.1.3.2 配水母管一般可装在近水面处(应低于最低水位)，以减少蒸汽的带盐和减轻或避免泡沫的形成。

8.1.3.3 配水母管应远离排污管，特别是表面排污管，以提高排污水的含盐浓度。

8.1.3.4 配水母管上小孔的开孔方向应以有意造成锅水浓度差为原则。装在近水面处的给水管应侧面开



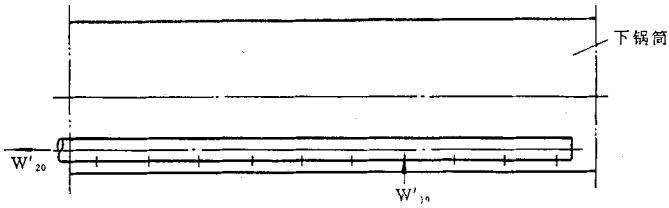


图 22 小孔式排污管

8.2.2.4 穿过小孔的水速为 0.1~0.5 m/s(蒸发量小的锅炉取低值), 小孔数 n_{19} 按下式计算:

$$n_{19} = \frac{P_p D u'}{2.827 W_{19}' d_{19}^2} \quad (30)$$

式中: P_p ——锅炉的排污率;

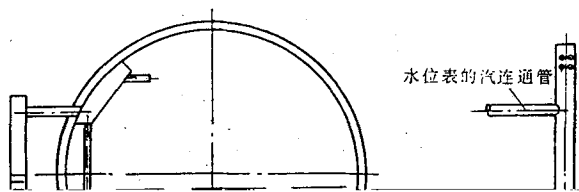
d_{19} ——排污管上小孔的直径, m;

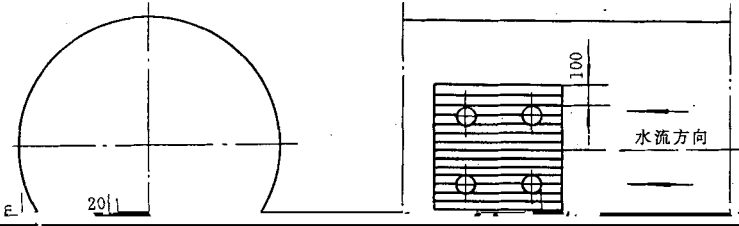
W_{19}' ——穿过小孔的水速, m/s。

8.2.2.5 小孔孔径一般取 $\varnothing 8 \sim \varnothing 12$ mm。

8.2.2.6 排污管中最大的纵向水速 W_{m1}' 与穿过小孔的水速 W_{19}' 应满足不等式: $W_{m1}' \leq 0.5 W_{19}'$, 以使排

8.4.2 结构形式(见图 23)





附 录 A
(标准的附录)
饱和水和饱和蒸汽的物理参数

表 A1

压力(表压)	P	MPa	0.4	0.7	1.0	1.25	1.6	2.5
饱和温度	t_s	C	151.84	170.41	184.07	193.32	204.31	226.04
饱和蒸汽的比体积	v''	m^3/kg	0.3747	0.2403	0.1774	0.1457	0.1166	0.07686
饱和蒸汽的密度	ρ''	kg/m^3	2.664	4.162	5.637	6.862	8.575	13.01
饱和水的比体积	v'	m^3/kg	1.093×10^{-3}	1.115×10^{-3}	1.133×10^{-3}	1.146×10^{-3}	1.163×10^{-3}	1.201×10^{-3}
饱和水的密度	ρ'	kg/m^3	915.1	896.0	882.5	872.3	859.6	832.6

附录 B
(提示的附录)
各分离装置的计算例题

B1 水下孔板计算例题

表 B1

序号	名称	符号	单位	计算公式或数据来源	数据代人	数值
1	筒内压力	P	MPa	已知		1.25
2	P 压力下饱和蒸汽的比体积	v^s	m ³ /kg	查附录 A		0.1457
3	流经水下孔板的蒸汽压	D_1	t/h	汽水混合物全部通过水下孔板 $D_1 = D$		10
4	蒸汽穿孔的平均流速	W^{*1}	m/s	查表 1	(4.8~5.1)	5.1
5	小孔孔径	d_1	m	按 5.1.3.2 选用		0.01
6	小孔总数	Σn_h	个	$\frac{D_1 v^s}{2.827 W^{*1} d_1^2}$ 或查表 2	$\frac{10 \times 0.1457}{2.827 \times 5.1 \times 0.01^2}$	1010
7	水下孔板总长	ΣL_1	m	按结构尺寸及 5.1.4.5 确定		3.6
8	每块水下孔板的尺寸(长×宽)	$L_1 b_1$	m	按结构尺寸及 5.1.4.1 确定		0.36×0.6
9	水下孔板的块数	n_1'	块	$\Sigma L_1 / L_1$	3.6/0.36	10
10	孔间距	S_1	mm	自定(均匀开孔)		45
11	每块水下孔板上的孔数	n_1	个	按布置定		104
12	校核蒸汽穿孔速度	W_1^*	m/s	$\frac{D_1 v^s}{2.827 n_1' n_1 d_1^2}$	$\frac{10 \times 0.1457}{2.827 \times 10 \times 104 \times 0.01^2}$	4.96

B4 旋风分离器计算例题

表 B4

序号	名称	符号	单位	计算公式或数据来源	数据代人	数值
1	锅筒内压力	P	MPa	已知		2.5
2	进入一分组汇流箱的蒸发量	D_1	t/h	根据与此分组汇流箱连接的水冷壁的热质需求求得		8.2
3	P 压力下饱和蒸汽的比体积	v''	m ³ /kg	查附录 A		0.07686
4	P 压力下饱和水的比体积	v'	m ³ /kg	查附录 A		1.201×10^{-3}
5	旋风分离器的筒体直径	D_1	mm	按 5.4.4.1 选取		290
6	旋风分离器的人口横截面积	A_1	m ²	由表 6 查得: $a=0.06 \text{ m}, b=0.25 \text{ m}$	$A_1=0.06 \times 0.25$	0.015
7	流经每个旋风分离器的蒸汽量	D_1	t/h	按表 7 选取		2.05
8	与此分组汇流箱连接的旋风分离器个数	n_1	个	$\frac{D_1}{D_1}$	$\frac{8.2}{2.05}$	4
9	旋风分离器人口横截面上的蒸汽折算速度	W_1''	m/s	$\frac{1.2 D_1 v''}{3.6 A_1}$	$\frac{1.2 \times 2.05 \times 0.07686}{3.6 \times 0.015}$	3.50
10	锅炉的循环倍率	K	—	按表 4 选取		58
11	旋风分离器人口横截面上的水的折算速度	W_1'	m/s	$\frac{1.2 D_1 (K-1) v'}{3.6 A_1}$	$\frac{1.2 \times 2.05 \times (58-1) \times 0.001201}{3.6 \times 0.015}$	3.12
12	汽水混合物的入口速度	W_1	m/s	$W_1'' + W_1'$	$3.50 + 3.12$	6.62
13	汽水混合物入口速度的推荐值	W_1	m/s	查表 6		5.5~8.0

表 B5

计算公式或数据来源	数据代入	数值
已知		1.25
查附录 A		0.1457
已知		10
按结构尺寸及 6.1.4.3 确定		3
由结构尺寸及布置确定		0.42
$\frac{D_1 v''}{3.6 I_2 b_2}$	$\frac{10 \times 0.1457}{3.6 \times 3 \times 0.42}$	0.32
由式(8a)算得或查表 11	0.32 < 0.65	0.65
		满足

表 B6

计算公式或数据来源	数据代入	数值
已知		1.25
查附录 A		0.1457
已知		10
由表 12 查得($\psi < 0.15$)		14.0
按 6.2.3.2 选用		0.009
$D_1 v''$	$\frac{10 \times 0.1457}{2.827 \times 14.0 \times 0.009^2}$	454
2.827 $W_0 d_1$ 或查表 14		
结构尺寸及 6.2.4.2 确定		2.8
结构尺寸及 6.2.4.3 确定		0.35 × 0.41

代 人	数 值
35	8
	0.001
1×0.001	0.00287
	0.05
$5 \times 7 \times 8$	432
$\times 0.009^*$	0.027483
1457	
± 0.027483	13.33
(范围内)	
	1000
	0.085
回引出蒸汽	1
	0.032
1457	
0.032	6.32
$\times 13.33$	满足
	0.149
1457	
$\leq 0.149^*$	23.21
$\times 13.33$	
排气口不开孔， 心后者	不满足
1457	
149×0.085	5.09
$\times 13.33$	
开孔	满足

式或数据来源	数据代人	数值
已知		0.7
附录 A		0.2403
已知		4
表 14 查得		21
f 及 6.3.3.3 确定		1.6
$D v^0$	4×0.2403	
$W_{10} v^0 / \Sigma I_{10}$	$3.6 \times 21 \times 1.6$	0.0079
查得(二侧抽汽)		0.15
(二侧抽汽)		2
$D v^0$	4×0.2403	
$27 n_{10} d_{11}^2$	$2.827 \times 2 \times 0.150^2$	7.56
或由式(19)算得		0.938
$K_{10} b_{10}$	0.938×0.0079	0.0074

式或数据来源	数据代人	数值
已知		0.7
附录 A		0.2403
已知		4
f 及 6.3.4.1 确定		2.4
取定		0.04
L_{10}/S_{10}	2.4/0.04	60

号来源	数据代人	数值
号		0.008
		240
	240 60	4
	$\frac{4 \times 0.2403}{2.827 \times 240 \times 0.008^2}$	22.14
号	蒸汽穿孔速度在推荐值范围内	21~25 (满足)

号来源	数据代人	数值
		0.7
		0.2403
		6
定		0.8
分离器， 何抽汽)		4
$\frac{D_{max}}{D_{min}} = 1.3$	取	9
L_{11}	$\frac{6 \times 0.2403}{3.6 \times 4 \times 9 \times 0.8}$	0.014
定		0.2
{ A1		4.162
{ A1		896.9

Ⅲ	9									
---	---	--	--	--	--	--	--	--	--	--

Ⅲ	5	10 ⁻³		1	4		2	10	30
---	---	------------------	--	---	---	--	---	----	----

数据来源	数据代人	数值
		1.25
A		1.146×10^{-1}
1 选用	(计算时以 0.05 代人)	5
		20
2 选用	$\varnothing 25 \times 3$	0.019
计算得	$\frac{0.01 + 0.002}{2} \times 0.1$	0.0006
1		8
$\sqrt{\frac{D_{16}}{d_{17}}}$	$\frac{0.05 \times 20 \times 0.001146}{3.6 \times 0.0006 \times 8}$	0.066
1.1	$0.066 < 0.1$	满足
2 取用		0.008
取用	$\varnothing 45 \times 3$	0.039
$\sqrt{\frac{d_{17}}{d_{18}}}$	$\frac{0.05 \times 20 \times 0.001146}{2.827 \times 8 \times 0.008^2}$	0.792
$\sqrt{\frac{1}{18}}$	$\frac{0.05 \times 20 \times 0.001146}{2.827 \times 0.039^2}$	0.267
W_{17}	$0.267 < 0.5 \times 0.792$	满足

替代入	数值
	1.25
	1.146×10^{-3}
时以 0.05 代入)	5
	6
$\phi 57 \times 3.5$	0.05
$5 \times 6 \times 0.001146$	0.049
1.827×0.05^2	
	0.01
$49 < 0.5 \times 0.12$	0.12
$5 \times 6 \times 0.001146$	10.13 取 10
$7 \times 0.12 \times 0.01^2$	
$5 \times 6 \times 0.001146$	0.122
$827 \times 10 \times 0.01^2$	
$49 < 0.5 \times 0.122$	满足

附录 C

(提示的附录)

常用的几种锅内装置组合方案

C1. 装有过热器的水管锅炉

a) 一次分离装置：水下孔板。

二次分离装置：波形板分离器和匀汽孔板(见图 C1)。

b) 一次分离装置：水下孔板和缝隙挡板。

二次分离装置：匀汽孔板和波形板分离器(或细丝网分离器或其他精粒式分离器)(见图 C2)。

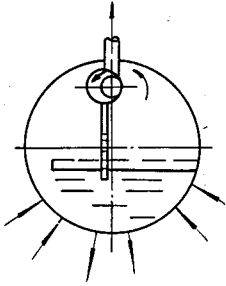


图 C3

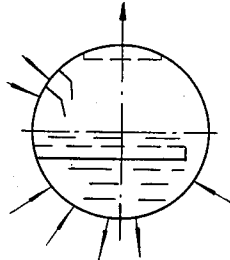


图 C4

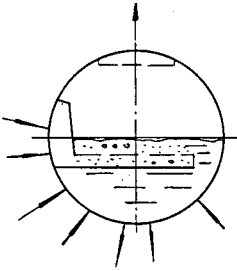


图 C5

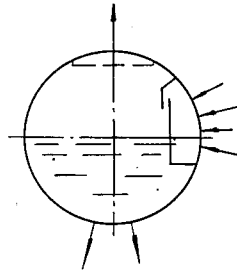


图 C6

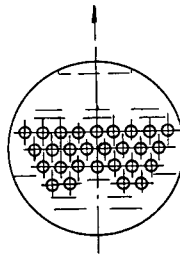


图 C7

推荐的几种锅内装置组合的示意图

附录 D

(提示的附录)

不均匀开孔的匀汽孔板(或集汽管)的计算

沿锅炉长度方向孔间距不等,但每排孔数、孔径和沿锅炉宽度方向孔间距相等的不均匀开孔的近似算法如下:

缝中蒸汽速度为推荐值时,沿集汽管任意长度上的近似缝宽计算公式为:

$$b_x = C \frac{b_{10}}{\sqrt{1 + \frac{k_{11}}{\xi_{10}} \left(\frac{b_{10} x}{A_{11}} \right)^2}} \quad \text{..... (D1)}$$

式中: $\frac{k_{11}}{\xi_{10}}$ ——集汽管中的压力变化系数与蒸汽穿缝(或穿孔)的阻力系数之比值,

对缝隙式集汽管: $\frac{k_{11}}{\xi_{10}} = 1.05$;

对小孔式集汽管: $\frac{k_{11}}{\xi_{10}} = 1.4$;

对匀汽孔板: 当 $\psi = 0.15 \sim 0.32$, $\frac{k_{11}}{\xi_{10}} = 1.5$;

$\psi < 0.15$, $\frac{k_{11}}{\xi_{10}} = 0.9$;

A_{11} ——对匀汽孔板, A_{11} 系指匀汽孔板上的弓形横截面积,对集汽管系指集汽管的横截面积, m^2 ;

x ——距缝隙始端的长度,计算时 x 可先假定几个值

(如 $x=L$ 、 $x=\frac{3}{4}L$ 、 $x=\frac{1}{2}L$ 、 $x=\frac{1}{4}L$ ……), m ;

C ——放大系数;

$$C = \frac{b'_{10}}{b_{10}} \quad \text{..... (D2)}$$

式中: b'_{10} ——修正后的初缝宽度(m),由下式求得:

$$b'_{10} = \frac{2 b_{10}}{1 + K_{10}} \quad \text{..... (D3)}$$

式中: K_{10} ——查图 17;

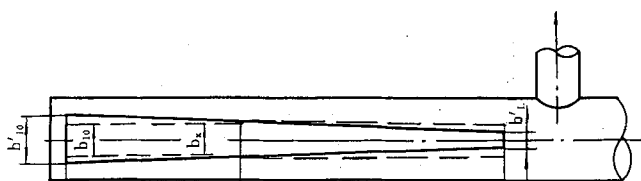
b_{10} ——等宽开缝时的缝隙宽度(m),可按下式求得:

$$b_{10} = \frac{D u''}{3.6 W''_{10} L_{10}} \quad \text{..... (D4)}$$

式中: L_{10} ——缝隙总长度, m ;

W''_{10} ——蒸汽的穿缝或穿孔平均流速的推荐值,计算匀汽孔板和孔管时查表 12,计算缝隙式集汽

具体计算见例题。



值	25	457	15	108	400	3325	1	79	16	英尺	01	.8	11	30864	127	.00	40	3240	40
---	----	-----	----	-----	-----	------	---	----	----	----	----	----	----	-------	-----	-----	----	------	----

表 D2 S_i 的数值

m

$\frac{S_1}{2}$	0.0150	S_{13}	0.0315	S_{26}	0.0340	S_{38}	0.0405
S_1	0.0295	S_{14}	0.0315	S_{27}	0.0340	S_{40}	0.0405
S_2	0.0295	S_{15}	0.0315	S_{28}	0.0360	S_{41}	0.0405
S_3	0.0295	S_{16}	0.0315	S_{29}	0.0360	S_{42}	0.0430
S_4	0.0295	S_{17}	0.0315	S_{30}	0.0360	S_{43}	0.0430
S_5	0.0295	S_{18}	0.0315	S_{31}	0.0360	S_{44}	0.0430
S_6	0.0295	S_{19}	0.0315	S_{32}	0.0360	S_{45}	0.0430
S_7	0.0295	S_{20}	0.0315	S_{33}	0.0385	S_{46}	0.0460
S_8	0.0295	S_{21}	0.0315	S_{34}	0.0385	S_{47}	0.0460
S_9	0.0295	S_{22}	0.0315	S_{35}	0.0385	S_{48}	0.0460
S_{10}	0.0295	S_{23}	0.0340	S_{36}	0.0385	S_{49}	0.0460
S_{11}	0.0295	S_{24}	0.0340	S_{37}	0.0385	$\frac{S_{50}}{2}$	0.0230
S_{12}	0.0315	S_{25}	0.0340	S_{38}	0.0405	ΣS_i	1.7695 *

* 实际布置时, 可根据 ΣS_i 数值与 L_i' 之差值, 对各孔间距稍加修正, 使 $\Sigma S_i \approx L_i'$ 。

$$k = \frac{\psi}{1-\psi}$$

0.6

0.5

p=2.5表压

1.6

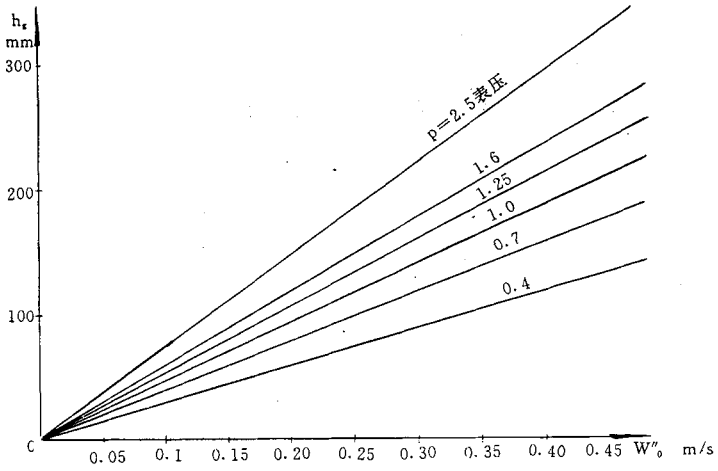
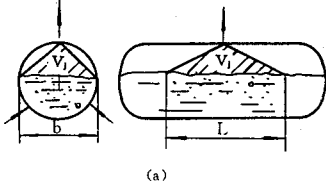
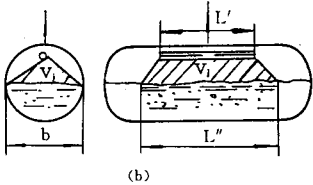
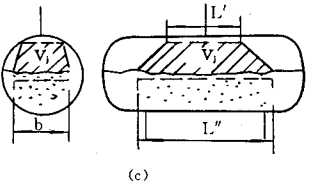
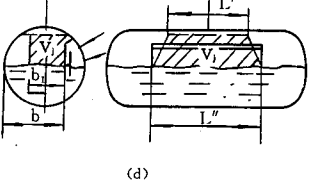


图 E3 $h_e = f(P, W_0)$

表 E1

锅内设备形式	示意图	m	L
单点抽汽, 无二次分离装置, 有或无水下孔板	 <p>(a)</p>	0.5	L
顶部有集汽管或铜壳分离器, 有或无水下孔板	 <p>(b)</p>	0.7	$\frac{L'+L''}{2}$
顶部有匀汽孔板、分离器、钢丝网分离器等(水平或立式布置), 有或无水下孔板, 汽空间有缝隙挡板或挡板	 <p>(c)</p>	1	$\frac{L'+L''}{2}$
顶部有匀汽孔板、分离器等, 汽空间有缝隙挡板或挡板, 汽水混合物全由汽空间引入	 <p>(d)</p>	0.7	$\frac{L'+L''}{2}$