

内循环流化床研究进展 及其在废弃物焚烧技术中的应用*

中国科学院力学研究所 魏小林 田文栋 盛宏至

摘 要 论述了内循环流化床的独特优点和研究进展。介绍了内循环流化床废弃物焚烧技术的应用研究,在此基础上发展出了内旋流流化床焚烧技术,床内不设各种隔板或提升管等,通过非均匀布风使床料形成大尺度回旋运动。试验表明内旋流流化床内的埋管传热特性更有利于控制燃烧和传热。通过焚烧城市生活垃圾,表明这种炉型适合于废弃物的焚烧处置。

关键词: 内循环流化床 废弃物 焚烧技术 试验研究

中国图书资料分类法分类号: TK223

1 内循环流化床研究现状

1.1 带垂直隔板的内循环流化床

带垂直隔板的内循环流化床在化学工程中得到了应用^[1,3,4]。该床利用垂直隔板将反应器分开,一半为流化床,一半为移动床,很容易控制颗粒的循环速率,从而调节燃烧装置的负荷。Choi 等对于内循环床中的颗粒循环速率和气泡特性进行了比较详细的研究^[2]。

颗粒循环速率随气流速度的增加而增加,可以用下式计算,

$$W_{s} = \rho_{s}(1 - \epsilon_{m})V_{m}A_{m}$$

式中 ρ_{s} ——颗粒密度;

ϵ_{m} ——床层空隙率($\epsilon_{m} = \epsilon_{mf}$);

V_{m} ——颗粒向下的移动速度;

A_{m} ——移动床的横截面积。

测量的气泡长度、容积份额和气泡上升速度随鼓泡区床层厚度和操作气速的增加而增加,但气泡长度、容积份额和局部气泡频率随移动床区气速的增加而减少。在流化床的边缘,气泡尺寸较小,在 $r/R = 0.5 \sim 0.8$ 处,气泡尺寸达

最大值。随着床层厚度的增加,最大气泡向床中间移动。当平均气泡直径大于 0.07 m 时,气泡上升速度减少,这时床内的流型在鼓泡床和节涌床之间。

1.2 提升管内循环流化床

对于提升管内循环流化床的颗粒循环流动研究较多^[5-8]。在床中,提升管直接固定在气体喷嘴上,在管子底部周围布置有小孔,固体粒子由这些小孔进入提升管,并由喷动气体携带上去,顶部的“T”型管简单而有效地使颗粒分离,落入床内。在环形区和提升管小孔间维持一定的正压,可以使颗粒顺利进入提升管,并防止管中的喷动气体旁路至环形区。提升管周围布置有辅助气体,可以促进颗粒的移动。

提升管内循环流化床(ICFB)与通常的循环流化床(CFB)可以比拟,如提升管相当于 CFB 中的颗粒上升段,环形区颗粒流相当于 CFB 中的下降立管,提升管顶部的“T”型管相当于 CFB 中的旋风分离器,气体分布的配合和提升管的小孔操作起来类似于 CFB 中的 L 阀、V 阀等控制装置。

1.3 非均匀布风流化床

内循环流化床采用非均匀布风,形成床内颗粒的循环。对于非均匀布风流化床已经做过一些研究。

收稿日期: 1999-01-18
魏小林,男,1967年生,工学博士,副研究员,室主任。能源与环境工程系,北京,100080
* 国家自然科学基金和攀登计划及中国科学院重大项目资助(59776023)

Merry 和 Davidson 研究了采用非均匀布风时, 床内固体颗粒的循环运动^[9]。在床的两侧布置有高风区, 大量的气泡携带着颗粒向上运动; 在床中央布置有低风区, 颗粒向下移动, 整个床内形成了两个规则的旋涡。试验结果表明流化床的最佳深宽比为 0.41。文中还利用理论模型计算了床内颗粒的运动, 模型的结果与试验结果相似, 表明颗粒内循环运动可以改善流化床的横向扩散特性。

采用非均匀布风时, 流化床内的颗粒循环运动非常复杂, 为了详细研究颗粒的运动轨迹变化, Garncarek 等采用了先进的正电子放射颗粒探测技术 (the Technique of Positron Emission Particle Tracking) 去探测示踪粒子在床内的位置变化^[10]。当流化床采用非均匀布风时, 床内形成了稳定的流场, 测量结果清楚地表明了颗粒在床内的循环运动图谱。

山东工业大学研究了一种“V”型布风板流化床^[11], 该装置可以使颗粒在床内获得良好的循环运动, 并已开发成功实用锅炉^[12]。

2 内循环流化床废弃物焚烧炉研究进展

2.1 流化床废弃物焚烧炉

流化床焚烧炉采用石英砂作为床料, 混合均匀、燃烧稳定、温度易于控制, 燃烧时间仅需数分钟。按其气体流化速度的大小和分布可分为鼓泡床、循环流化床和内循环流化床焚烧炉等, 其中循环流化床焚烧炉研究较少 (目前中科院工程热物理所正在研制这种焚烧炉)。

鼓泡型流化床采用均匀布风, 在废弃物焚烧炉中应用较多, 仅日本就有 100 多台鼓泡流化床焚烧炉, 这种焚烧炉的特点是:

(1) 采用厚砂床作为蓄热体, 可迅速加热燃料, 维持燃烧温度的均匀稳定;

(2) 床温可均匀地控制在 800 左右, 从而实现低温高效燃烧, 防止不燃物熔融结渣, 有效利用石灰石实现床内脱硫;

(3) 自由空间温度可维持在 900 , 保证

燃烧完全, 彻底破坏二恶英、呋喃 (PCDD, PCDF) 等有害气体。

鼓泡流化床横向扩散能力较差, 不利于废弃物在床内混合。近年来, 流化床焚烧炉不断发展, 出现了内循环流化床 (ICFB) 等焚烧装置。ICFB 采用非均匀布风, 由低速移动床与高速流动床构成复合结构, 除具有鼓泡床的技术特点外, 还具有许多独特的优点^[13]:

(1) 通过加热区、主燃烧区与换热区的分别布风, 利用各区间较大的流化倍率差造成固相颗粒大尺度内循环, 改善燃料横向扩散、离析等特性, 减少气泡与沟流对燃烧的影响, 使燃料在床内迅速干燥、碰撞、破碎并着火燃烧;

(2) 通过改变加热段流化速度控制 ICFB 高温砂床对燃料的加热速率及挥发分析出与燃烧速率, 当燃料成份与尺寸形状突然变化时能够防止排烟中氧含量过低及 CO 与碳烟超标, 特别适合于燃烧各种废弃物;

(3) 在 ICFB 中的换热区, 布置有独立布风的埋管受热面, 改变该区的流化倍率可使总换热系数从 100% 降到 20%, 可在保持最佳燃温的前提下大幅度改变换热量。负荷调节比远大于传统锅炉。而且如果当燃料的含水量和热值等发生较大变化时, 也可通过控制埋管的换热量来调节燃烧状况, 如果将埋管设计为过热器, 还可简单地控制锅炉的过热蒸汽参数, 实现瞬时负荷调节。

目前, 日本、加拿大等国家开发出了内循环流化床焚烧炉。中科院力学所近年独立发展 ICFB 技术, 进行了一系列冷态流动、传热特性、焚烧试验等研究工作, 为开发国产的内循环流化床焚烧炉打下了一定的基础。

2.2 日本荏原公司内循环流化床焚烧炉

日本荏原公司开发成功了燃烧城市废弃物和燃煤的内循环流化床锅炉^[14, 15], 可以保证高效燃烧和低 NO_x、SO_x 排放, 并能实现负荷的较大范围控制。该型锅炉既吸收了循环流化床颗粒循环的优点又保留了鼓泡床采用埋管换热的优势。图 1 给出了荏原公司内循环流化床的结

构简图。

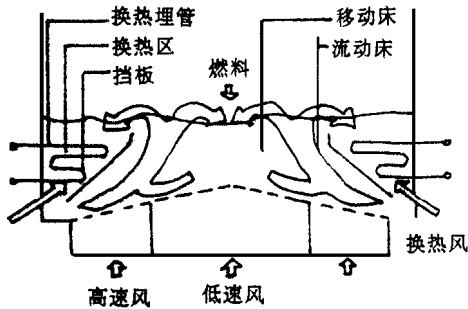


图 1 荏原公司内循环流化床的结构简图

床内采用倾斜隔板将主燃烧区和换热区隔开,用砂子作为床料,不仅在主燃烧区形成床料的内旋流流动,而且在主燃烧区和换热区之间也有床料的交换。

颗粒的循环流动是由非均匀布风造成的。在主燃烧区包含高速风和低速风,在换热区有换热调节风,这样在主燃烧区形成流动床(高风区)和移动床(低风区),在换热区形成移动床。主燃烧区的流速主要控制挥发分的析出及燃烧速度。换热区内的流速主要控制埋管的传热速率。换热区内颗粒的下降和循环速度可以由送入的调节风进行控制,当调节风速由 0 到 U_{mf} (最小流化速度)增加时,换热区床料的下降速度几乎呈线性增加,然而当调节风速大于 U_{mf} 时,下降速度几乎保持不变。

荏原公司内循环流化床锅炉燃烧系统包括炉体、旋风分离器、空气预热器和除尘器等,共有 3 个床料的循环(主燃烧区内的颗粒循环,换热区的颗粒循环,回燃系统中的未燃尽碳的循环)。

2.3 中科院力学所内旋流流化床焚烧炉

中科院力学所近年来独立开发了有自己特色的流化床焚烧炉。图 2 是内旋流流化床的结构原理图,为了简化结构,床内不设各种隔板或提升管等,有利于废弃物在床内的运动。其风室分为 3 部分,中间风室风速较大,两侧风室风速较小,在床中心区域形成激烈运动的流动床,床料被几倍于颗粒初始流化速度的气流携带向上,在反射板的作用下进入两侧区域。由于两侧

气流速度较小,床料在自重作用下缓慢下沉,并补充了床料被携带走之后留下的空隙,形成运动床,随后床料又被高速气流携带向上。这样在床区形成一个由中心流动床和两侧移动床构成的复合床。内旋流流化床的名称正是来自于这种大尺度的床料内循环运动。内旋流流化床不但可以增进燃料在床层内的扩散,而且还可以使重质不燃物下沉至布风板,并沿倾斜布风板逐渐移动至出渣口。

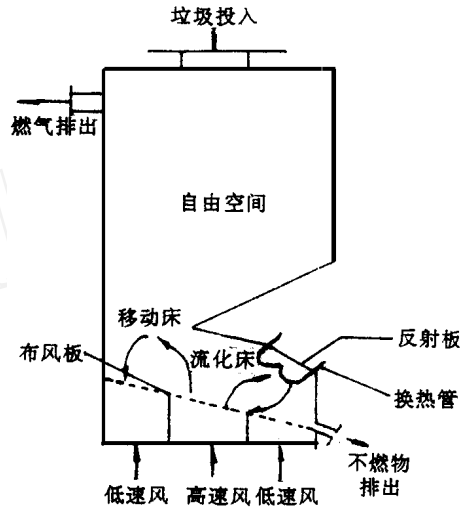


图 2 内旋流流化床的结构原理图

内旋流流化床采用分区非均匀布风还可以独立控制埋管的换热量。日本荏原公司的 ICFB 锅炉在换热区与流动区之间加有挡板,而该装置不带挡板。有挡板 ICFB 锅炉的传热特性虽然可以单独控制,但是传热系数随流化倍率的变化仍然比较剧烈。而对于无挡板的内旋流流化床,随着流化倍率的增加,传热系数曲线斜率变得越来越小(见图 3),这是由于流动床区对于换热区的作用引起的。平缓的换热曲线有利于稳定地控制燃烧与换热过程。

3 内旋流流化床焚烧炉试验研究

3.1 内旋流流化床中埋管传热特性试验研究

图 4 为内旋流流化床传热试验装置图。流化床的换热区安装 U 型的换热管,管内通加热

的锭子油,管壁上安装两只温度计测量油的温度,在床内安装了温度计测量床料的温度;对于辅助装置,增加了锭子油的加热系统、温度控制系统和热流的测量装置^[16]。

通常的流化床中为高温床、低温埋管,从床向埋管方向传热。由于受试验条件的局限,试验中采用低温床、高温埋管,从埋管向床方向传热,最后对传热进行修正。

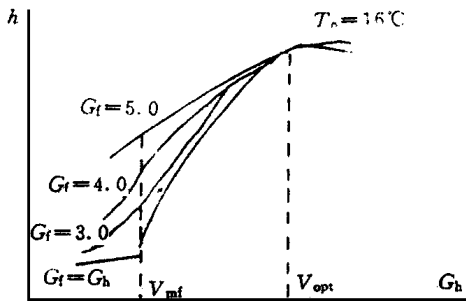


图3 流化倍率对传热系数的影响

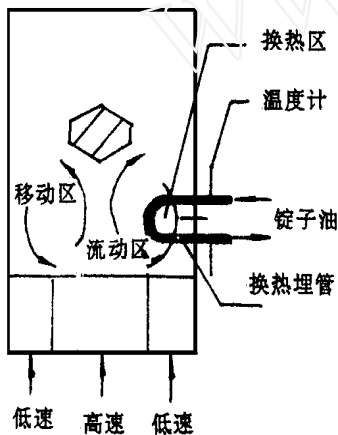


图4 埋管传热特性试验装置图

经过试验,有如下结论:

(1) 内旋流流化床的最大换热系数高于鼓泡床经验公式计算结果的1.3倍,且不随流动区和换热区流化倍率的提高而变化。

(2) 内旋流流化床流动床区的流化速度的变化对邻近的换热区的传热特性有显著的影响。在低于初始流化速度的区间内,换热系数随流动床区流化速度的上升而增加,曲线斜率降低。

(3) 在换热区的流速未达到初始流化速

度之前,由于流动床区的影响,换热系数已经开始提高。这一点和鼓泡床中只有流化速度超过初始流化速度之后换热系数才明显增加不同。

(4) 未出现鼓泡床中换热区流化速度超过最佳流化速度之后换热系数下降的现象。当流化速度超过最佳流化速度之后,内旋流流化床换热区的换热系数固定不变。

3.2 内旋流流化床中废弃物焚烧试验研究

图5是内旋流流化床热态试验装置图,炉体从下到上包括风室段、出渣段、浓相床区段、过渡段、二次风段和烟气出口段(包括空气预热器)。炉体内部衬有隔热材料和耐火水泥。炉内浓相床区横截面积为500 mm(L)×240 mm(W),外形尺寸为1200 mm(L)×800 mm(W)×3000 mm(H)。辅助设备包括2台流量为20 m³/min、压头为12 kPa的风机、空气预热器、除尘器、引风机等^[17]。

从风机来的空气分为3部分送入炉内,高速、低速一次风以及二次风。同时一次风又有一部分作为床面风被送入,以调节废弃物的燃烧速率,并利用高温烟气预热高速一次风和二次风。

流量的测量通过安装在管路中的多个浮子流量计来完成,温度由一套自行研制的数据采集系统完成,可以实时测量并显示炉体内各点的温度变化。

点火采用了固定床向流化床过渡的方式。先在布风板上预先铺放300 mm左右的黄沙,放报纸点燃,并加木柴块在床面上形成红炭火,然后在炭火上投入引火烟煤,通过调节风门向炉内送入微风。对木柴和煤块进行搅动,使得床料均匀混合。根据火势慢慢加大风量,使之逐步过渡到流态化燃烧状态。调节高速区风量和低速区风量,使床料形成内循环运动。

点火完成后,进行了燃煤和焚烧城市生活垃圾的试验,采用的垃圾是从居民楼的垃圾道中取得的。主要进行了试验台温度、烟气成分等测量工作。

试验中记录了各个段的炉膛温度随时间的

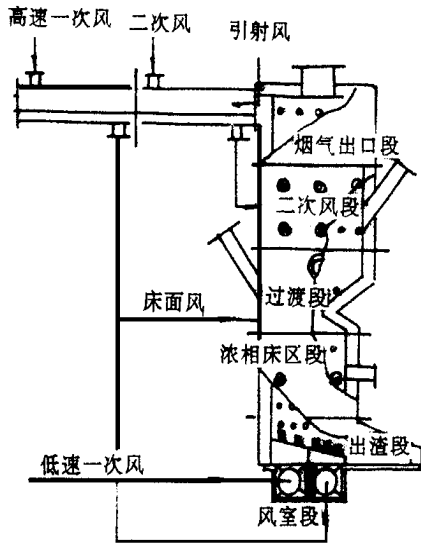


图 5 内旋流流化床废弃物焚烧炉试验台结构简图
 变化, 图6和图7分别给出了试验台浓相床区段和二次风区段的温度随时间的变化。煤着火之后经过几次大的燃料量和风量的调整, 逐步使燃烧趋于相对稳定, 这时停止加煤, 并加入城市垃圾。待重新调整后, 温度趋于平稳, 稳定焚烧 0.5 h 以后, 停止垃圾的加入, 炉温开始逐步下降。

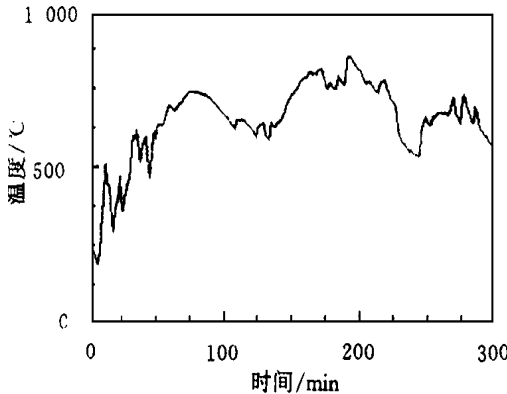


图 6 焚烧垃圾时浓相床区的温度曲线

4 结论

内循环流化床吸收了鼓泡床和循环流化床的优点, 在较低的流化速度下实现了颗粒在流

曲线中前两个峰为燃煤时的情况, 浓相床区温度在 800 左右, 二次风区段的温度在 900 左右。由于在二次风区补充了一些空气, 使未燃尽的挥发分和焦炭继续燃烧, 因此二次风区段温度高于浓相床区温度。

图中第 3 个峰为焚烧垃圾时的情况, 由于垃圾的成分复杂, 因此温度有一定变动。在燃烧稳定时, 浓相床区的温度在 700~ 750 左右, 二次风区段的温度在 800 。焚烧产生大量的挥发物质, 这些物质在自由空间燃烧, 因此有相当大的一部分热量不在浓相床区放出, 这是垃圾焚烧与燃煤的不同点。为了维持床区的温度稳定, 需要较高的床厚, 一般静止床厚应在 1 m 左右, 另外一次空气也需预热到 200~ 300 , 这样才能保证垃圾在流化床内的稳定燃烧。

在试验台运行的同时, 在过渡段测量了烟气的成分, 氧量为 14%, 二氧化碳为 7%。在焚烧垃圾时, H_2S 、 NH_3 、 SO_x 、 HCl 等均未检出, CO 的浓度为 750 ppm, 折合为氧量 6% 时的浓度为 1 600 ppm。由于测得的烟气成分是在燃烧还未完成的过渡区段测得的, 而二次风区还存在二次燃烧, 因此烟气中污染物的最终浓度会更低。

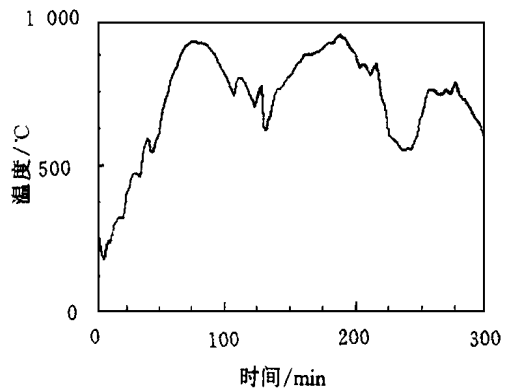


图 7 焚烧垃圾时二次风区的温度曲线

化床内的循环运动, 使燃料在床内很快地均匀扩散, 具有许多独特的优点。而内旋流流化床床内不设有各种隔板或提升管等, 可通过非均匀布风形成大尺度回旋运动, 不但能促进燃料与

床料的混合,而且还有利于燃料在炉内的干燥、破碎等,同时还可使大块不燃物逐渐下沉,通过倾斜布风板排出。试验表明内旋流流化床内的埋管传热特性更有利于控制燃烧和传热。通过焚烧城市生活垃圾,表明这种炉型适合于废弃物的焚烧处置。

参 考 文 献

- 1 Kunii D. Chemical Reaction Engineering and Research and Development of Gas Solid System. Chemical Engineering Science, 1980, 35: 1 887~ 1 911
- 2 Choi Y T, Kim S D. Bubble Characteristics in an Internally Circulating Fluidized Bed. Journal of Chemical Engineering of Japan, 1991, 24(2): 195~ 202
- 3 Padouvas E, Hofbauer H. (GE) Mixing Gas and Solids in a Fast Internally Circulating Fluidized-Bed. CHEM ENG-T, 1993, 65(6): 723~ 735
- 4 Reichhold A, Hofbauer H. (GE) Adsorption Processes in a Fluidized-Bed with Internal Circulation. CHEM-ENG-T, 1995, 67(11): 1 476~ 1 480
- 5 Stocker R K, Eng J H, Svrcek W Y, et al Gas Residence Time Distribution Studies in a Spouted Bed with a Draft Tube. In: Fluidization VII. Grace J R, Shemilt L W, Bergougnou M, Eds. Engineering Foundation, New York: 1989: 269~ 276
- 6 Berruti F, Muir J R, Behie L A. Solids Circulation in a Spouted-Fluid Bed with Draft Tube. Can J Chem Eng, 1988, 66: 919~ 923
- 7 Muir J R, Berruti F, Behie L A. Solids Circulation in Spouted and Spout-Fluid Beds with Draft-Tubes. Chem Eng Commun, 1990, 88: 153~ 171
- 8 Milne B J, Berruti F, Behie L A. the Internally Circulating Fluidized Bed (ICFB): A Novel Solution to Gas Bypass in Spouted Beds. Can J Chem Eng, 1992, 70: 910~ 915
- 9 Merry J M D, Davidson J F. Gulf Stream Circulation in Shallow Fluidised Beds. Trans Instn Chem Engrs, 1973, 51: 361~ 368
- 10 Garmcarek Z, Przybylski L, Botterill S M, et al A Measure of the Degree of Inhomogeneity in a Distribution and Its Application in Characterising the Particle Circulation in a Fluidized Bed, Powder Technology, 1994, 80: 221~ 225
- 11 邵延玲, 栾涛. 鼓泡床颗粒内循环动力特性研究. 山东

工业大学学报, 1990, 20(1): 61~ 67

- 12 Bingsong Xu, Yanling Shao, Chunmei Lu, et al A New Inter-Circulating Bed Boiler. 2nd Asia-Pacific International Symposium on Combustion & Energy Utilization. Beijing, 1993: 519~ 523
- 13 盛宏至, 黎军, 魏小林, 等. 燃烧高水分低热值燃料的内旋流流化床燃烧技术研究. 燃烧科学与技术, 1997, 3(3): 309~ 315
- 14 Nagato S, Kamisada M, Kosugi S, et al Characteristics of the Internally Circulating Fluidized Bed Boiler. Proceeding of Fourth China-Japan Fluidization Science and Technology Symposium. Beijing: 1991, 56~ 65
- 15 Ohshita T, Higo T, Kosugi S, et al Formation of Internally Circulating Flow and Control of Overall Heat-Transfer coefficient in a Fluidized-Bed Boiler. Heat Transfer-Japanese Research, 1994, 23(4): 349~ 363
- 16 郝金华. 非均匀布风内旋流流化床埋管传热特性的实验研究. [硕士学位论文]. 中科院力学所. 1996
- 17 田文栋. 内旋流型流化床特种燃料锅炉实验研究. [硕士学位论文]. 中科院力学所. 1997

Research Progress in Internally Circulating Fluidized Bed and its Application in Waste Incineration Technology

Wei Xiaolin, Tian Wendong, Sheng Hongzhi

Abstract The particular advantage and research progress of internally circulating bed are discussed, and its application research in waste incineration technology is introduced. Based on this technology, the revolved bed incinerator is developed in which there is no partition or draft tube. Through uneven distribution of fluidized air, a large internally revolving movement of bed material is formed. The heat transfer experimental characteristics of immersed pipe is very useful to control combustion and heat transfer. Through combustion experiment of municipal solid waste, it is found that this type of incinerator is fit for the waste disposition.

Key words: internally circulating fluidized bed; waste; incineration technology; experimental research

编辑: 春 昱