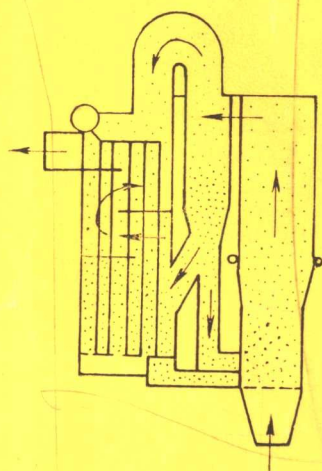


循环流化床燃烧技术培训班教材

流化床燃烧锅炉

华中理工大学 林志杰 刘德昌主编

下 册



江苏工业学院图书馆
藏书章



能源部农村能源及电气化司

下册

(内部教材 版权所有)

出版单位: 能源部农村能源及电气化司

审核: 陈志新 尹 炼 邱文访

编辑: 陈克令 尹 炼 王寿南

责任编辑: 杨叔孔 张勋干

发行单位: 湖南地方火电行业管理协会

地址: 长沙市韶山路省电力工业局

邮政编码: 410007

印刷: 长沙炮兵学院印刷厂

前 言

人类只有一个地球。高效、低污染地燃烧对节约能源、保护环境有重要作用，已引起了世界上政治家、科学家的极大关注。流化床烧燃锅炉具有燃烧效率高、煤种适应性好、烟气中有害气体排放浓度低、灰渣可综合利用、负荷调节范围大等优点，近十余年来在国内外得到了迅速的发展，已商品化。目前正在向大型化发展。

我国一次能源结构中，煤炭占75%以上。优中质煤、劣质煤均丰富。根据国务院关于“支持低热值燃料综合开发利用”的有关政策，1990年11月14日至26日由能源部农村能源及电气化司组织，会同中国统配煤矿总公司综合利用局等单位，在湖南益阳市举办了流化床燃烧技术研讨会。根据研讨会讨论修订的“流化床锅炉短训班教学计划、教学大纲草案”，由华中理工大学煤燃烧国家重点实验室编写此书。

总结国内外二十余年来发展流化床燃烧锅炉的经验，常规流化床锅炉带飞灰循环再燃烧对利用石煤、煤矸石、煤泥等劣质煤是比较适宜的。发展不同飞灰循环倍率燃烧的循环流化床锅炉，对燃用中、优质煤的电站锅炉(75吨/时以上)是适宜的。因此“八五”、“九五”期间流化床燃烧锅炉的发展战略部署应是：①因地制宜地发展常规流化床带飞灰再燃的锅炉和各种形式的循环流化床锅炉。②逐步改造中小型层燃锅炉和煤粉锅炉为流化床锅炉。③研制大型循环流化床锅炉。

根据上述教学大纲和规定的要求，全书共分九章，还附有三个附录。第一章绪论，第七章循环流化床燃烧锅炉由刘德昌同志编写。第三章流化床燃烧、第八章流化床锅炉运行、第五章流化床燃烧与环境保护由林志杰同志编写。第九章流化床锅炉设计与热力计算由刘焕彩同志编写。第二章流化床动力特性由陈汉平同志编写。第四章流化床传热由刘皓同志编写。第六章流化床锅炉实验由伍蔚恒同志编写。附录一、二、三由刘焕彩同志组编。全书由尹炼同志审定陈克令同志校核和组织出版。

由于编者水平有限，缺点和错误在所难免，衷心希望同行专家和读者批评指正。

编者

1992.5.1

内 容 提 要

本书为“循环流化床燃烧技术培训班”教材，汇集了自“六·五”、“七·五”以来国内外在流化床燃烧技术方面的研究与应用成果，

全书共有九章，分别介绍了流化床燃烧锅炉国内外的的发展概况、流化床气动力特性、流化床燃烧、流化床传热、流化床锅炉设计与热力计算、流化床锅炉运行、循环流化床燃烧锅炉、流化床燃烧与环境保护。另外，介绍了流化床锅炉最基本的气动力特性试验、燃料筛分特性及流化床锅炉点火操作试验、燃料筛分特性及流化床锅炉点火操作试验。附录一、二、三、给出了35吨/时流化床锅炉热力计算例题和有关设计资料附表及线算图。

此本书可作为热能动力工程、热能工程、工程热物理和采暖通风专业学生的教学参考书。另外还可供在流态化工程领域工作的工程技术人员、运行、管理人员参考。

下册 循环床锅炉原理与设计

目 录

第七章 循环流化床燃烧锅炉

§ 7—1	循环床锅炉的发展概况	(1)
§ 7—2	循环流化床燃烧锅炉的优缺点	(3)
§ 7—3	循环流化床锅炉燃烧系统的组成及结构	(5)
§ 7—4	循环流化床气动力特性	(9)
§ 7—5	循环流化床的传热	(14)
§ 7—6	循环流化床燃烧特性	(20)
§ 7—7	循环床燃烧的污染控制特性	(24)
§ 7—8	循环床燃烧锅炉的负荷调节特性及其对燃料的适应性	(40)
§ 7—9	典型循环流化床锅炉	(42)
§ 7—10	循环流化床锅炉的布置和设计	(59)
§ 7—11	小型循环床燃烧锅炉的最新发展	(83)

第八章 流化床锅炉运行

§ 8—1	流化床锅炉冷态试验	(90)
§ 8—2	流化床锅炉点火	(97)
§ 8—3	流化床锅炉运行操作	(109)
§ 8—4	流化床受热面的磨损及防磨措施	(113)

第九章 流化床锅炉设计与热力计算

§ 9—1	概述	(117)
§ 9—2	基本参数的选择	(119)
§ 9—3	过量空气系数和漏风系数	(121)
§ 9—4	燃料燃烧计算	(122)
§ 9—5	锅炉热平衡计算	(126)
§ 9—6	炉膛结构及布风装置	(131)
§ 9—7	受热面布置和水循环回路	(140)
§ 9—8	炉膛内传热计算	(148)
§ 9—9	对流受热面传热计算	(161)

附录一、	流化床锅炉热力计算例题	(176)
------	-------------	-------

附录二、	设计资料附表	(209)
------	--------	-------

附录三、	线算图	(250)
------	-----	-------

第七章 循环流化床燃烧锅炉

§ 7—1 循环床锅炉的发展概况

高效、低污染燃烧,煤种适应性好,灰渣和烟气脱硫、脱硝的综合利用,求得燃烧技术的最高经济性是世界各主要工业发达国家十分关注的问题。循环流化床燃烧技术能较好地解决上述问题,近十余年来得到了迅速的发展。

德国鲁奇公司是世界上第一个获得循环床燃烧技术在锅炉上应用的专利。自从1985年Duisburg270吨/时循环床锅炉开始启动和试运行取得成功之后,接着在西柏林Bewag电力公司的Moabit电厂扩建了一台十万千瓦鲁奇型循环流化床燃烧锅炉。该炉在Duisburg270吨/时锅炉的基础上作了许多改进。高温旋风分离器由每侧两个串联改为每侧一个,且旋风子改为水冷式的。该锅炉已于1989年投入运行。目前法国、日本都与鲁奇公司合作正在将鲁奇型循环流化床锅炉推向大型化。鲁奇与法国正在合作发展25万千瓦电功率的循环床锅炉。下一步是发展60万千瓦电功率的循环床锅炉。日本引进了鲁奇型循环床燃烧锅炉,已有了它的第一台63吨/时容量的锅炉。中国也正在与鲁奇公司洽谈,引进10万千瓦电功率的燃烧高硫煤的循环床燃烧锅炉。

芬兰奥斯龙公司已制造了世界上台数最多的Pyroflow和Pyropower型循环流化床燃烧锅炉,装在世界许多国家。1987年在美国Colorado州Nucla电厂投运的420吨/时循环床锅炉是该公司生产中最大容量的锅炉。日本也引进了芬兰奥斯龙公司的循环床燃烧锅炉,发展了250吨/时的循环床锅炉,已投入了运行。另外芬兰还以不同方式与奥地利、南朝鲜、美国加拿大、法国等国合伙发展循环流化床燃烧锅炉。

鲁奇型和奥斯龙型循环流化床锅炉都在朝大型化和商业化方向发展,都在争夺世界上锅炉市场。在大型化方面,目前鲁奇型占了上风,夺得了较多的订货。到1991年11月奥斯龙公司制造了67台电功率小于6万千瓦的循环床锅炉,电功率在6万到10万千瓦的循环床锅炉生产了8台;电功率大于10万千瓦的循环床锅炉只生产了4台。鲁奇型循环床锅炉到1991年11月电功率小于6万千瓦的生产了17台,6万到10万千瓦的生产了12台,而大于10万千瓦的机组生产了10台。

美国Battelle多粒子循环流化床锅炉(MSFB)也得到了较好的发展。最大容量已达到了300吨/时。日本和英国都引进了美国的MSFB燃烧锅炉。

芬兰、西德和美国循环流化床燃烧技术的比较见表7—1。

中国在60年代开始发展流化床燃烧锅炉,到现在已有3000多台常规流化床锅炉在运行,其最大容量为130吨/时。自1983年以来,我国开始研制循环流化床燃烧锅炉,至今由四川锅炉厂、济南锅炉厂制造的35吨/时、75吨/时循环床锅炉都已投入了运行。通过对这些锅炉的调试和运行,为我国研制220吨/时,电功率为5万千瓦的循环床锅炉打下了基础。第8个五年计划期间的任务是研制两台220吨/时的高压循环床锅炉。

中国能源结构中以煤为主。从煤的资源来看优质煤、劣质煤均有。含硫在2%以上的高

表 7—1 芬兰、西德和美国循环床燃烧技术的比较

国 别	芬 兰	西 德	美 国
开始研究时间	1976年	1970年	1973年
现在研究内容	10万千瓦以上电功率的循环床锅炉	25万千瓦以上电功率的循环床锅炉	10万千瓦以上电功率的循环床锅炉
炉 型	燃烧室内有膜式水冷壁，分级燃烧，无外部低速流化床热交换器。	燃烧室上部有水冷壁，分级燃烧，有外部低速流化床热交换器。	燃烧室上部有或没有水冷壁，分级燃烧，有外部低速流化床热交换器。
煤和石灰石尺寸	物料平均粒径： 煤：100~300微米 石灰石：同上	物料平均粒径： 200~300微米 最大煤粒尺寸<6毫米 石灰石最大粒径<1毫米	煤：0~50毫米 石灰石：0~3毫米
流化速度	>3米/秒	4.6~9米/秒	4.6~9米/秒 低速流化床： 0.3~0.45米/秒
石灰分离和飞灰回送装置	高温旋风分离器。流化密封飞灰回送装置。	高温旋风分离器。一部分细粒子经虹吸管直接送回床内；另一部份通过水冷阀门控制，流入外部低速流化床热交换器，冷却后回床内再燃或排除一部份。	高温旋风分离器，“L”阀将一部收集飞灰直接送回床内，另一部份送入外部流化床热交换器，冷却后送回床内再燃或排除一部份。
给料方式	蛟龙给煤、给石灰石	风力送煤和送石灰石	煤从床面上用蛟龙送入，石灰石和飞灰用风力从床底部送入。

硫煤占20%以上。为了有效地利用我国煤炭资源，为了减轻燃煤对大气带来的污染，在我国发展中等容量和大容量的循环床锅炉是有前景的。目前在世界上仅鲁奇型和奥斯龙型循环床锅炉已运行的超过了118台（到1991年11月止）。生产这种锅炉的厂家国外有20多家工厂，国内有7—8家工厂。循环床锅炉的订货增长速率是各类锅炉中最高的。

我国发展循环床锅炉应结合我国国情，发展具有中国特色的循环床锅炉。这些特色是：

- 一个夹带床叠加在一个鼓泡床或湍流床上的循环流化床燃烧装置；
- 根据中国煤质情况，设计中、低循环倍率的循环床锅炉；
- 巧妙的利用重力、惯性力、离心率的综合效应将炉内飞灰分离与床外飞灰分离相结合，提高分离效率、降低分离装置阻力、减轻飞灰对受热面、炉墙和烟道的磨损；
- 采用下排气中温除尘器，维持锅炉传统的“□”型布置，使过热器等对流受热面起外部流化床热交换器的作用；

e. 采用高温惯性式除尘器，并布置在燃烧室出口，除尘灰进入与主床构成一个整体的冷灰床内，灰床内布置埋管，取消鲁奇型循环床锅炉的外部流化床热交换器，同样维持传统的锅炉“□”型布置。

§ 7 — 2 循环流化床燃烧锅炉的优缺点

循环流化床燃烧方式是介乎鼓泡床流化床燃烧与煤粉燃烧方式之间的一种燃烧方式，它兼有这两种燃烧方式的优缺点，克服了某些缺点。人们普遍认为：它将是电站锅炉、工业锅炉和窑炉的一种很有前途和竞争能力的燃烧方式。与常规流化床锅炉和煤粉锅炉相比，循环流化床燃烧锅炉有如下优缺点。

一、循环流化床燃烧锅炉的优点：

a. 飞灰的再循环燃烧方式，可以实现改变飞灰的循环量来改变床内吸热量的份额，从而循环床燃烧锅炉对燃料的适应性特别好。煤粉锅炉对燃煤的适应性是较差的。低于12.56千焦/公斤的次烟煤采用煤粉燃烧方式就困难了。挥发分低于10%的无烟煤，50%的负荷，不投油助燃，煤粉燃烧就无能为力了。常规流化床燃烧锅炉对煤种适应性也比较好，但它的适应范围没有循环床燃烧锅炉大。循环床燃烧可烧优质煤，也可以烧各种劣质燃料——高灰煤、高硫煤、高水分煤、各种煤矸石、石煤、油页岩、石油焦、洗煤泥、尾气、炉渣、树皮、木头、谷壳和垃圾等。我国原煤入洗率还不高，电厂和工业锅炉、窑炉烧的都是统煤，且燃料来源、种类和质量多变，在这种情况下，采用循环流化床锅炉是特别适宜的。我们指的煤种适应性好，是指这种燃烧方式能烧上述的各种燃料。但根据某设计煤种制造好了的一台循环床燃烧锅炉，它不能烧上述的所有燃料，而保持设计蒸发量、锅炉效率和稳定的燃烧。

b. 飞灰的再循环燃烧，克服了常规流化床燃烧锅炉燃烧效率不高的缺点。一般来说：循环床锅炉烧劣质煤、优质煤燃烧效率可达95%~99%，能与煤粉锅炉相媲美。

c. 飞灰的再循环燃烧，特别是高的飞灰循环倍率能大大强化燃烧，克服了常规流化床锅炉床内燃料燃烧释热份额大，悬浮段释热份额小的缺点，大大提高了锅炉的炉膛截面热负荷和炉膛容积热负荷。常规流化床锅炉的炉膛截面热强度为1~3兆瓦/米²，而循环流化床锅炉的炉膛截面热强度为3~8兆瓦/米²。常规流化床锅炉的炉膛容积热强度为0.1~0.2兆瓦/米³，循环流化床锅炉炉膛容积热强度为0.16~0.32兆瓦/米³。

d. 由于飞灰的循环燃烧过程，床料中未发生脱硫反应而被吹出燃烧室的石灰石、石灰能送回至床内再利用；另外，已发生脱硫反应部份，生成了硫酸钙的大粒子，在循环燃烧过程中发生碰撞破裂，使新的氧化钙粒子表面又暴露于硫化反应的气氛中。这样循环床燃烧与常规流化床燃烧相比脱硫性能大大改善。当钙流比为1.5~2.0，脱硫率可达85~90%。而常规流化床燃烧锅炉，脱硫效率要达到85~90%，钙硫比要达到3~4，钙的消耗量大一倍。与煤粉燃烧锅炉相比，不需要采用尾部烟气脱硫脱硝装置，投资和运行费用都大为降低。

e. 与常规流化床燃烧锅炉相比，除燃烧温度可控制在低温区(830~850℃)外，循环流化床燃烧还采用分级燃烧，这样NO_x的生成量显著减少。常规流化床燃烧锅炉烟气中NO_x的排放浓度为300~400ppm。煤粉燃烧锅炉烟气中NO_x的排放浓度为500~600PPm。循环流化床锅炉NO_x的排放浓度只有100~200ppm。

f. 负荷的变化范围大，调节特性好。当负荷变时只需调节给煤量、流化速度和飞灰循环量，不要象常规流化床燃烧锅炉那样，低负荷时采取分床压火技术，也不象煤粉锅炉那

样,低负荷时要用油助燃,维持稳定燃烧。一般情况下,循环流化床锅炉的负荷的变化范围为100%到25%。负荷的连续变化率可达每分钟5~10%,几分钟内,负荷可降到25~30%。这一优点使循环床燃烧锅炉作为电网的调峰机组和对热负荷变化大或非三班连续生产的工业锅炉是特别适宜的。

g. 循环流化床燃烧锅炉使用的流化速度比常规流化床燃烧锅炉高,床内粒子浓度较小,横向混合较好,这使得发展大容量循环床燃煤锅炉不象常规流化床燃煤锅炉那样由于给煤点数量多带来给煤系统布置上的困难。我们国家的10吨/时常规流化床锅炉一般采用二个给煤点,35吨/时常规流化床锅炉采用四个给煤点,130吨/时常规流化床锅炉采用六个给煤点,220吨/时常规流化床锅炉,如果仍采用螺旋蛟龙给煤,布置上就困难了。而蒸发量为90吨/时的循环流化床燃烧锅炉一般1到2个给煤点就行了,从而使给煤系统大为简化。这给循环流化床燃煤锅炉大型化创造了有利条件。

h. 无埋管磨损。循环流化床燃煤锅炉使用的流化速度较高,燃烧煤粒的平均粒径比常规流化床燃烧锅炉小,这样改变了燃烧室内上部与下部的燃烧份额,即改变了常规流化床燃烧室内下部浓相床内燃料燃烧释热份额高,而燃烧室上部稀相床内燃料燃烧释热份额小的现象,从而循环流化床燃烧锅炉设计中可取消常规流化床中布置的埋管,而采用煤粉锅炉那样的膜式水冷壁结构。取消埋管,也是流化床燃烧锅炉大型化必不可少的条件。

i. 床内没有埋管受热面,结渣处理时间短,较长压火之后仍可自启动,不需消耗点火油。较长时间压火之后能很快自启动,这对非三班连续生产和休息星期天的工厂是十分有利的。

j. 便于灰渣综合利用。循环流化床燃烧锅炉燃烧效率高,灰渣含炭量一般为1%,飞含灰量一般为3%。低温燃烧形成的灰渣活性好,且燃料中钾、磷成份仍保留在灰渣中。这有利于灰渣做普通水泥的掺合料和建筑材料。由于磷、钾保存在灰渣中,故灰渣还有改良土壤和作肥料的添加剂。有的石煤中还含有稀有金属如钒、硒等,石煤燃烧之后,可从灰渣中提取稀有金属。

二、循环流化床燃烧锅炉的缺点:

任何事物总是一分为二,有优点也有缺点。经过近几年来循环流化床燃烧锅炉的调试和运行的经历,逐步发现了某些缺点。这些缺点是:

a. 风机电耗高,噪音大。循环流化床燃烧锅炉一般有三种风机,一是一次风机,二是二次风机,三是送灰风机。它们的压头都比其它形式锅炉所用的风机压头要高,因此,电耗高,风机噪音大。

b. 受热面和耐火材料的砌筑部件磨损严重。循环流化床燃烧锅炉流化速度比常规流化床燃烧锅炉的流化速度高。烟气中、燃烧室中粒子浓度、粒子尺寸都比煤粉燃烧锅炉的大。这两个因素使得燃烧室和烟道等变截面处的受热面和炉墙、烟道的耐火材料的砌筑件磨损严重。

c. 高温非水冷除尘器和飞灰回送装置的内衬都是耐温耐磨的混凝土或陶瓷材料,其厚度大,非常笨重,冷惯性和热惯性很大。这对它们的支承和启动过程带来严格的要会。带非水冷高温除尘器的循环流化床燃烧锅炉从冷态启动到带满负荷的时间一般为3~8小时,比常规流化床燃烧锅炉高,比一般煤粉锅炉也要高。

d. 循环流化床燃烧锅炉对煤的颗粒尺寸的分布有一定的要求。常规流化床燃烧锅炉对燃烧尺寸的范围有一定要求，一般规定为0~10毫米。而循环流化床燃烧锅炉除对燃煤的筛分范围有一定要求，如一般定为0~6或0~8毫米外，还对其筛分组成有一定要求，以保证其床料的平均粒径比常规流化床燃烧锅炉的平均粒径小。如德国鲁奇型循环流化床锅炉对设计煤种的颗粒尺寸筛分提出了如下要求：小于0.1毫米尺寸的煤小于10%；尺寸小于1毫米的煤大于60%；尺寸1~4毫米的煤不大于35%；大于4毫米，而最大颗粒不超过10毫米的煤不大于5%。如果煤的筛分特性不能达到上述要求，要保证设计重力和设计效率是困难的。

e. N_2O 的生成量高。与煤粉燃烧方式相比，流化床燃烧过程中生成的 N_2O 高40~50倍。而循环流化床燃烧由于有飞灰的循环燃烧， N_2O 的排放浓度又比常规流化床燃烧方式高，一般达200ppm以上。 N_2O 是一种温室效应气体。它又对地球大气圈中的臭氧层有耗尽作用，使紫外线直接射到地球上的数量增加，引起皮肤癌。 N_2O 的温室效应和对臭氧层的破坏已引起了流化床燃烧专家们的严重关注。

f. 循环流化床燃烧锅炉的煤制备系统比煤粉燃烧锅简单，但比常规流化床燃烧锅炉复杂。

§ 7—3 循环流化床锅炉燃烧系统的组成及结构

循环流化床燃烧系统由燃烧室、飞灰分离收集器及回送装置组成，有的还设有外部低速流化床热交换器。

一、燃烧室

燃烧室分两个区，以二次风入口为界。二次风喷口下部为还原气氛燃烧区，上部为氧化气氛燃烧区。还原区布置有燃料、石灰石、循环灰进口和启动油轮安装孔。有的锅炉还原区为正压燃烧，有的整个燃烧室为正压燃烧，也有的整个燃烧室为负压燃烧。燃烧室大多为方形截面。燃烧室四边炉壁上敷设有膜式水冷壁。膜式壁管中心距为63.5~76.2毫米，管子外径为51~63.5毫米。对正压燃烧的燃烧室要采取加强措施。为了防止还原区水冷管的腐蚀和磨损并根据热平衡和传热的需要，一般在水冷壁管上面敷盖一层绝热材料。为了防止磨损，浓相床内所有孔口水冷壁的让管都朝炉墙里让。

二、飞灰分离收集装置

飞灰分离收集器是循环流化床燃烧锅炉的关键部件之一。它的形式和种类对锅炉的整体布置产生决定性的影响。

目前较多采用的飞灰分离收集器有高温旋风分离器、水冷旋风分离器、惯性式、重力式和惯性重力式或重力离心式。高温立式旋风分离器是一个里面敷有两层耐火、绝热材料的钢制件。与火接触的外层用耐高温、耐磨材料做成；内层用轻质保温材料填充。耐磨防磨材料可用碳化硅、陶瓷或耐热钢等。鲁奇型循环流化床锅炉初期采用高温旋风分离器，分离器入口飞灰浓度达15~40公干/米³，入口烟气温度为700~850℃。高温磨损、设备的笨重是它的缺点。为了防止高温下的磨损，对绝热材料的耐磨性能提出了严格的要求。如此笨重的、厚的绝热层要求很长的启动和停炉时间，否则易造成热变形损坏。杜易斯堡鲁奇型循环床锅炉调

试过程中曾发生过两次燃烧，造成了高温分离器内结渣，破坏了正常运行。为了克服高温旋风分离器上述的缺点，安装在西柏林Moabit电厂的10万千瓦电功率的鲁奇型循环流化床燃烧锅炉采用了水冷旋风分离器。惯性式、重力式除尘器布置在燃烧室出口也有耐温、耐磨的问题。另外，惯性式、重力式除尘器分离效率不高，故只适宜于低循环倍率的锅炉采用。惯性分离器与旋风分离器串联使用，在前置惯性或重力分离器中把粗颗粒收集下来后，烟气再进入离心分离器，这时入口速度可提高，分离效率增加，而又不导致磨损加重。有的循环流化床锅炉，如华中理工大学设计的35吨/时锅炉，西德Circofluid循环床燃烧锅炉采用了中温旋风分离器。华中理工大学设计的中温旋风除尘器还具有下排气的特点。运行温度控制在 $400\sim 500^{\circ}\text{C}$ ，因此无须耐火内衬，尺寸紧凑，阻力小，收集效率也不低。因无耐火内衬热惯性小，对锅炉的启停及变负荷均有利，且造价较低，运行也可靠。高温旋风分离器与中温除尘器相比它的优点是除尘和有利残炭、一氧化碳燃尽的双重作用。而中温除尘器它只有除尘的作用。

三、飞灰回送装置

固体物料在循环流化床燃烧中可控的正常循环是循环流化床正常运转及控制的前提。物料的回送技术亦是循环流化床的关键技术之一。

机械式物料输送装置不耐高温和磨损，且造价高，不宜在循环床燃烧中作为物料的回送装置。从70年代以来发展了多种非机械固体物料的回送装置（见图7—1）。非机械性回料

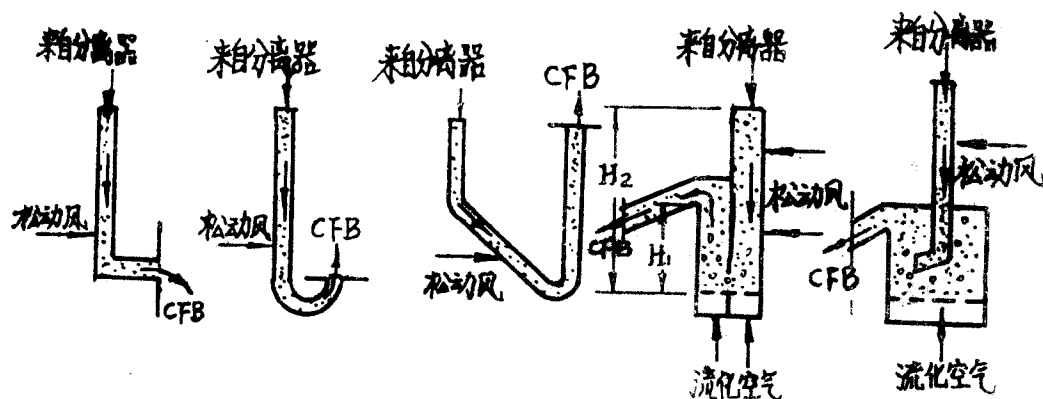


图7—1 非机械式回料装置

装置靠开闭松动风或流化空气来回送物料，能在高温条件下回送大量高温固体物料。图7—1中(a)、(b)、(c)分别称为L型阀、J型阀、换向阀，其工作原理相似。来自分离器的粒子物料靠重力以非流化状态沿垂直料腿管下流，如送入松动风，使颗粒间流动气体对颗粒的曳力超过颗粒间的内摩擦力，则料腿中的固体颗粒就以移动床的形式，从分离器下部的低压区送入循环床底部的高压区。图7—1中(d)和(e)为自动调整形回送装置。在这类回送装置料腿中的固体颗粒呈流化状态流过狭缝进入上升段，然后溢流入循环床内。

虹吸式回料装置不同于L阀，它没有调控物料流率的功能。只能自动的适应需送的物料数量。如因流化速度减小，使进入料腿的物料量下降，而该装置仍以原来的速率回送物料，必会使料腿中的物料料柱高度 H_2 下降，使回送的物料流率减少到与循环流率一致。在相反

的情况下，料柱高度 H_2 能自动上升去适应较大的循环流率。

四、外部低速流化床热交换器

西德鲁奇型和美国拜特尔MSFB循环流化床锅炉都有一个外部流化床热交换器，它承担了40%多的热负荷。这个热交换器实质上它是一个细颗粒的鼓泡床冷却器。800℃左右的循环灰经它冷却到500℃左右之后经送灰器送入循环床内再燃。设计流化速度为0.3~0.45/米秒。它一般由几个分床组成。省煤器、蒸发器、过热器分别布置在不同的分床内。外部流化床内的放热系数很高，达397.5~567.8瓦/米²℃，为常规流化床燃烧系统的两倍。

五、灰渣冷却器

流化床燃烧锅炉，特别是燃烧劣质煤的锅炉，灰渣量大，灰渣冷却器是锅炉的一个重要辅助设备。

灰渣冷却器的作用：

a. 回收灰渣物理热。燃用石煤和煤矸石的流化床锅炉，灰渣量大，渣温达850℃，如果不回收这部分热量，灰渣物理热损失达6~8%。灰渣物理热损失减少，意味着锅炉热效率提高。

b. 大量的高温灰渣直接排放，运行条件差，操作不安全，且对环境带来灰污染和热污染。

c. 现有的许多流化床燃烧锅炉，没有采用灰渣干冷却，而是用工业水将高温渣冲至灰渣池，物理热没有得到回收，水淬冷后的灰渣活性变差，不宜做水泥渗合料和综合利用。

灰渣冷却器的种类：

a. 灰渣冷却床。灰渣冷却床实际上是一个灰渣冷却流化床热交换器。床内布置有埋管受热面。靠埋管与渣之间热交换，空气与渣之间的热交换将渣冷却。一般渣温可从900℃降至300℃。冷却风量占主床风量的20%。

b. 混合床灰渣冷却器。冷渣器由下部固定床和上部流化床组成，用来加热二次风。冷渣器位于放渣口下方，灰渣从顶部落入，从底部放渣口排出。空气从底部进入冷渣器，从顶部排出。如果只是一段流化床，除了阻力太大以外，要将渣温降到180℃有困难。采用固定床上叠加一个流化床，床呈正锥形。在冷却风量占总风量20%的情况下，风温从20℃加热到250℃，灰渣温度可降到150℃左右。

c. 移动床灰渣冷却器。移动床置于排渣管下方。床内布置蛇形管受热面，作为省煤器受热面的下部分。灰渣从上而下流动，水从下而上流动。床层与蛇形管之间总的传热系数为11~22瓦/米²℃。能将灰渣温度从750℃降到350℃左右。

d. 塔式灰渣冷却器。它实质上是一个流化床灰渣冷却器。灰渣冷却程度与风量、进风温度、料层厚度有关。一般来说：热回收率能达到40%~60%，灰渣温度能降到300~450℃。冷却风渣比为0.6~0.8标米³/千克。

e. “Z”形灰渣冷却器。它是一个带“Z”形落灰渣槽的流化床冷渣器，如图7—3所示。从图看出：灰渣自上而下沿“Z”形通道下落，来自流化床的空气沿“Z”形通道逆流而上，气固之间产生接触热交换。这样降低了流化床内的平均温度，获得较高的热回收率。试验表明，在“Z”形通道流化床灰渣冷却器中，当风渣比为1左右时，渣温可降至300℃以下，热回收率可达60~70%。“Z”形通道的阻力也不大，当风量不变，渣量从

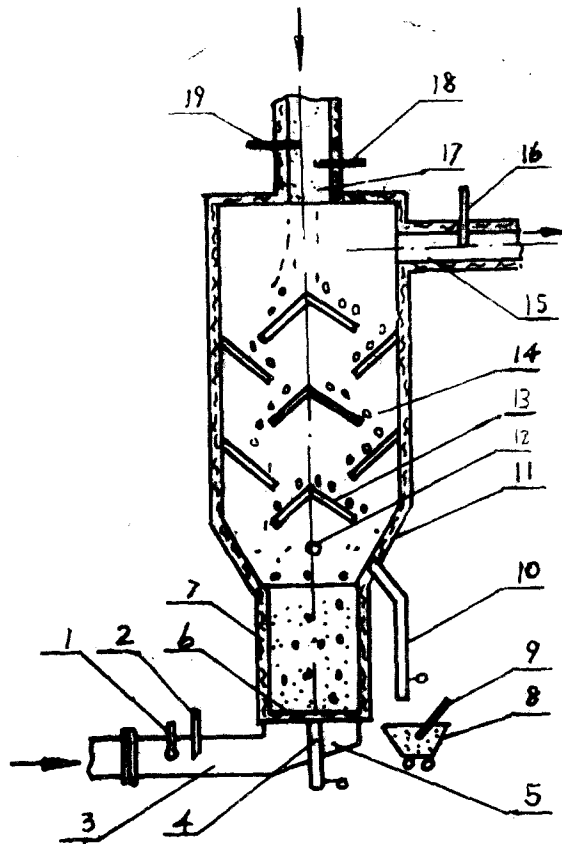


图 7—2 塔式灰渣冷却器

- 1—笛形管； 2—温度测点； 3—进风管； 4—冷渣管；
 5—风室； 6—布风板； 7—流化床冷却器； 8—渣车；
 9—出渣口测温点； 10—溢流管； 11—保温层；
 12—温度测点； 13—档渣板； 14—自由空间；
 15—出风管； 16—出口风温测点； 17—进渣管； 18—挡渣板；
 19—入口测渣温度计

1.54吨/米²时增加到13.23吨/米²时，“Z”形风道阻力为49~147帕。

f. 流化床冷灰器加水冷绞龙。EVT公司设计的流化床冷灰器见图7—4。紧靠燃烧室下都设置2个（或几个）流化床冷灰器。进入冷灰器的灰量取决于炉内某点的静压，由脉冲风控制。冷却介质由冷风和再循环烟气二者组成。加入烟气是为了防止残炭在冷却器内继续燃烧。冷却器内流化速度为1~3米/秒。冷风约占燃烧风量的1~7%，由燃料灰分多少而定。灰粒经冷灰器冷却到300℃左右后，排至另外的水冷设备（如水冷绞龙等），继续冷却到60~80℃。

g. 滚筒式冷渣器。西德杜易斯堡270吨/时循环床锅炉采用了此种冷渣器，将渣温从850℃冷却到可以操作的温度。

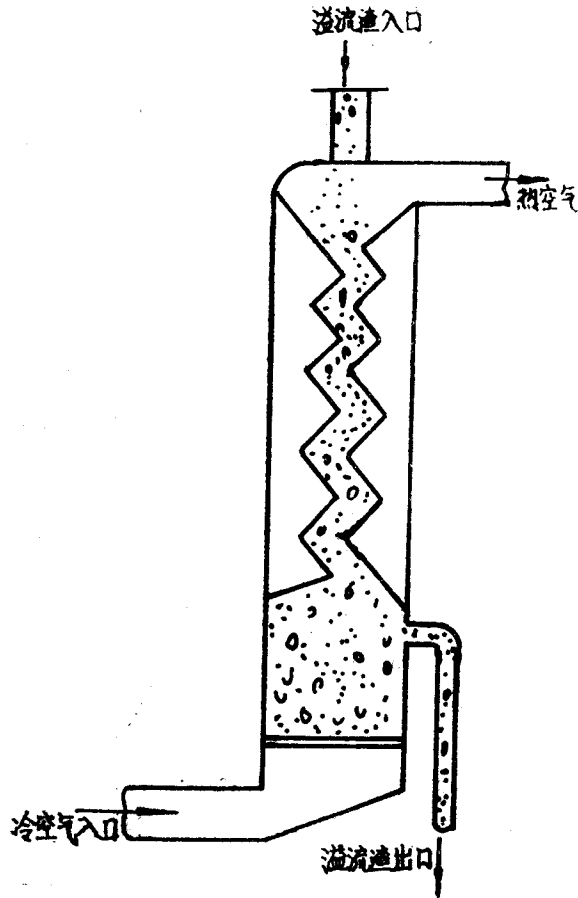


图 7—3 “Z”形通道灰渣冷却器

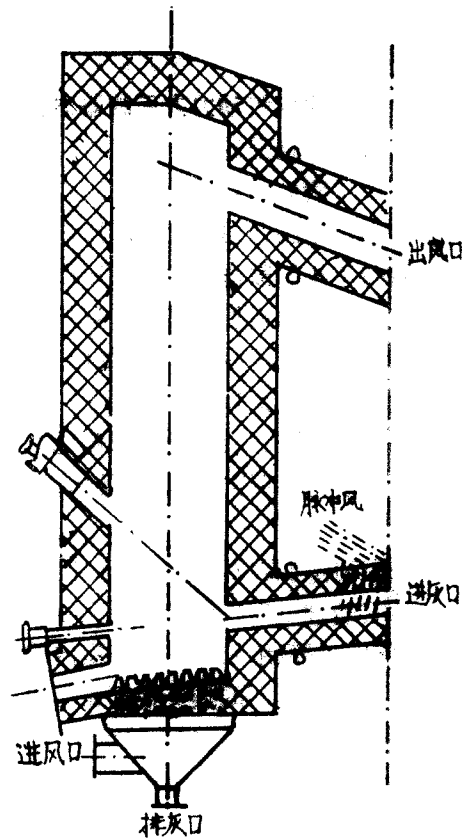


图 7—4 床灰冷却器

§ 7—4 循环流化床气动力特性

循环床的流化、燃烧、传热和污染物的生成过程是紧密相关联的。燃烧和传热是通过床内气固两相流动完成的。污染物的生成是与燃烧过程的组织密切相关的。

粒子在床内的停留时间，即燃烧时间

$$\tau = \frac{H\rho_L}{G_L} \quad (7-1)$$

式中 G_L —粒子流率，公斤/米²·时， H —流化床高，米， ρ_L —床层粒子密度，公斤/米³。

床与受热面之间放热系数

$$h = a\rho_L^n \quad (7-2)$$

式中 a 与 n 是与气体、床料物性及流化床运行参数有关的试验常数。

从式(7—1)与(7—2)看出：流化工况影响床层密度 ρ_L 、粒子流率 G_L 和流化床高 H ，从而影响燃烧和传热。

燃烧温度的高低，一二次风的比率及二次风送入点的位置对燃烧工况和污染物 NO_x 、 SO_x 和 N_2O 的生成影响是很大的。

从上述所得知：了解循环床内气动力特性，对组织好床内燃烧、传热过程和控制污染物的形成是十分重要的。一个好的循环床锅炉的设计，要求对其气动力特性有好的理解。

一、循环流化床气动力方面的基本特点

循环流化床燃烧是流化床燃烧方式中的一种。流化床的流化状态与流化速度、气体和床料的特性有关。我们知道：对固定床，气流通过床层的压力降与截面气流速度成正比。最小流化速度之后，床层开始流化和膨胀。在最小流化速度和夹带速度之间，气流通过床层的压力降几乎保持不变。鼓泡床和湍流床就处在这个区间。粒子达到夹带速度之后，开始带出床层，并随气流速度的增加，其夹带量增多。为了维持一个稳定连续的流化过程，被带出的床料必须通过后面的粒子收集器捕捉并送回床内，这就是循环流化床由来。循环床就处在夹带速度和气力输送速度之间流化区间。

循环床与鼓泡床、气力输送床相比有如下特点：

a. 没有鼓泡床那样明显清晰的床面，高的气流速度（1~10米/秒）使粒子在整个燃烧室高度进行燃烧。

b. 在循环床内有粒子的成团和床料的回混现象。形成的粒子团（Cluster）逆着气流向下流动，接着被上升气流冲散而又被向上夹带。在向上夹带过程中，又结成粒子团，又下落。如此循环，导致细粒子在燃烧室内的停留时间大为延长。这对燃烧、脱硫和气、固之间以及床层与受热面之间的热交换都是有利的。

c. 粒子团的行为表现象一个大粒子，粒子团和气体之间的相对速度（Slip velocity）大（见图7—5）。从图看出：当粒子循环流率为某一定值时，相对速度对床层空隙率有一最大值。

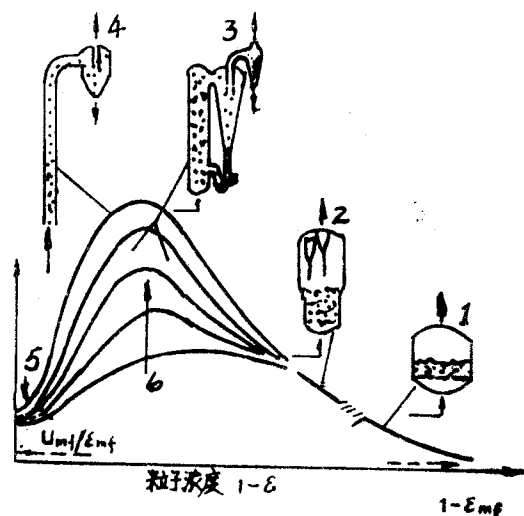


图7—5 粒子的流化特性

1—鼓泡床； 2—湍流床； 3—循环床； 4—气力输送； 5—稀相流； 6—不同粒子质量流率

d. 床层压降随气流速度和床料质量流率而变。流化速度大，床层压降降低。质量流率大，床层压降大。

e. 强裂的湍流流化，气泡不再存在。无论是气体相还是粒子相，都认为是连续的，而不是鼓泡床那样不连续的。

二、循环床的流化形态

图 7—6 为流化床内床层平均压力梯度 $\frac{dp}{dh}$ 与流化速度 u 的关系图。图 7—7 a、b 为床内静压和容积密度的轴向分布图。图 7—6 告诉了我们：流化床流化形态从鼓泡床经湍流床到快速床、稀相气力输送床的变化；告诉了我们影响流化形态变化的因素是流化速度，粒子流率和床层压降。

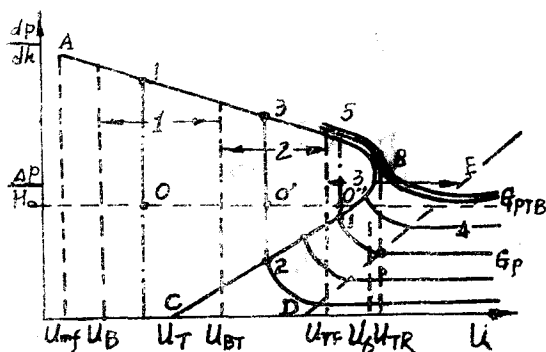


图 7—6 流化床的流化形态图

- 1—鼓泡床区； 2—湍流床区
3—快速床区； 4—稀相输送区

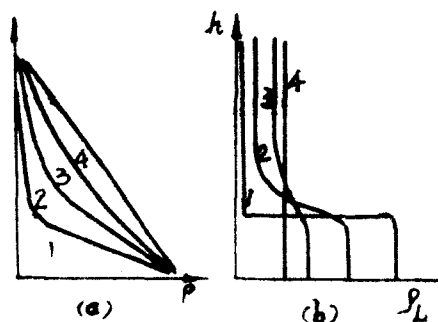


图 7—7 床内压力、密度沿床高的分布

- (a) 床内静压沿床高的分布
(b) 床内密度沿床高的分布

快速循环床是 u 大于 u_{TF} 条件下的流化形态。 u_{TF} 是从湍流床向快速床过渡的速度。从图

7—6 看出：流化床进入快速床阶段，密相床进一步膨胀， $\frac{dp}{dh}$ 进一步下降。由于大量床料被高速气流带到上部稀相区，出现了密稀两相共存（见图 7—6）。床压和密度沿床高的分布见图 7—7 中的线 3。从图 7—7 (a) 看出：压力沿床高的变化线 3 接近一条直线。从图 7—7 (b) 看出：密度沿床的变化曲线 3 呈 S 形。上部为稀相区，下部为密相区，中间为过渡段。其转折点高度由床料总量决定。

当流化速度接近 u_{tr} —气力输送速度时，快速床随流化速度或床内压降的改变可能进入稀相气力输送形态。如 u 等于 u_0 （见图 7—6），等 u_0 线与等 $\Delta P/H_0$ 线（平均压力梯度）交于点 6，这时床内只有一个稀相区，其稀相区的粒子流率由过点 6 的等 G_P 线决定。如果保持 u_0 不变，提高 $\frac{\Delta P}{H_0}$ 值，床内流化状况可进入密稀两相共存的流化形态。如果维持 $\frac{\Delta P}{H_0}$ 不变，逐渐降低流化速度，床内流化状况亦可进入密稀两相共存的流化形态。从上述可知：快速床存在两个流化形态—稀相气力输送和密稀两相共存，它们之间的转换受 u 和 $\Delta P/H_0$ 变化的影响。

三、快速床内粒子的流率,流速沿床径方向的变化与流动模型

从图 7—8 看出:床中心粒子向上流动,粒子流率在床中心为最大值;床壁区粒子向下流动。

图 7—9 为快速床内粒子的环核流动模型示意图。该模型告诉我们:床中心区为粒子向上流动区;床壁区为粒子向下流动区;两区之间有粒子的交换。

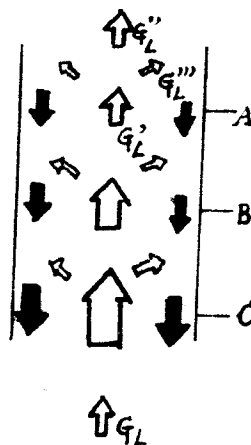
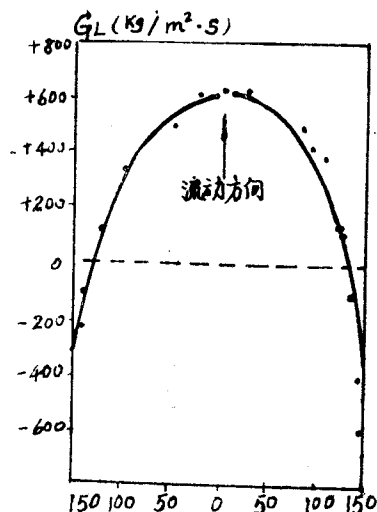


图 7—8 沿床径方向粒子流率的分布, 图 7—9 粒子环核流动模型示意图

图 7—10 表示了华中理工大学利用激光动态粒子分析仪测得的循环床内粒子轴向速度沿径向的变化。试验台床截面为 220×220 平方毫米。床料的平均粒径为 0.718 毫米。流化速度为 4.78 米/秒。粒子的循环流率为 16.4 公斤/米²·秒。试测截面位置离布风板距离为 2240 毫

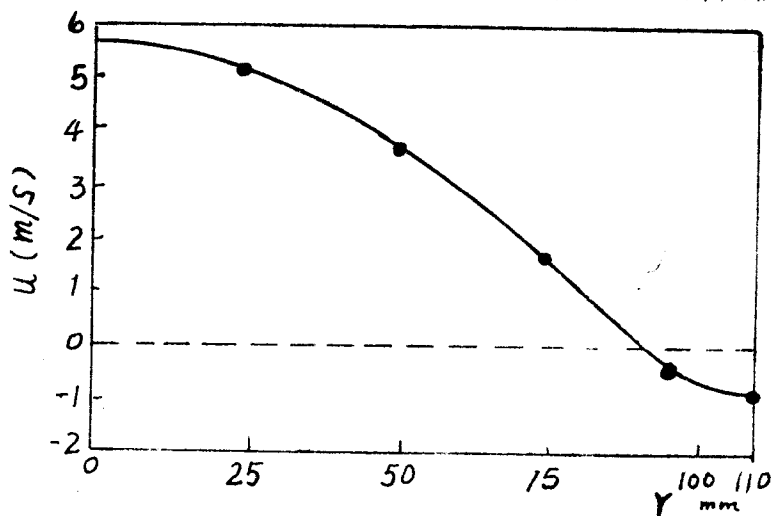


图 7—10 粒子轴向速度沿床径方向的变化

米。从图看出:床中心粒子轴向速度最大,达到 5.6 米/秒;床壁区粒子轴向速度为负值,达到 -1.0 米/秒。这测试结果证明环核模型的正确性。即床中心区,粒子向上流,床壁区粒子