

内 容 简 介

本书介绍了循环流化床锅炉对燃料和脱硫剂的使用要求、锅炉的性能预计、灰循环倍率和循环灰焓在燃烧产物热平衡中的作用、脱硫工况时的物质平衡与热平衡、脱硫对循环流化床锅炉热效率的影响、炉膛及外置式热交换器传热系数的计算,以及有关循环流化床锅炉炉膛、汽冷旋风分离器和外置式热交换器等设计、布置及热力计算和相应的烟气、空气流动阻力计算方法等。

本书可供从事电站动力工程教学与研究的人员,包括循环流化床锅炉试验、设计、运行的工程技术人员使用,也可作为大专院校热动力或能源类专业师生的教学参考书。

版权所有,翻印必究。举报电话:010-62782989 13901104297 13801310933

图书在版编目(CIP)数据

循环流化床锅炉设计与计算/朱国桢,徐洋编著. —北京:清华大学出版社,2004. 11
ISBN 7-302-09235-4

I. 循… II. ①朱… ②徐… III. 流化床—循环锅炉—设计计算 IV. TK229. 5

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2004)第 082922 号

出 版 者: 清华大学出版社

<http://www.tup.com.cn>

社 总 机: 010-62770175

地 址: 北京清华大学学研大厦

邮 编: 100084

客户服务: 010-62776969

组稿编辑: 张秋玲

文稿编辑: 黎 强

封面设计:

印 刷 者:

装 订 者:

发 行 者: 新华书店总店北京发行所

开 本: 185×230 印张: 12.75 字数: 250 千字

版 次: 2004 年 11 月第 1 版 2004 年 11 月第 1 次印刷

书 号: ISBN 7-302-09235-4/TH·133

印 数: 1~

定 价: 元

本书如存在文字不清、漏印以及缺页、倒页、脱页等印装质量问题,请与清华大学出版社出版部联系调换。联系电话: (010)62770175-3103 或 (010)62795704

循环流化床锅炉的研究,始于 20 世纪 70 年代。它是综合鼓泡床(沸腾床)锅炉和化工行业流化床工艺的特点发展而来的。可以说,循环流化床燃烧技术是流化床(沸腾床)燃烧技术的一个新的分支。

7 年前,我有幸参加国家计委考察团,先后考察了法国、美国、捷克、波兰和韩国的大型循环流化床锅炉,获得了丰富的感性认识。之后,随着实践的深入,不断地使自己的认识深化。我与徐洋、石皓锋撰写的论文:“循环流化床锅炉中灰平衡与灰循环倍率”、“循环流化床锅炉在脱硫工况时的物质平衡与热平衡”、“循环流化床锅炉中灰循环倍率与燃烧产物热平衡方程式”和“循环流化床锅炉中灰循环倍率与炉膛传热系数”等,便是这一时期内我对循环流化床锅炉的新认识。

现以这些文章为基础,再参考国内外有关循环流化床锅炉的试验研究、设计和运行等资料,编成此书。本书虽称不上是一家之说,但可以说总结了我和我的新老同事们对循环流化床锅炉的 30 多年的研究成果。但愿这本书能为有志于发展循环流化床锅炉事业的同行们提供一点帮助。

徐洋工程师是我的忘年交。他毕业于重庆大学热能工程专业,参加工作时间不算长,然而工作能力提高很快。我们相识于重庆南川爱溪电厂进行 220 t/h 循环流化床锅炉性能试验期间,当时,关于脱硫对循环流化床锅炉热效率的影响颇有争议。我们对“在某一钙/硫比下脱硫会使循环流化床锅炉热效率增加”的说法,不敢苟同。为此,我们对脱硫工况中燃烧产物的理论计算,进行了一系列的推算。通过研究发现:脱硫总是使循环流化床锅炉热效率下降的。我把我的想法与徐洋商量,获得了他的有力支持。我俩苦战近一年,总算了却了心愿。我想,今后如果有机会的话,我一定会与他继续合作下去。

本书由西安交通大学曹子栋教授审阅,在此表示感谢。

由于时间仓促,水平有限,书中难免有缺点和错误,恳请读者批评、指正。

朱国桢

2004 年 5 月

前言	I
1 燃料和脱硫剂	1
1.1 燃料	1
1.1.1 给煤粒度	1
1.1.2 给煤水分	3
1.2 脱硫剂	4
1.2.1 脱硫剂粒度	4
1.2.2 脱硫剂水分	5
2 锅炉性能预计	6
2.1 NO_x 排放浓度	6
2.2 SO_2 排放浓度	8
2.3 碳的燃尽度	10
2.4 其他大气污染物的排放浓度	12
2.4.1 CO 排放浓度	12
2.4.2 碳氢化合物的排放浓度	13
2.4.3 挥发性有机化合物的排放浓度	13
2.5 排放与控制的相互关系	13
3 灰平衡与灰循环倍率	15
3.1 循环灰量	15
3.2 灰平衡计算	16
3.2.1 灰循环倍率	17
3.2.2 a_n 与 a_f 和 η_f 的关系	18
3.2.3 影响 a_f 的因素	19

3.2.4	分离器效率 η_i 的影响	21
4	脱硫工况时的物质平衡与热平衡	23
4.1	燃烧和脱硫的化学反应式	23
4.2	单位当量燃料消耗量 B_j^d	24
4.3	可支配热量 Q_{ar}^D	25
4.4	当量灰分 A_{ar}^D	26
4.5	灰比换算	27
4.6	底灰和飞灰含碳量换算	28
4.7	当量理论空气量 V_D^0	29
4.7.1	燃烧所需的理论空气量 V^0	29
4.7.2	脱硫所需的理论空气量 V_d^0	29
4.7.3	过量空气系数 α	30
4.8	燃烧和脱硫产生的烟气体积 V_y	30
4.8.1	CO_2 和 SO_2 的当量体积 $V_{RO_2}^D$	30
4.8.2	当量理论氮气体积 $V_{DN_2}^0$	31
4.8.3	过量空气中的当量氮气及氧气体积	31
4.8.4	当量理论水蒸气体积 $V_{DH_2O}^0$	32
4.8.5	当量干烟气体积 V_{gy}^D	33
4.8.6	当量烟气体积 V_y^D	33
4.8.7	当量体积分数和当量飞灰的质量浓度	33
4.9	迭代收敛	34
5	脱硫对循环流化床锅炉热效率的影响	35
5.1	对入炉可支配热量 Q_{ar}^D 的影响	35
5.2	对 q_4 的影响	36
5.2.1	对当量灰分 A_{ar}^D 的影响	36
5.2.2	灰比及底灰和飞灰含碳量的变化	37
5.3	对 q_2 的影响	38
5.3.1	对排烟焓 I_{py} 的影响	38
5.3.2	对冷空气焓 I_{lk}^0 的影响	39
5.4	对 q_6 的影响	40
5.5	对其他方面的影响	40
5.6	结论	40

6	燃烧产物热平衡方程式	42
6.1	炉膛燃烧产物热平衡方程式	42
6.1.1	灰循环倍率及循环灰焓增	44
6.1.2	炉膛有效放热量 Q_{ls}^m	45
6.1.3	炉膛放热份额 X	46
6.1.4	分离器放热份额 x	46
6.2	分离器燃烧产物热平衡方程式	48
6.2.1	分离器的热平衡	48
6.2.2	分离器出口循环灰焓 I''_{FZ} 和烟气焓 I''_F	49
6.3	回料器循环灰热平衡方程式	50
6.4	EHE 循环灰热平衡方程式	51
6.5	循环流化床锅炉的风量平衡	52
7	炉膛及 EHE 的传热系数	53
7.1	炉膛受热面传热周界	53
7.1.1	炉膛流化区域划分	54
7.1.2	炉膛受热面形式	54
7.1.3	炉膛计算受热面积 H_j^m	54
7.2	炉膛传热系数 K_m	55
7.2.1	对流放热系数 α_k	56
7.2.2	辐射放热系数 α_{rh}	56
7.2.3	吸收率 a	57
7.3	炉膛膜式水冷壁传热系数计算	57
7.3.1	水冷管传热系数 $K_{管}$	58
7.3.2	鳍片传热系数 $K_{鳍}$	59
7.4	水冷屏和汽冷屏传热系数计算	63
7.5	EHE 受热面传热系数计算	64
8	循环流化床锅炉机组热力计算	65
8.1	锅炉机组热平衡及燃料和脱硫剂消耗量的计算	65
8.1.1	排烟热损失 q_2	66
8.1.2	可燃气体未完全燃烧热损失 q_3	67
8.1.3	固体未完全燃烧热损失 q_4	67
8.1.4	散热损失 q_5	68

8.1.5	保温系数 φ	69
8.1.6	灰渣物理热损失 q_6	69
8.1.7	锅炉机组热效率 η_{ka}	70
8.1.8	锅炉机组有效利用热量 Q_{ka}	70
8.1.9	锅炉机组燃料消耗量 B 及石灰石消耗量 B_c	71
8.2	热力计算	72
8.2.1	炉膛热力计算	72
8.2.2	汽冷旋风分离器热力计算	73
8.2.3	EHE 热力计算	77
9	炉膛、旋风分离器、回料器和 EHE 的设计与布置	79
9.1	炉膛	79
9.1.1	设计要则	80
9.1.2	刚性梁计算	83
9.1.3	水冷配风装置	83
9.1.4	防磨措施	85
9.1.5	水冷屏和汽冷屏的布置	86
9.2	旋风分离器的设计与布置	88
9.2.1	各种形式分离器评述	88
9.2.2	分离器位置	95
9.2.3	旋风分离器的形式	98
9.3	旋风分离器的分离效率 η_i	99
9.3.1	斯托克斯定律	99
9.3.2	灰粒沉降速度	100
9.3.3	灰粒在旋风两相流中的运动	100
9.3.4	η_i 计算步骤	103
9.4	分离器分离效率测定	105
9.4.1	压力测量算法	105
9.4.2	碳平衡算法	107
9.5	旋风分离器结构计算	107
9.6	回料器设计与计算	110
9.6.1	U 形回料器结构	110
9.6.2	U 形回料器工作原理	112

9.6.3	回料器风室压力 p_s	113
9.7	EHE 设计与计算	115
9.7.1	热量分配	117
9.7.2	EHE 设计要则	118
9.7.3	EHE 风室压力 p_E	119
10	风、烟系统	120
10.1	风系统	120
10.2	一次风二次风比	121
10.2.1	空气流量与锅炉负荷	121
10.2.2	炉膛最大压力 p_{Rmax}	123
10.2.3	配风装置阻力计算	124
10.2.4	流化床运行阻力	127
10.3	风机选用准则	127
10.4	旋风分离器烟气阻力计算	128
10.4.1	进口烟道阻力	131
10.4.2	旋风分离器本体阻力	134
10.4.3	出口烟道阻力	136
11	煤、灰系统	138
11.1	煤系统	138
11.1.1	重力给煤装置	138
11.1.2	气力输送装置	141
11.1.3	石灰石气力输送系统	141
11.2	灰系统	143
11.2.1	冷渣器	144
11.2.2	灰控制阀	147
11.2.3	灰的输送	148
12	循环流化床锅炉大型化的问题	149
12.1	煤种变化的适应性问题	149
12.2	炉膛问题	151
12.3	旋风分离器问题	152
12.4	尾部受热面布置问题	152
12.5	EHE 问题	153

12.6	燃烧与脱硫及 N_2O 问题	153
12.7	冷渣问题	154
12.8	空气预热器问题	154
12.9	热效率及锅炉可靠性问题	154
12.10	启动问题	155
13	例题计算	156
13.1	基本数据	156
13.1.1	设计煤种	156
13.1.2	石灰石	157
13.2	燃烧脱硫计算	157
13.2.1	无脱硫工况时的燃烧计算	157
13.2.2	无脱硫工况时的烟气体积计算	157
13.2.3	脱硫计算	158
13.2.4	脱硫工况时受热面中燃烧产物的平均特性	160
13.2.5	脱硫工况时燃烧产物焓温表	160
13.3	130 t/h CFB 锅炉热力计算	162
13.3.1	锅炉设计参数	162
13.3.2	锅炉热平衡及燃料和石灰石消耗量	162
13.3.3	炉膛膜式水冷壁传热系数计算	163
13.3.4	炉膛汽冷屏传热系数计算	165
13.3.5	EHE 过热器传热系数计算	167
13.4	结构计算	168
13.4.1	炉膛膜式水冷壁计算受热面积	168
13.4.2	炉膛汽冷屏计算受热面积	170
13.4.3	汽冷旋风分离器计算受热面积	171
13.5	热力计算	173
13.5.1	炉膛热力计算	173
13.5.2	汽冷旋风分离器热力计算	175
13.6	130 t/h CFB 旋风分离器烟气阻力计算	177
13.7	炉膛风室压力 p_{Rh} 计算	183
13.7.1	炉膛配风装置上压力 p_{Rmax} 计算	183

13.7.2	炉膛配风装置阻力 Δp_p 计算	183
13.8	回料器设计计算	185
13.8.1	结构尺寸计算	185
13.8.2	回料器风室压力 p_s 计算	186
13.8.3	回料器配风装置阻力 Δp_p 计算	187
参考文献		191

循环流化床锅炉燃料、脱硫剂和床料的颗粒尺寸,都是重要的运行参数,直接影响燃料和脱硫剂的利用以及大气污染物的排放浓度。

与煤粉锅炉对煤粉细度有要求一样,循环流化床锅炉对燃料和脱硫剂的颗粒尺寸也有一定的要求。只有达到这些要求,才能使循环流化床锅炉运行安全、经济和可靠。

在循环流化床锅炉中,由炉膛、分离器和回料器等组成的灰循环系统,目前还没有有效手段对床料进行在线取样和测量。只有当锅炉停运后,才能取到有代表性的床料样。

循环流化床锅炉床料颗粒尺寸分布曲线,与燃料和脱硫剂颗粒分布曲线、炉膛流化速度、燃料的爆裂度和分离器对各种粒度的颗粒的分离效率等有关。

在鼓泡流化床锅炉中,为了降低飞灰含碳量和飞灰份额,曾认为在给煤中应增大粗颗粒份额,以减少固体未完全燃烧热损失 q_4 。这个观点对循环流化床锅炉是不适用的。循环流化床锅炉给煤颗粒尺寸分布,不仅影响燃烧,而且影响传热。在锅炉设计时,万万不可轻视这个问题。

1.1 燃料

从燃烧技术上说,循环流化床锅炉可以燃烧几乎所有的燃料。相当多的燃料在试验台或投运机组上已经燃烧过,有着很多经验可以借鉴。若无特殊要求,新机组的设计,无需在试验机组上实测有关数据。

除了主燃料外,循环流化床锅炉还需用启动燃料,如气体燃料(天然气、城市煤气或丙烷)、油(重油或轻油)或煤粉等。启动燃料主要用于加热床料,在完成锅炉启动运行后,还可作备用或辅助燃料,一旦主燃料临时短缺,仍可使锅炉带一定的负荷。

1.1.1 给煤粒度

循环流化床锅炉通常以煤作为主燃料。

加入炉膛的煤,与空气混合燃烧后成为灰。部分灰从炉膛底部排出,称为底灰,其

典型粒度大于 $500\ \mu\text{m}$ ；其余部分灰飞出炉膛，进入分离器，小于切割粒度 d_{99} 的灰粒飞出分离器，进入尾部烟道，继而飞离锅炉机组，称为飞灰；粗飞灰典型粒度为 $50\sim 100\ \mu\text{m}$ ，细飞灰典型粒度小于 $50\ \mu\text{m}$ ，平均粒度 d_{50} 在 $20\ \mu\text{m}$ 以下；大于 d_{99} 的灰粒，被分离器捕集，经回料器送回炉膛再燃烧，这部分灰称为循环灰，其典型粒度 d_{50} 为 $50\sim 100\ \mu\text{m}$ 。

循环灰因为参与对炉膛膜式水冷壁的传热，因而对循环流化床锅炉尤为重要。为了确保循环流化床锅炉性能，除了对给煤最大粒度有限制外，更重要的是，要求给煤中应有足够的粒度相当于循环灰粒度的煤，即 $100\sim 500\ \mu\text{m}$ 的煤粒占总给煤量的 $40\%\sim 60\%$ 。

循环流化床锅炉的给煤粒度分布，由下列因素决定：

- 满足空气-煤粒混合和燃烧的要求。
- 使炉膛中床料纵向和横向热交换良好，达到燃烧温度均匀。
- 使炉膛膜式水冷壁传热系数达到设计值。
- 满足分离器或外置式热交换器(EHE)的灰量输送。

若给煤太细，对于小于 d_{99} 的煤(灰)粒，分离器就不能捕集，减少了煤粒在炉膛内停留时间，使其燃烧不完全，尤其在燃烧反应性能差的煤时，更是如此。且飞灰量大，易造成尾部受热面磨损及增加除尘器负荷。

若煤粒太粗，易造成炉膛底部沉积，必须加大底灰排放，以免炉膛底部发生结焦，威胁锅炉安全运行。在排放底灰时，会有不少循环灰从炉膛中排出，影响循环流化床锅炉性能。

根据炉膛截面的烟气流速 $4.5\sim 5.5\ \text{m/s}$ ，给煤粒度分布的推荐范围如图 1-1 所示。

在图 1-1 中，曲线 1 为中华纸业公司电厂的推荐值。该机组燃烧大同烟煤， $A_{\text{ar}}=19.25\%$ ， $V_{\text{ad}}=23.47\%$ ， $Q_{\text{net,ar}}=20.210\ \text{MJ/kg}$ 。实际上，该机组给煤粒度分布如图 1-1 中曲线 11 所示，与推荐曲线 1 相比偏差较大。

给煤粒度分布曲线是由破碎机特性决定的。图 1-1 中的曲线 2 是爱溪电厂实测的给煤粒度分布曲线，完全符合给煤粒度分布推荐范围。爱溪电厂采用双向锤磨机，其他电厂均采用环锤式破碎机。环锤式破碎机特性，与图 1-1 中的给煤粒度分布推荐范围偏差较大，它的给煤中粗颗粒与细颗粒份额均很大，将会影响锅炉的性能，应当充分重视这个问题，采取措施，改进该破碎机性能。同时，应尽快研制符合循环流化床锅炉给煤粒度分布要求的破碎机。

飞灰的来源，除了给煤中的细颗粒外，还与有的煤燃烧时发生爆裂有关。国外推荐的循环流化床锅炉给煤粒度汇总于表 1-1，供设计人员参考。

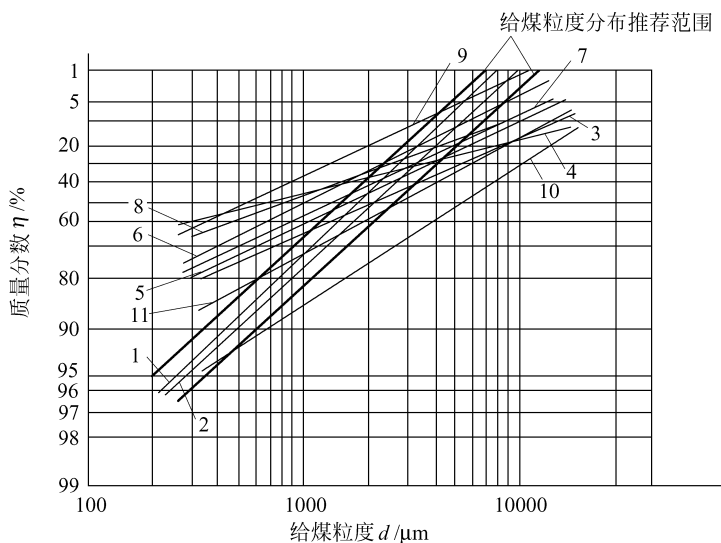


图 1-1 给煤粒度分布曲线

1—中华纸业推荐值；2—爱溪电厂；3—嵊县电厂；4—北仑热电厂；
5—窑街电厂；6—贵池电厂；7—长旺电厂；8—望亭电厂；
9—绍兴县电厂；10—高坝电厂；11—中华纸业

表 1-1 循环流化床锅炉给煤粒度

煤 种	燃料的收到基 灰分 $A_{ar}/\%$	最大粒度/mm	d_{50}/mm	$<75\ \mu\text{m}$ 的颗粒 的质量分数/%
褐煤	<10	12	1.5~2	≤ 6
	10~20	9.5	0.95~1.6	≤ 8
	>20	8	0.8~1.2	≤ 9
烟煤/次烟煤	<10	6	0.6~1	≤ 11
	10~20	5.5	0.5~0.8	≤ 12
	>20	5	0.425~0.65	≤ 14
无烟煤	<20	4	0.8~1	≤ 10
	>20	3.5	0.75~0.95	≤ 10
石油焦		5	0.8~1	≤ 2
油页岩		6	0.54~1.2	≤ 6

1.1.2 给煤水分

为了防止破碎机内细颗粒煤粒结块、筛网堵塞以及落煤管或煤斗中搭桥，应对给煤水分加以限制。

若采用重力给煤和机械碎煤,煤的表面水分含量宜低于 $8\% \sim 10\%$ 。若采用风筒式碎煤机,用热风或烟气进行干燥时,煤的表面水分允许达 10% 。

1.2 脱硫剂

在燃烧高硫煤时,循环流化床锅炉需要加入脱硫剂进行炉内脱硫,以便使 SO_2 排放浓度达到排放标准。

用作脱硫剂的有:石灰石(CaCO_3)、石灰(CaO)、白云石($\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$)和含有一定量 CaO 或 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 的油页岩。

从经济角度来说,大都采用石灰石作脱硫剂。当采用白云石或含有少量 MgCO_3 的石灰石作脱硫剂时,其中 MgCO_3 在炉膛内煅烧成的 MgO 量很少,通常可不予考虑。

脱硫剂需要量与下列因素有关:

- 脱硫剂成分(CaCO_3 含量)
- 脱硫剂粒度
- 脱硫剂反应特性
- 脱硫剂爆裂特性
- 脱硫剂在炉膛内的停留时间
- 炉膛燃烧温度
- 燃料含硫量
- 所需的脱硫效率

1.2.1 脱硫剂粒度

以石灰石为例,规定的石灰石粒度分布曲线与循环灰典型粒度分布曲线相一致。

循环灰粒度分布与炉膛流化速度和分离器对各颗粒的分离效率有关。只要炉膛流化速度和分离器对各颗粒的分离效率基本不变,则所规定的石灰石粒度分布对所有的循环流化床锅炉都是相同的。

由此可见,石灰石粒度由循环灰粒度分布曲线来确定。太细,分离器不能捕集,造成未反应的 CaO 损失增加;太粗, CaO 表面积减少,不能及时与 SO_2 起反应,造成 CaCO_3 利用率下降。

加入粒度合适的石灰石颗粒,会增大循环灰量和石灰石在炉膛内的循环停留时间。当循环灰量不足,炉膛温度上升,高于脱硫最佳温度时,会影响 SO_2 排放浓度。因此,合适的石灰石和燃料粒度是确保足够的循环灰量的前提。在燃烧低灰分燃料,如石油焦时,

其床料主要由 CaO 和 CaSO_4 组成,这时合适的石灰石粒度对炉膛温度的影响就显得更加重要。

根据炉膛流化速度 $4.5 \sim 5.5 \text{ m/s}$,加入石灰石的粒度分布曲线推荐范围如图 1-2 所示。

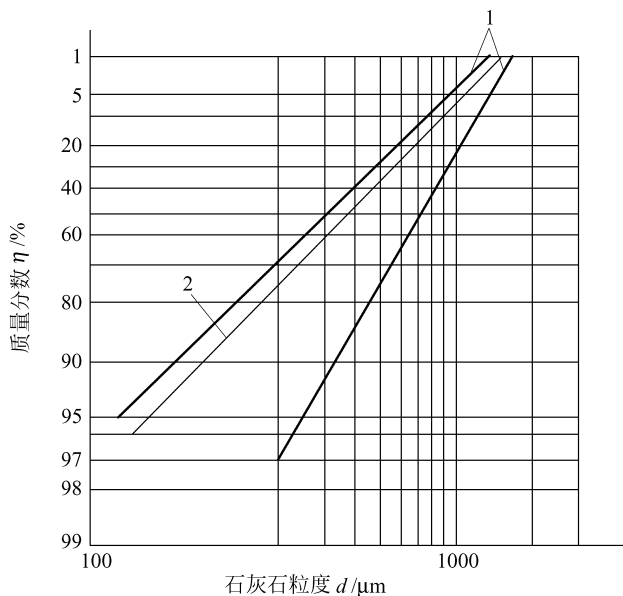


图 1-2 石灰石粒度分布曲线推荐范围

1—颗粒粒度分布推荐范围; 2—推荐值

由图 1-2 知,石灰石推荐粒度为:

最大尺寸: $1000 \mu\text{m}$

d_{50} : $250 \sim 500 \mu\text{m}$

$<45 \mu\text{m}$ 的质量分数: $\leq 6\%$

1.2.2 脱硫剂水分

石灰石易吸潮,在管道和料斗中易产生堵塞和搭桥,尤其是在采用气力输送时,石灰石表面水分不应大于 2% 。

设计循环流化床锅炉时,需预估各种大气污染物的排放浓度,以体现锅炉性能。至今为止,尚没有合适的标准和导则可供参照。惟一可行的是,根据燃料特性,参照试验机组的数据库和商业机组的运行经验,对将要设计的锅炉性能做出估算,以确定各种大气污染物的排放浓度。对未达标的锅炉,需采取适当措施,使其达到锅炉大气污染物排放标准。

2.1 NO_x 排放浓度

燃煤循环流化床锅炉,氮来自助燃空气中的氮气和煤中所含的氮。煤燃烧时,一般形成热力型氮氧化物(NO_x)和燃料型氮氧化物。

热力型 NO_x 的生成:根据 Zeldovich 机理,高温下氧气与助燃空气中的 N_2 将按下述反应式进行反应:



根据循环流化床锅炉的运行温度和氧的含量,热力型 NO_x 的生成速率很低,即使不考虑各种分解还原过程,其平衡浓度也很低,一般可不予考虑。

燃料型 NO_x 的生成:氧气与煤中的 N 可能按图 2-1 所示的路线发生反应:

图 2-1 中的 N_2O ,俗称笑气,其危害性近年来才被逐渐认识。它会破坏臭氧层,增加人类受到的紫外线照射,使皮肤癌和白内障患者增加。此外, N_2O 在三个波长 $4.5\ \mu\text{m}$ 、 $7.8\ \mu\text{m}$ 和 $17\ \mu\text{m}$ 处吸收红外辐射,虽然在大气中 N_2O 含量比 CO_2 低得多,但其吸收红外线的的能力却比 CO_2 高 200 多倍,加重了温室效应。

循环流化床锅炉由于燃烧温度低,以前的观点认为其 NO_x 排放低。到了 20 世纪 80 年代,发现循环流化床锅炉可能产生另一个环境问题,即 N_2O 排放。

大气中 N_2O 的体积分数约为 300×10^{-9} ,并以每年 $0.2\% \sim 0.4\%$ 的速率递增。据美国 EPRI 和瑞典 Chalmers 大学报导,燃烧温度较低的燃煤流化床锅炉的 N_2O 排放浓度(即质量浓度,下同)分别为 $157.1 \sim 196.4\ \text{mg}/\text{m}^3$ 和 $98.2 \sim 392.9\ \text{mg}/\text{m}^3$ 。

研究表明:

- 炉膛燃烧温度升高,将使排放的 NO_x 增加, N_2O 减少;

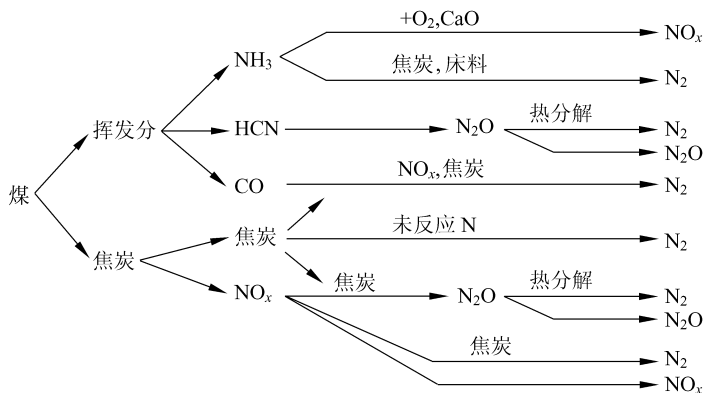


图 2-1 燃料型 NO_x 和 N₂O 的生成和还原的可能反应路线

- 与低挥发分燃料相比,高挥发分燃料对 NO_x 的影响多半较小;
- 增加石灰石量,SO₂ 排放减少,NO_x 排放增加,N₂O 排放减少;
- 过量空气系数 α 增加,NO_x 和 N₂O 都将增加,增加的程度与燃料特性有关。

就 N₂O 排放而言,循环流化床锅炉炉膛温度不宜低于 900 ℃。提高燃烧温度,不仅可以减少 N₂O 的排放,还可以减少 CO 排放,增加燃料的燃烧效率。在燃烧贫煤、无烟煤等反应性差的煤种时,可以把燃烧温度提高至 950 ℃。

提高燃烧温度会增加 NO_x 排放,若 NO_x 排放超过允许值,可考虑在锅炉尾部安装脱硝设备。此外,提高燃烧温度,还会降低脱硫效率,应当通过仔细选择石灰石种类及其粒度分布,把对脱硫效率的影响减至最少。

循环流化床锅炉,炉膛出口过量空气系数 α''_m 为 1.2,对其燃烧效率、CO 和 NO_x 排放均合适。

表 2-1 为循环流化床锅炉已达到的排放浓度值,供设计时选用。

表 2-1 NO _x 排放浓度 mg/m³		
燃 料 \ 燃烧条件	常 规	喷氨水
无烟煤	122.2	
石焦油	129.6	
烟煤	229.6	98.4
次烟煤	325.9	
褐煤	300.0	
木材	329.6	73.8

表 2-2 为国内几台循环流化床锅炉实测的 NO_x 排放浓度值,供设计时参考。

表 2-2 国内几台循环流化床锅炉实测 NO_x 排放浓度

电 厂	C_{ar} /%	H_{ar} /%	N_{ar} /%	O_{ar} /%	S_{ar} /%	M_{ar} /%	A_{ar} /%	V_{daf} /%	$Q_{\text{net,ar}}$ /kJ·kg ⁻¹	钙硫 摩尔比	θ''_{m} /°C	NO_x /mg·m ⁻³
爱溪电厂	63.8	3.22	0.88	2.76	3.38	4.4	21.56	12.9	24.90	2.48	119.9	119.9
中华纸业 电厂	60.6	2.95	0.64	5.77	0.73	14.8	14.52	21.8	23.13	1.57	109.3	109.3
镇海石化 电厂	83.6	3.45	0.9	0.66	2.53	8.8	0.06	11.1	31.96	1.98	18.2	18.2
窑街电厂	61.3	3.45	0.61	8.15	0.46	7.7	18.35	30.4	23.68		324.9	324.9

2.2 SO_2 排放浓度

循环流化床锅炉,在燃烧含硫煤时,二氧化硫(SO_2)原始排放浓度为

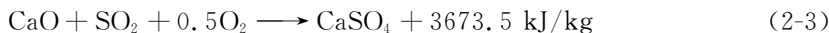
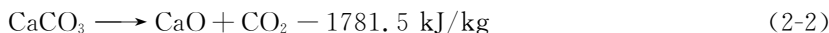
$$\mu_{\text{SO}_2}^0 = (1.998S_{\text{ar}} \times 10^4)/V_y \quad (2-1)$$

式中: $\mu_{\text{SO}_2}^0$ —— SO_2 原始排放浓度,mg/m³;

S_{ar} ——煤的收到基硫分,%;

V_y ——1 kg 煤完全燃烧产生的烟气量,m³/kg,见《锅炉机组热力计算标准方法》。

SO_2 原始排放浓度超过最高允许排放浓度时,必须加入石灰石脱硫,其反应式(按 1 kg CaCO_3 或 1 kg CaSO_4 计算)为



脱硫效率为

$$\eta_{\text{SO}_2} = (1 - \mu_{\text{SO}_2}/\mu_{\text{SO}_2}^0) \times 100\% \quad (2-4)$$

式中: η_{SO_2} ——脱硫效率,%;

μ_{SO_2} —— SO_2 最高允许排放浓度,mg/m³,见《锅炉大气污染物排放标准 GB13271—2001》;

$\mu_{\text{SO}_2}^0$ —— SO_2 原始排放浓度,mg/m³,见式(2-1)。

影响脱硫效率的因素有:

- 煤的硫分,在燃烧过程中 SO_2 的释放速率和 SO_2 的分压力