

XUN HUAN LIU HUA CHUANG GUO LU SHE JI TIAO SHI
YUN XING YU JIAN XIU JI SHU SHI YONG SHOU CE

循环流化床锅炉

设计调试运行与检修技术

实用手册



XUN HUAN LIU
HUA CHUANG GUO LU

吉林科技出版社

循环流化床锅炉设计调试运行 与检修技术实用手册

主编 李 烁

(三)



吉林科技出版社

第二节 主要参数的选择

一、循环倍率

(一) 循环物料量

物料循环量是循环流化床锅炉设计、运行中的一个非常重要的参数,该参数对锅炉的流体动力特性、燃烧特性、传热特性以及变工况特性等影响很大。

物料循环量的定量表述一般常采用两种方法。第一种方法采用循环倍率的概念,其定义式如下。

$$\text{循环倍率 } R = \frac{\text{单位时间内循环物料量}}{\text{单位时间锅炉给煤量}} \quad \text{kg/kg}$$

第二种方法,即用单位床层面积上的物料循环量 G_s ,来直接描述。国外许多文献中常用这一方法,叫做循环率[单位时间单位床面积的循环物料量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$]

另外,在循环倍率的定义上,还有一种定义方式,但一般不常用。其定义的循环倍率为床内上升段中采用循环技术与不采用循环技术时的灰量之比。

(二) 循环倍率定义间的关系

循环流化床锅炉物料的平衡关系是进入炉内煤的灰分、脱硫剂、补充加入物料,应与未被分离器分离下的飞灰、脱硫剂、细物料和炉膛排出的物料(排渣量)相平衡。

国内一些研究在假设物料不损耗,不计物料补充,不考虑脱硫剂量时得到的灰(物料)平衡见图 4-1-1。

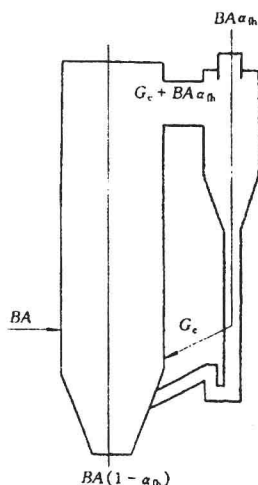


图 4-1-1 CFB 锅炉的循环系统及灰(物料)平衡图

按一般的循环倍率定义有

$$R = G_c / B \quad (4-1-1)$$

按第二种定义的循环倍率有

$$R_2 = (G_c + BA\alpha_{fh}) / (BA\alpha_{fh}) \quad (4-1-2)$$

从而有

$$\frac{R_2}{R} = \frac{1}{A\alpha_{fh}} + \frac{1}{R} \quad (4-1-3)$$

循环倍率与循环率的关系有

$$R = \frac{G_c}{B} = \frac{F}{B} G_s \quad (4-1-4)$$

$$R_2 = \frac{1}{A\alpha_{fh}} \frac{F}{B} G_s + 1 \quad (4-1-5)$$

式中: G_s 为循环率 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$; F 为床截面积, m^2 ; α_{fh} 为飞灰份额; A 为入炉煤的灰分; B 为给煤量, kg/s ; G_c 为循环物料量, kg/s 。

在不考虑炉内脱硫时,由锅炉的灰平衡及分离器效率确定循环倍率的关系式如下

$$R = \frac{\alpha_{fa}\eta A_{ar} - \alpha_{cd}(1-\eta)A_{ar}\left(\frac{100-C_{fa}}{100-C_{rc}}\right)}{(1-\eta)(100-C_{fa})} \quad (4-1-6)$$

式中 α_{fa} 、 α_{cd} ——分离器出口飞灰、分离器排灰份额, %;

A_{ar} ——煤中灰分份额, %;

η ——分离器效率;

C_{fa} 、 C_{rc} ——分别为飞灰和回送炉膛的循环飞灰含碳量, %。

循环倍率是循环流化床锅炉的关键设计参数之一,其意义简单明确,便于人们对循环流化床锅炉识别和判定。从煤灰平衡方面定义的 R_2 是有误差的,严格意义上讲,是不准确的。但从灰平衡分析得到的 R 关系式,可以看作是有限条件下 R 的影响关系式,可反映煤种变化时循环流化床锅炉运行的变化,对指导运行有一定意义。

上面所说的物料循环量均指外部物料循环量,即通过返料机构送回床层的物料量,实际上循环流化床锅炉有很大的内循环量。内循环量主要取决于床内构件及流体动力特性。内循环在提高脱硫、燃烧的效率方面,其影响与外循环基本上是相同的,对平衡床内温度的影响与外循环不尽相同,但有一点是非常明显的,即内循环增大后,外循环可以适当地降低一些。内循环物料量考虑起来比较困难,因此,人们研究的物料循环量一般是指外部循环物料量。

鉴于内循环的重要性及其对流体动力特性的依赖性,为了加强运行人员对这一问题的认识,这里有必要介绍一下内循环倍率和外循环倍率的概念与关系。

外循环倍率就是研究者通常定义的循环倍率 R

$$R = \frac{\text{参与外循环的物料量}}{\text{相同时间内的给煤量}}$$

$$\text{内循环倍率 } R_{in} = \frac{\text{参与炉内循环的物料量}}{\text{相同时间内的给煤量}}$$

循环流化床锅炉运行经验和相关的计算实验研究发现,炉内物量循环量很大,即存在

$R_{in} \geq R$ 。Basu 认为

$$R_{in} = 3 \sim 5R \tag{4-1-7}$$

炉膛内循环物量为从炉膛下部向上夹带的物料量减去扬析出炉膛的扬析量。这与运行中的风速及物料粒度密切相关。如果运行操作中风速过大(大风量运行,过量空气系数 α 很大),则会破坏炉内物料循环, R_{in} 与 R 的差则会减小;同时会使分离效率降低,对炉膛燃烧组织与减少磨损都是不利的。

(三)炉内分离的作用

炉膛及炉内空气动力结构是可以直接影响炉膛空间浓度的。在国内,岑可法、金燕等人对循环流化床锅炉结构的分离情况进行了研究。研究发现,适当的炉膛出口形式可以增加粒子回返率,变截面炉膛结构可以控制某一区域内粒子的浓度。高炉膛利用重力作用使粒子在达到炉膛出口之前产生分离返回燃烧区,其分离效率达 30%。空气动力结构对粒子的作用则是煤粉炉设计、运行和改进中考虑的主要问题之一。

把炉膛和炉外分离器作为两个具有分离效果的空间,设定炉膛的分离效率为 η_1 ,外部分离器的效率为 η (即是一般研究者和工程设计中常用的分离效率,为符号统一,这里用 η 表示),则总分离效率为

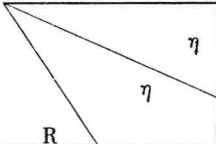
$$\eta_t = \eta_1 + \eta(1 - \eta_1) \tag{4-1-8}$$

设定循环流化床循环倍率为 R ,根据循环倍率的定义知, R 与 η_1 之间有下列关系

$$R = \eta/(1 - \eta) \approx 1/(1 - \eta_t) \tag{4-1-9}$$

在给定的循环倍率 R 下, η_1 与 η 的关系见表 4-1-2。

表 4-1-2 一定循环倍率和炉内分离条件下的后级分离效率 η (%)

	50	60	75	80	90
10	80	75	60	50	0
20	90	87.5	80	75	50
40	95	93.75	90	87.5	75

例如,当 R 为 20, η_1 为 75% 时, η 只要求达到 80% 即可。就是说,在给定的循环倍率 R 下,一定程度的炉内分离可以使后级分离器的效率要求降低,从而使得分离器的设计与选用易于实现。

采用炉内分离可以改变炉膛物料浓度。如果只有外部分离器,即 $\eta_1 = 0$,则炉内悬浮段浓度

$$C = C_0/(1 - \eta) \tag{4-1-10}$$

如果是炉膛内外两级分离,即 $\eta_1 \neq 0$,则

$$C' = \sum_1^n C_0 [\eta_1 + \eta(1 - \eta_1)]^{n-1} + \eta_1 \{ \sum_1^n C_0 [\eta_1 + \eta(1 - \eta_1)]^{n-1} \} \tag{4-1-11}$$

式中 n 为循环次数,式(4-1-11)可简化为

$$C' = C_0(1 + \eta_1)/(1 - \eta_1) \quad (4-1-12)$$

离开炉内分离器进入外分离器的物料浓度 C'' 为

$$C'' = C_0(1 - \eta_1^2)/(1 - \eta_1) \quad (4-1-13)$$

由以上可以看出,炉内空间有分离作用时的 CFB 悬浮段物料浓度将增加 $(1 + \eta_1)$ 倍;进入外分离器的物料浓度则比无炉内分离的 CFB 低,同样循环倍率下,前者为后者的 $(1 - \eta_1^2)$ 倍。

高灰浓度烟气对受热面的磨损量用式(4-1-14)进行经验预测

$$e = ad_p^2 u^3 C \quad (4-1-14)$$

由于大粒径粒子易于分离,所以,炉内分离作用首先减低飞灰中大颗粒的浓度。因此,对于减轻后部受热面磨损而言,炉内分离不仅因降低浓度使后部受热面磨损降低,而且因为降低粒径 d_p 使磨损成平方关系降低。

(四)循环倍率的确定

1. R 与燃料特性

循环倍率的大小,关系着燃料颗粒在炉内循环次数、燃尽的时间、锅炉的燃烧效率以及锅炉的煤种适应能力。循环倍率的选取还直接影响循环床锅炉炉型的选择、锅炉整体的布置、受热面吸热量的分配、锅炉自身的能耗和受热面的磨损等,因此它是极其重要的设计参数之一。

假定炉内平均温度为 850°C ,炉膛高度一定,并假定燃料颗粒每通过一次炉膛时的燃尽率 δ 为定值,则可计算循环倍率与燃烧效率之间的关系,如图 4-1-2 所示。从图 4-1-2 可知,即使对于低反应能力煤,循环倍率大于 7 就可实现不低于 98% 的燃烧效率。考虑到实际的燃烧工况有别于计算,循环倍率只须不低于 10,从燃烧角度看是足够了。因此选用很高的循环倍率(如早期的 Pyroflow 倍率为 80~150;Lurgi 倍率为 60~90)从燃烧角度上讲是没有必要的。

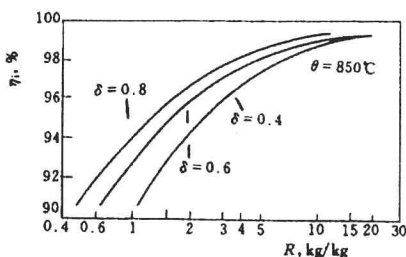


图 4-1-2 循环倍率、燃料品质与燃料效率的关系

δ - 每循环一次碳的燃尽率

燃料特性对确定物料循环量有很大的影响。一般认为,燃料热值高的煤循环倍率也高,但对挥发分高的煤,则可取较小的循环倍率。但这只是一个总的原则,由于各制造厂本身选取的循环倍率值相差甚大,目前很难给出一个适合各种类型锅炉的循环倍率值。但对于 Circofluid 型循环流化床锅炉,Bohn 提出了一个线图,以确定循环倍率的范围(见图

4-1-3)。从图 4-1-3 中可以看出,燃料发热量越高,灰分越低,水分越高,选取的循环倍率也越高。

尽管其他类型的锅炉很难用图 4-1-3 来确定循环倍率,但循环倍率的变化趋势都是一致的。

2. 热风温度及回送物料温度对循环倍率的影响

热风温度变化时,如果循环物料的回送温度及循环倍率均不变,则床层温度会提高。如果考虑床层温度固定在脱硫最佳温度或某一定值时,应增加循环倍率,从而保持床温一定。

提高循环物料回送温度时,如果其他参数不变,则根据床内热量平衡,床层温度会提高,此时若需保证床层温度维持在一定值,则应提高循环倍率。

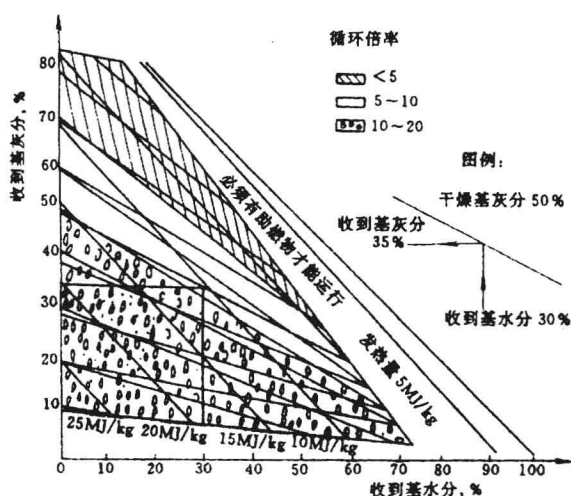


图 4-1-3 Circofluid 循环流化床锅炉中循环倍率的选取

对不同型式的循环流化床锅炉,循环物料对炉内热量分配的影响是不同的。如果忽略分离器和返料机构的散热,对于 Pyroflow 型循环流化床锅炉,返回的循环物料温度与其炉膛出口的循环物料温度相等。在这种情况下,循环物料对于炉膛的总体热平衡不产生影响,但影响炉内的热量分配。而对于 Lurgi 型和 Circofluid 型循环流化床锅炉,其炉膛出口处的循环物料温度高于返料入口处。由于在锅炉设计时炉膛温度和分离器工作温度是确定的,此时循环倍率与物料回送温度改变着锅炉的热量分配。此时如果回送温度较低,则循环倍率就不能太高。在固体物料回送温度一定时,为满足炉内一定吸热量的要求,燃用优质煤的循环流化床锅炉的循环倍率的自由度较大一些,而燃用劣质煤时,循环物料量的可变范围就较小。可以认为,当循环物料量增大时,下部密相区的吸热应减少或增大该区域的燃烧份额,否则可能会使床层温度偏离燃烧和脱硫的最佳温度。

根据实测及计算结果我们可以知道,当循环物料回送温度提高时,炉膛内的吸热量应该增加,特别是在下部的密相区必须增加吸热量或降低该区域的燃烧份额,否则下部的密相区就可能会产生超温现象。

假定炉内平均温度为定值,炉内燃料颗粒每通过一次炉膛时的燃尽率为定值,可得出

循环倍率随燃料热值、热空气温度和回料温度的变化规律。从图 4-1-4 中可以看出,提高热空气温度和燃料热值时,为保持最有利于燃烧和控制污染的炉温,必须增加循环倍率。当然图 4-1-4 中给出的循环倍率仅考虑假定的燃烧和传热条件下的值,实际锅炉中选定的循环倍率还会复杂得多。

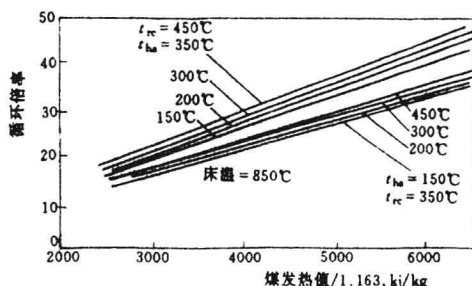


图 4-1-4 燃料热值、热空气温度 t_{ha} 和回送物料温度 t_{rc} 对循环倍率的影响

3. R 与炉膛阻力

倍率的高低也确定了炉内烟气中固体颗粒的浓度,因此受热面外部磨损将与其有联系。固体物料循环量对炉膛压降的影响如图 4-1-5 所示。当锅炉容量增大时,无疑将采取高参数或超高参数。过热或再热受热面必须移往炉膛内,这时外部磨损问题尤为不容忽视。高倍率时炉内飞灰浓度可达 $9 \sim 17 \text{ kg/Nm}^3$,即使烟速控制较低些(高倍率为保持气固相流型,烟速又不可过低),其磨损的可能性仍是令人担心的。为解决这一问题,Pyroflow 炉采用壁式过热受热面。但为解决受热面悬吊支撑,壁式过热器常遮盖部分水冷壁而降低水冷壁金属利用率,否则又会使炉膛水冷壁结构设计较麻烦等。相反,如降低倍率,在一定的合适烟速下,采用有效的防磨措施,则可能布置对流式或屏式过热受热面,使锅炉布置紧凑,造价降低。如 Circofluid 炉,炉内固体颗粒浓度仅为 $1 \sim 2 \text{ kg/Nm}^3$,虽有对流受热面布置在炉内(如西德的 Romerbrucken 和 Often—bach 电厂),它们的数年运行实绩证实磨损情况并不显著。

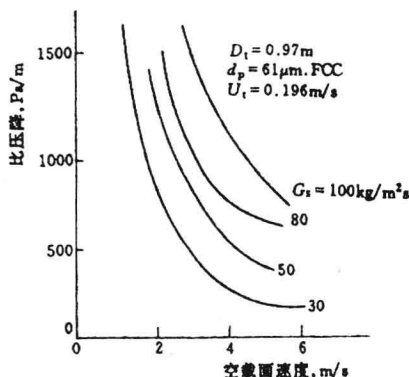


图 4-1-5 循环物料量对压降的影响

过低的倍率是不恰当的。欲实现快速床的流动结构,必须使其循环物料量 G_s 大于其最低值 $G_{s,\min}$ 。该 $G_{s,\min}$ 可按式 4-1-15 计算

$$G_{s,\min} = \rho_s(1 - \epsilon_{ch})(u_{ch} - u_t) \quad (4-1-15)$$

$$\epsilon_{ch} = 0.94 + 3 \times 10^{-5}(\rho_s - 900) \quad (4-1-16)$$

式中: ϵ_{ch} 为产生噎塞时的空隙率; u_{ch} 为噎塞时的空气流速 m/s; u_t 为终端速度。

试验指出,当床料尺寸在 1.7mm 以下,宽筛分时, ϵ_{ch} 与固体颗粒密度关系密切,而与粒子尺寸大小无关。

4. 热量分配

如前所述循环床锅炉与鼓泡床锅炉的不同之处在于其受热面热量分配除要受锅炉参数的影响外,还要受循环倍率及循环灰进入炉内时温度的影响。如忽略从分离器到回灰入口这个区段的散热损失,对于 Pyroflow 炉循环灰带入炉膛的热量 $Q_{in} \approx$ 循环灰带出炉膛热量 Q_{out} , 在此情况下,循环灰量及其热量对于炉膛的热量(释热与吸热)平衡不产生影响。但实际上, Q_{in} 总是小于 Q_{out} , 因此在热力计算时应计算该差别带来的影响。对于另外两种炉型(Circofluid 及 Lurgi 炉) $Q_{out} > Q_{in}$, 在锅炉设计时炉膛温度和分离器工作温度是选定的,所以只要回灰温度低于炉膛出口循环灰温度,为建立炉膛内的热量平衡

$$Q_{fuel} + Q_{air} + Q_{in} = Q_{sh} + Q_{loss} + Q_{out} \quad (4-1-17)$$

和工质有恰当的吸热量,循环倍率就存在一上限。由此可见,倍率与回灰温度改变着锅炉的热量分配。显然,在 $Q_{out} > Q_{in}$ 条件下,低的分离器工作温度与高的循环倍率有时将不匹配。我们可以以一台 CFB 锅炉热力计算结果认识一下热量分配的基本规律。

研究者是以 50MWCFB 为例进行计算。锅炉中炉内布置有辐射式过热器,炉膛出口在对流过热器进口截面,炉膛上方为对流区段,分离器布置在对流区段出口,水冷壁上延伸包覆整个对流区段。从计算结果可得如下规律:

(1)回灰温度上升时,炉膛部分可提取热量增多,蒸发热在炉内吸收的份额也增加。当回灰温度为 850℃ 时,蒸发热可全部由炉膛水冷壁承担。

(2)回灰温度上升时,炉膛上部对流区段可提取热量逐渐减少,到 850℃ 时对流区段不复存在,Circofluid 炉型已转化为 Pyroflow 炉型。

(3)回灰温度到 730℃ 以前,对过热器布置的影响不很明显,过热器只需双级布置。在温度超过 730℃ 后,过热器须布置成三级,其中一级须布置在分离器之后的对流井中。温度等于 850℃ 时,实际上是典型的 Pyroflow 的双级布置。

(4)回灰温度小于 550℃ 时,省煤器应布置在分离器的前后,呈双级布置。炉膛水冷壁吸热不足的部分(蒸发热)将由对流区段炉体包覆墙受热面(水冷壁延伸段)来完成。如它还不能完成该吸热任务,则须靠省煤器带一定沸腾度来完成。

(5)回灰温度大于 550℃ 时,省煤器可单级布置,仅布置在分离器之后,但这时省煤器出口水焓均大于饱和水焓,尤其当回灰温度在 720℃ 左右时,沸腾度可能过大。对于中参数锅炉则不得不籍助于锅炉管束。在低倍率时,蒸发吸热的相当部分要靠炉膛对流区段的包覆受热面来完成。但它的传热系数远小于炉膛内水冷壁的传热系数,因此随着回灰温度的降低,锅炉高度逐渐增加。当回灰温度增加时,炉膛高度是逐渐降低的,如图 4-1-6 所示。

(6)循环灰实质上是载热体,在 Lurgi 炉的外置式热交换器中传热系数高达 $270 \sim 400 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。这时将部分炉内释热转移到外置式热交换器中,可使锅炉受热面的金属耗量减少。计算表明,Lurgi 炉型 50MW 烟煤循环床锅炉受热面金属耗量与 Cirofluid 和 Pyroflow 型相比为 $1:1.11:1.14$,如加上金属构架及其他消耗,其比值约为 $1:1.12:1.19$ 。可是 Lurgi 炉循环灰系统要比后两者复杂,控制方面要求较高。

(7)高回灰温度时,对流井部分要求较多的吸热量,可是这区段的温差相对较小,烟速也有限制,所以采用单烟道常会导致受热面布置不下,需采用多烟道方式,这种情况在国外设计是不乏其例的。

上述规律系热值较高煤的计算结果,但它说明了热量分配的基本规律图 4-1-6。

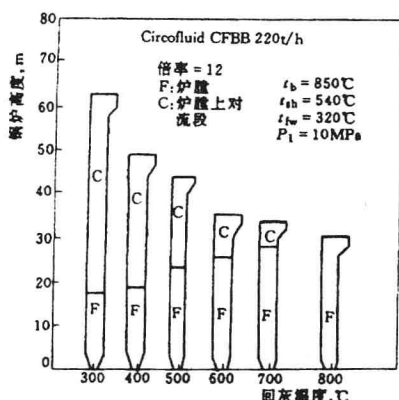


图 4-1-6 Cirofluid 循环流化床锅炉回送温度与热量分配的关系

5. R 的其他影响

(1)物料循环量对燃烧的影响。物料循环量增大时对床内燃烧的影响,主要体现在如下几个方面。首先是物料循环量增加,使理论燃烧温度下降,特别是当循环物料温度较低时尤为如此。其次,由于固体物料再循环而使燃料在炉内的停留时间增加,从而使燃烧效率提高。当然,如果燃烧效率已经很高,再增加循环物料量对燃烧效率的影响就会很小。第三,物料循环使整个燃烧温度趋于均匀,相应地也降低了燃烧室内的温度,这样使脱硫和脱硝可以控制在最佳反应温度,但对于燃烧则降低了反应速度,燃烧处于动力燃烧工况。

(2)物料循环量与变负荷。对于循环流化床锅炉,改变循环倍率即可满足负荷变化的要求。降低循环倍率可使理论燃烧温度上升,从而可以弥补由于在低负荷时相对于正常负荷时过大的水冷壁受热面造成的烟气过度冷却。同时,也可以降低水冷壁的传热系数,从而使炉膛出口温度不变。在正常负荷下,保持循环倍率设计值运行,随着负荷的下降,循环倍率也随之下降,达到 $1/3 \sim 1/4$ 负荷时,循环流化床锅炉按鼓泡流化床方式运行,物料循环量为零,此时可以保证汽温、汽压在允许的范围内。

由此可见,只要适当调节物料循环量,循环流化床锅炉就有很好的负荷适应能力和良好的汽温调节能性。

(3)物料循环量对脱硫、脱硝的影响。在前一章中已讨论过 R 与脱硫脱硝的关系,这里作一回顾。在循环流化床锅炉中,Ca/S 摩尔比一般为 1.5~2.0。循环物料部分是未与 SO_x 反应的 CaO 颗粒,因此物料循环量增加,则送入床内的 CaO 量也随之增加,这样就会使脱硫率增大。如果脱硫率一定,则 Ca/S 摩尔比将明显地降低。图 4-1-7 给出了循环倍率与脱硫率的关系曲线。从图 4-1-7 中可以看出,当循环倍率增加时,开始时脱硫率增加得很快,随后增加速度渐渐减慢,最后脱硫率趋于一定值时,此时再增加循环倍率,脱硫率也不再增加。从图 4-1-7 中还可以看出,Ca/S 摩尔比较低时,循环倍率增加的效果优于 Ca/S 摩尔比较高的工况。

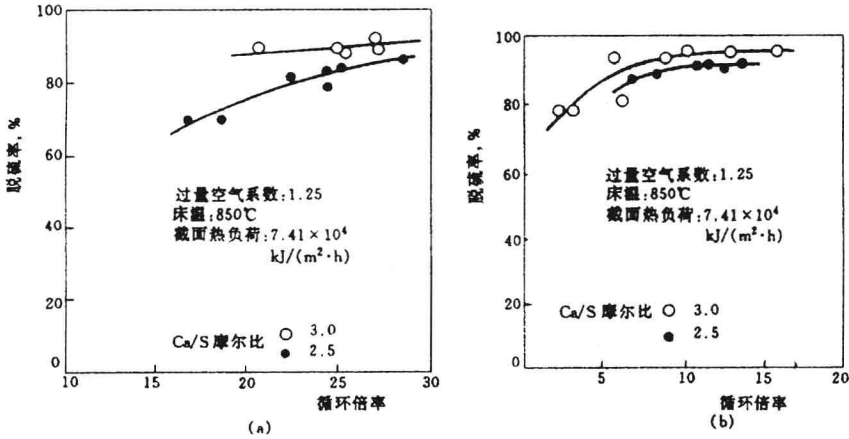
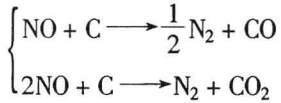


图 4-1-7 脱硫率与物料循环倍率的关系

(a)炉膛直径/床层直径 = 120mm/120mm;

(b)炉膛直径/床层直径 = 170mm/120mm

图 4-1-8 给出了物料循环量与脱硝率的关系,即物料循环量增加, NO_x 的排放也降低,而且含氮量越高,以及固定碳与挥发分的比值越大, NO_x 降低的效果越明显。主要原因是由于有下列反应



固体物料在炉内循环,使炉内的碳浓度增加,从而加强了 NO 与焦炭的反应,并使 NO 排放量下降。

固体颗粒物料循环量的变化还会对循环流化床的流体动力特性,如固体颗粒浓度分布、压力分布,固体颗粒在炉内的停留时间以及壁面热流密度、传热传质特性等产生影响。

6. 有利循环倍率的确定方法

前面已经谈到,在循环流化床锅炉中,固体颗粒物料循环量增加,会使锅炉的燃烧效率、脱硫效率提高。床内固体颗粒浓度增加也会使传热系数增加,同时物料循环量的变化会影响床内的稀、浓相的热量平衡及热量分配,但同时物料循环量的增加又会增加床层总阻力,增加风机能耗。如果在固体颗粒循环回路中还布置有直接冲刷的管束,则物料循环

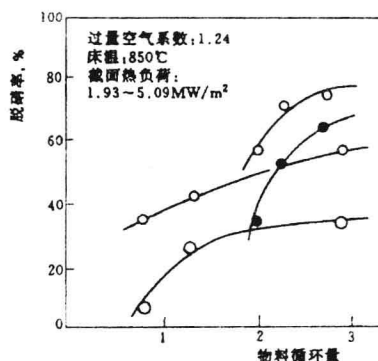


图 4-1-8 脱硝率与物料循环量的关系

量增加还会使磨损的可能性较大。所以说,有利的循环倍率应该是考虑了燃烧、脱硫、脱硝、传热、热平衡、风机能耗、磨损等诸因素的一个综合参数,但到目前为止尚未有这样综合的有利循环倍率的确定方法。

Myhliob 等人提出了一个循环倍率的确定方法,并认为循环倍率是由固定碳的循环倍率和燃料炭的循环倍率两部分所组成。固定碳的循环倍率主要是考虑燃料燃尽所需的循环倍率,这可根据化学反应速度求出。而根据燃烧条件所必须的燃料炭的循环倍率 R_c ,当反应速度常数 K 低于 $2 \sim 3 \text{ m/s}$ 时,将会急剧增大(见图 4-1-9)。

Myhliob 等人认为,固体物料的总的循环倍率可根据循环流化床下部密相区的能量平衡求得,即在炉膛下部密相区中不布置受热面时,该区域的燃烧放热主要靠循环物料的吸热来平衡。此时若床层中燃烧份额增大,为保持密相区的温度水平,则所要求的循环倍率将增加,并且床内温度越低,循环倍率就越大。但实际上总体的循环倍率一般不是根据密相区的热平衡来确定的,而是根据燃烧、脱硫或炉内总体的传热要求确定循环倍率,再根据床温的要求,调整循环物料进口温度或密相区的燃烧份额(这可以根据一次风、二次风比例或运行风速、燃料粒度等调整),以及在密相区内布置受热面等予以确定的。

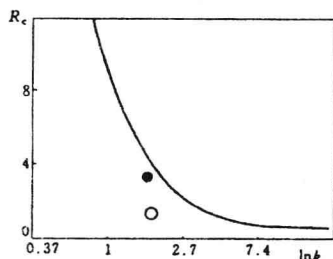


图 4-1-9 燃料炭的循环倍率 R_c 随反应速度常数 K 的变化

对燃用石煤的循环流化床进行的考虑燃尽而所需的循环物料量的计算认为在锅炉中只有小颗粒参与循环,大颗粒并不参与循环。其设计的煤矸石石煤循环流化床锅炉循环倍率(物料循环量与投煤量之比)为 2.36,对应的炉膛出口固体颗粒浓度为 0.5 kg/m^3 ,实

际的小颗粒的循环次数为 12。表 4-1-3 给出了总体循环倍率为 2.36 时,各档颗粒的循环次数及燃尽所需的循环次数。

表 4-1-3 燃尽所需的循环次数与燃尽时间

颗粒直径(mm)	0.1	0.5	1.0	2.0	> 2.0
最大燃尽时间(s)	0.68	8.9	23.1	50.1	床内循环
运行风速下所需最大循环次数	0	3.6	7.2	16	床内循环

根据计算,考虑燃烧的循环倍率,如果采用宽筛分床料则为 5 左右,如果采用窄筛分床料则为 10 左右。如果考虑脱硫的要求,则循环倍率需要更高,一般会在 20 以上。但到目前为止,尚未见到考虑最佳脱硫所需的物料循环量的计算式,考虑传热的循环物料的确定更困难一些,因为与传热系数相关的参数更多,目前也尚未见到考虑传热所确定的循环物料量的计算公式。

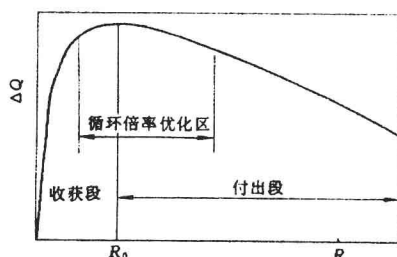


图 4-1-10 循环系统能量平衡

浙江大学提出了一个考虑能量平衡的循环倍率计算方法。循环系统能量平衡变化趋势如图 4-1-10 所示。物料循环量的增加可以减少机械不完全燃烧损失,即回收能量 Q_i ,但同时使送风机、引风机的负荷增加,即传出能量 Q_o 。从图 4-1-10 中可以看出,对于循环倍率增大的初期,回收能量 Q_i 的增长速度要超过传出热量 Q_o 的速度,但当循环倍率 R 增到了某一定值 R_0 时,两者达到平衡,此平衡点即为能量最优循环倍率,令 $\Delta Q = Q_i - Q_o$,即有

$$\Delta Q = Q_i - Q_o = \frac{339.39 C_{ar}(1 - \Phi)}{A_{ar} \alpha_{fa} + R \Phi} - 9.8 H R \quad (4-1-18)$$

式中: C_{ar} 、 A_{ar} 分别为燃料收到基含碳量和含灰量; α_{fa} 为飞灰份额; ΔQ 为净回收能量; R 为循环倍率; H 为循环物料做功高度; Φ 为燃料在炉内一次通过时的燃尽率。

综上所述,循环流化床锅炉的循环倍率如果要考虑脱硫效率较高时,可以取较高值,即为 20~50,对应的炉膛出口浓度为 2~5 kg/Nm³;如果不考虑脱硫,则可以取低值,一般可取 10~20,此时对应的炉膛出口浓度约为 1~2 kg/Nm³;如果燃用劣质燃料,则循环倍率可取得更低,即 5~10,对应的炉膛出口固体颗粒浓度为 0.5~1 kg/Nm³。

循环流化床锅炉中的循环倍率确定后,只要已知燃料性质、飞灰份额,则分离器效率就可由式 4-1-19 计算

$$\eta = \frac{R}{R + A_{ar}\alpha_{fa}/(1 - C_{fa})} \quad (4-1-19)$$

如果在锅炉中添加石灰石脱硫,这一部分的飞灰量可以考虑在式(4-1-19)中的 α_{fa} 中,此时 α_{fa} 可能会大于 1。

前面已经谈到,有利循环倍率是一个能量、传热、脱硫、脱硝、磨损等方面综合的一个有利设计参数及运行指标。目前,要综合上述多种因素确定一个计算式来求出有利循环倍率,难度很大。一个综合的最优循环倍率应兼顾传热、磨损、脱硫、脱硝,进行全面的考虑,最优倍率优化见图 4-1-11。

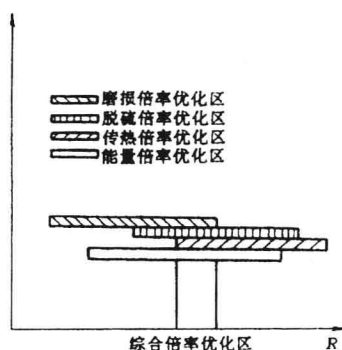


图 4-1-11 综合最优循环倍率组合图

二、流化风速及热负荷的选择

循环流化床锅炉中的运行风速和断面热负荷的正确选择是非常重要的。如果运行风速提高,则锅炉会更加紧凑,断面热负荷也可以增加。此时,为了保证燃料和石灰石颗粒有足够的停留时间和布置足够的受热面,往往采取增加炉膛高度或提高分离器效率来提高循环物料量。这样,不仅磨损会增加,而且可能会增加锅炉的造价。虽然燃烧效率可以有所提高,但由于风机等的电耗增加,锅炉的整体效率不一定增加。但如果运行风速低,则会给总体燃烧及传热带来一系列的问题,从而发挥不了循环流化床锅炉的优点。二者之间应保持平衡,目前运行风速的选择一般都在 $5 \sim 8\text{m/s}$ 左右。具体选择时,必须根据燃用的燃料以及颗粒度等有所变化。表 4-1-1 给出了几台循环流化床锅炉的运行风速,可为设计时作参考。

从表 4-1-4 中可以看出,在循环流化床锅炉发展的初期,选择的风速一般较高,目前由于考虑磨损的危险性和降低风机能耗,流化风速常常较低,一般在 5m/s 左右。

断面热负荷的选择与运行风速的选择是相关的。实际上,只要燃料及过剩氧量确定,运行风速与断面热负荷中只要有一个参数确定后,另一个参数也随之确定。从表 4-1-4 中还可以看出,断面热负荷一般可选择在 $3 \sim 4\text{MW/m}^2$ 左右。

在循环流化床锅炉的设计中炉膛容积热负荷的概念不经常使用,因为炉膛高度一般是由炉墙受热面的需要而决定的,并且还应综合考虑燃料和二次风的混合。

三、床温的选择及控制

表 4-1-4 不同容量锅炉的运行风速和断面热负荷

热功率 (MW)	478	208	288	319	48	163	18.5	97	422	177	56	422	64	147	124	132
燃 料	烟煤	烟煤	烟煤	烟浆	烟浆	烟煤	烟煤	烟煤	烟煤	烟屑	烟煤	无烟煤	烟煤	褐煤	褐煤	烟煤
热负荷 (MW/m ²)	3.5	3.97	3.45	3.38	3.66	2.74	3.57	3.25	3.7	3.22	3.57	3.7	5.5	2.53	3.5	5.07
风 速 (m/s)	5.0	5.6	4.9	4.8	5.2	4.0	5.1	4.6	5.3	4.6	5.1	5.3	7.8	3.6	5.0	7.2 [●]

循环流化床锅炉床温的选择一般应考虑如下几个因素：

- (1)在该温度下灰不会软化,锅炉无结焦的危险。
- (2)保证燃烧效率较高,如采用脱硫剂脱硫时还应保证脱硫效率较高。
- (3)NO_x 及 N₂O 排放较低。
- (4)尽量避免煤中金属升华。

图 4-1-12 给出了 NO_x 排放、燃烧效率 η_c 和脱硫效率 η_d 与床层温度的关系。从图 4-1-12 中可以看出,当床层温度升高时,NO_x 排放量上升;当床温高于 850℃时,床温升高,脱硫效率很快地下降;床温上升,燃烧效率有所提高。根据其他的研究结果,床温上升,N₂O 会有所下降。

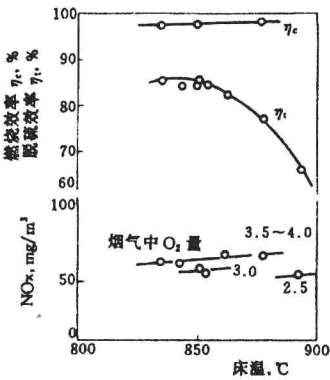


图 4-1-12 NO_x 排放量、燃烧及脱硫效率与床温的关系

鉴于 N₂O 的严重危害性,我们认为,一般温度在 900℃左右为宜。当燃用的燃料硫分较高时,为了考虑最佳的脱硫结果,同时兼顾高效燃烧的要求,此时床温应控制在 850~900℃左右,一般不宜超过 900℃。但如果燃用的燃料硫分较低,则可以主要从燃烧效率的角度进行考虑,此时床层温度可以适当高一些,一般可取为 900~950℃,保证床层不结焦。

虽然此时 NO_x 排放会稍高一些,但只要采用分段燃烧则相差也不大,而且还可以适当降低 N_2O 。

对于循环流化床锅炉中床温的控制,目前一般采用在床内布置受热面和布置外置式流化床换热器两大类型。这两种方案的床温控制模式是不一样的。第一种方案主要靠调节返料量来调节床内固体颗粒浓度,以改变水冷壁的换热系数,从而改变床内的吸热量来改变床温。第二种方案则调节进入流化床换热器和直接返回燃烧室的固体的物料的比例即可。灰的特性对床运行时的最高温度等有定性的作用,床层只能在灰变形温度以下运行。燃料特性对循环流化床的影响主要有两方面。首先,燃料性质决定了燃烧室最佳运行的工况,若燃用高硫燃料,如石油焦、硫煤时,燃烧室运行温度可取 850°C ,以利于最佳脱硫和脱硫剂的应用。若燃用低硫、低反应活性的燃料,如无烟煤、石煤等,燃烧室应运行在较高的床温或较高的过剩空气量下,以利于最佳的燃烧。第二,煤的元素成分、挥发分的高低与燃烧室的运行工况相结合,决定了循环燃烧系统(燃烧室和外置式流化床换热器等组成的主循环回路)、尾部受热面的热量分配。煤的发热量高、挥发分低、灰分少,则单位质量燃料在主循环回路中的有效放热量就大。相反,在主循环回路中的放热量就小。

表 4-1-5 给出了不同种类燃料所对应的最佳燃烧室运行温度、单位发热量对应的燃烧产物量以及燃烧室出口烟气带走热量。燃料中的水分、氢含量均会对主循环回路的放热份额产生影响。从煤的燃烧反应可知,每千克碳燃烧需 8.89Nm^3 理论空气量,生成 8.89Nm^3 的理论烟气量;每千克氢燃烧需要 26.5Nm^3 的理论空气量,生成 32.1Nm^3 的理论烟气量。当尾部对流受热面进口烟气温度和排烟温度一定时,折算氢、水分低的煤种,循环燃烧系统内的放热量就增大。

从表 4-1-5 可以看出,对于劣质燃料如废木片,则应有约 60% 的热量需带至尾部对流受热面,而对于优质燃料如烟煤等,则只有 40% 的热量带至尾部对流受热面。对于不同燃料,主循环回路与尾部对流受热面的吸热量的分配示于图 4-1-13。从图 4-1-13 中可以看出,当燃料质量变差时,尾部对流受热面的吸热量增加,主循环回路的吸热量下降。

表 4-1-5 不同燃料种类对应的最佳流化床温度及热量分配

燃烧种类	最佳燃烧室温度 ($^\circ\text{C}$)	燃烧产物量与输入热量之比 (kg/MJ)	燃烧室出口带出热量与输入热量之比 (MJ/MJ)
废木片	850	0.571	0.571
无烟煤	900	0.436	0.436
褐 煤	850	0.443	0.431
6 号油	850	0.432	0.417
石油焦	850	0.310	0.403
烟 煤	850	0.426	0.400
天然气	—	0.397	0.391

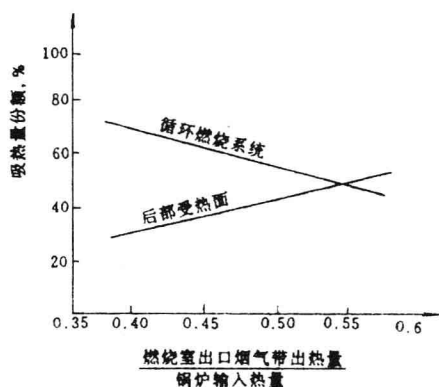


图 4-1-13 一次回路与尾部对流
受热面的吸热量分配

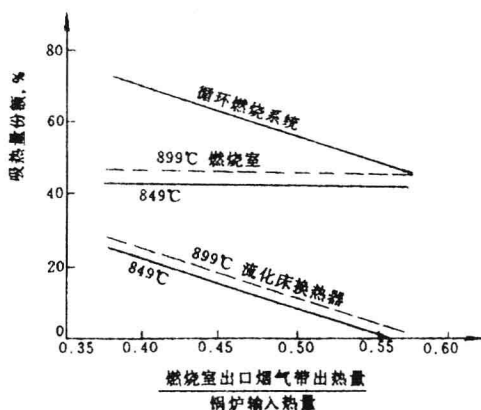


图 4-1-14 不同燃料燃烧室与外置式
流化床换热器之间的热量分配

外置式流化床换热器的设置可以调节主循环回路的吸热量而不影响燃烧室的燃烧工况,图 4-1-14 表示出了这种适应性。当然,如果无外置式流化床换热器,也可以采用调节燃烧室的运行工况来调节主循环回路的吸热量。当燃料水分提高时,需要降低主循环回路的吸热量,此时可以采用下述方法中的一个或几个来实现,改变床层浓度(可经过调节一二次风比例或床内载料量来达到),降低床层温度或增加过剩空气量等,当然这些方法会影响燃烧室的燃烧工况。

四、颗粒粒径的确定

在循环流化床锅炉中,固体颗粒在炉内起着重要的作用,其主要的可表述如下:

- (1)燃料颗粒作为燃烧反应的反应物;
- (2)脱硫剂颗粒作为脱硫反应的反应物与 SO_2 反应;
- (3)颗粒可以促进床的轴向和横向热交换,使床内温度分布均匀;
- (4)颗粒的存在可以强化传热,颗粒浓度的高低可以控制传向炉膛壁面的热流大小;
- (5)如果锅炉设置外置式流化床换热器,则可以将热量输送给该换热器,并向尾部烟