

循环流化床颗粒团聚现象分析及对策研究

李斌*, 李晓宏, 毛吉会

(陕西延长石油(集团)有限责任公司碳氢高效利用技术研究中心, 陕西 西安 710075)

摘要:通过中试装置核心反应器床层温度分布梯度、床层压降以及流化操作气速分析后认为,流态化过程当中造成颗粒团聚的原因主要是床层形态;可从工艺控制方面通过调整循环流化床循环倍率、操作气速,可有效控制颗粒团聚的尺寸、数量以及速率。

关键词:循环流化床;颗粒团聚;中试试验;循环倍率

中图分类号:TQ546.4

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2019)09-0183-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2019.09.039

Analysis and countermeasure on particle flocculation in circulating fluidized bed

LI Bin*, LI Xiao-hong, MAO Ji-hui

(Hydrocarbon High-efficiency Utilization Technology Research Center, Shaanxi Yanchang Petroleum (Group) Co., Ltd., Xi'an 710075, China)

Abstract:Based on analysis on temperature gradient, pressure drop and gas velocity of fluidized bed in the core reactor of pilot plant, it is considered that the main cause of particle flocculation in fluidization process is the bed morphology. The size, quantity and rate of particle flocculation can be effectively controlled by adjusting the circulating ratio and operating gas velocity of circulating fluidized bed.

Key words: circulating fluidized bed; particle flocculation; pilot test; circulating ratio

循环流化床是一种以煤炭的高温流化、气化和热解半焦末的二次循环气化为特点的煤炭分质分级利用技术。循环流化床采用干法进料排灰,工艺高效无污染,无黑水产生,备受企业的青睐。流态化按相接触可分为“散式流态化”和“聚式流态化”。前者适用于颗粒在流体中分散均匀的流态化体系;后者适用于普遍存在大量气泡的鼓泡流化床中。快速流态化解决了鼓泡流态化中的气泡集聚的问题,但同时固体颗粒容易形成絮团^[1]。

颗粒团聚作为快速流态化的重要特征,对床内气-固两相接触效率、气固流动规律以及动量、热量、质量传递和化学反应过程有着显著影响。因此,了解颗粒团聚现象的成因,通过调节固体颗粒流道、变更气体分布方式、调节工艺参数等手段可有效控制颗粒团聚的数量、尺寸和速率,从而实现循环流化床物料的平稳快速流化、循环,为流化床反应器的产业化设计、运行和优化奠定基础^[2]。

1 颗粒团聚

1.1 流化床颗粒团聚

循环流化床快速流态化过程中,固体颗粒随气

体流动,在此过程中,由于受到多个因素扰动,固体颗粒会发生团聚的特征,呈现各式各样的发展趋势,影响到流化床提升段颗粒浓度轴径向分布、概率密度分布及气固接触效率,从不同程度上破坏稳定流态化^[3]。稳定流态化的破坏将造成循环流化床流化及循环恶化,比如提升段气体物料反窜进入伴床,轻者将引起工艺波动,严重时可导致反应器提升段密相区局部过氧超温结疤,直接造成设备损坏。

1.2 流化床颗粒团聚的识别与表征

循环流化床的特征是快速流态化,气-固两相高效接触,即流化过程中气相均匀地包裹着固体颗粒,提供固体颗粒悬浮的动力,此过程使得化学反应过程中的传质、传热效率增强,过程无气泡凝聚,超越鼓泡床的临界。但要想从鼓泡流态化到达快速流态化,还须经历一个过渡段,即湍动流态化,此过程处于相转移的状态,即鼓泡流态化中的气泡即将消失,固相的颗粒团聚即将形成^[4]。

颗粒团聚的表征指标为尺寸、数量和速率,综合分析这3个指标,可以判断循环流化床的流化形态,探索出影响颗粒团聚的主要因素有固体颗粒质量循

环流率、提升段高度以及流化操作气速。

2 中试试验

中试试验中,原料煤粒径 50~600 μm,启炉石英砂粒径 50~300 μm(颗粒密度 2 485~2 645 kg/m³,堆积密度 1 600 kg/m³),反应操作温度 950~982℃,流化气速 3~6 m/s,立管压降 80~120 kPa,立管料位为 10~15 m(砂子居多),固体颗粒质量循环流率 $G_s = 25 \sim 150 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,提升段内部直径 $D_{i(\text{Riser})} = 378 \text{ mm}$,提升段高度 $H_{(\text{Riser})} = 59.674 \text{ m}$ 。

根据中试装置核心反应器结构以及试验过程中的实际运行参数,掌握循环流化床的基本运行状态,通过前 4 次的试验对比发现,影响循环流化床流态化的直接因素主要为流化操作气速、固体颗粒质量循环流率、原料粉煤粒径分布、气化剂浓度分布^[5]、固有旋风分离器效率以及立管料位等。

图 1 为现有中试装置核心反应器提升段部分示意图。图 1 中加煤口正对的提升段近壁面处正常温度应为 950~1 000℃,但在装置试验运行过程中,此处的热电偶温度显示发生不正常变化趋势,最高温度高于提升段平均温度 50℃,最低温度达 200℃,为了验证造成此现象的原因,试验人员对此热电偶进行了拆检,发现此处固体物料挂壁现象严重,且热电偶的套管测温端已被磨蚀。因此判断在装置试验过程中,此处汇聚了大量的固体颗粒,发生颗粒团絮现象,对热电偶进行了冲刷、磨蚀。加煤口输送煤粉气体的射流作用加剧了这一效果,使得颗粒团絮的尺寸变小,颗粒团絮的数量变多,颗粒团絮速率大大降低。

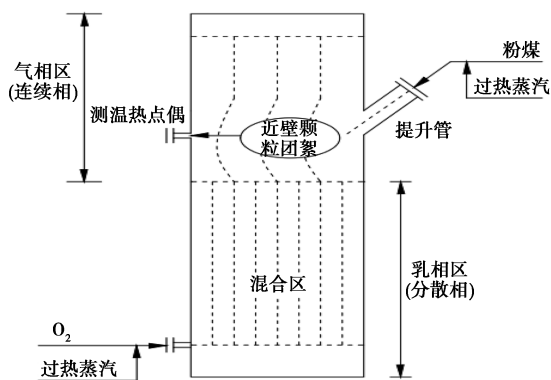


图 1 提升段流态颗粒团絮

提升段内,入炉煤粉在底部气化剂的带动下越过鼓泡流态化和湍动流态化阶段,呈现快速流态化的特征,同时伴随着固体颗粒出现不同形状的絮状

物,所形成絮状物内的固体浓度与该位置处的局部固体浓度具有强烈相关性^[6]。尤其在加煤口位置表现突出,此处集聚了大量的固体颗粒,使得固体颗粒间的碰撞与摩擦不断加大,固体颗粒团絮的尺寸变小。由于此处固体颗粒团絮的数量增多,导致加煤口正对面的测温热电偶套管浸蚀严重,热电偶测温出现异常。

图 2 为新增加煤 B 系列后提升段颗粒团絮缓解示意图。新增加煤 B 系列在一定程度上能够消除或者减缓此处热电偶的磨蚀现象,由于煤量不变,煤粉在提升段部位更加均匀地分布,使得煤粉相对更加分散,一定程度上消除了颗粒之间的强烈碰撞,减小颗粒团絮的尺寸,减缓颗粒团絮的时间,床层流化更加趋于稳定。

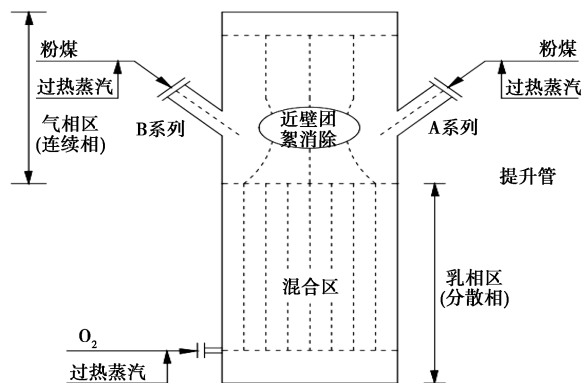


图 2 提升段颗粒团絮缓解

图 3 为装置核心反应器提升段内颗粒团絮(挂壁)程度,根据通道内流体流速梯度分布规律,中间流速最高,近壁面流速最低,随着提升段高度不断提升,气体夹带固体的量不断减少,固体颗粒团絮的尺

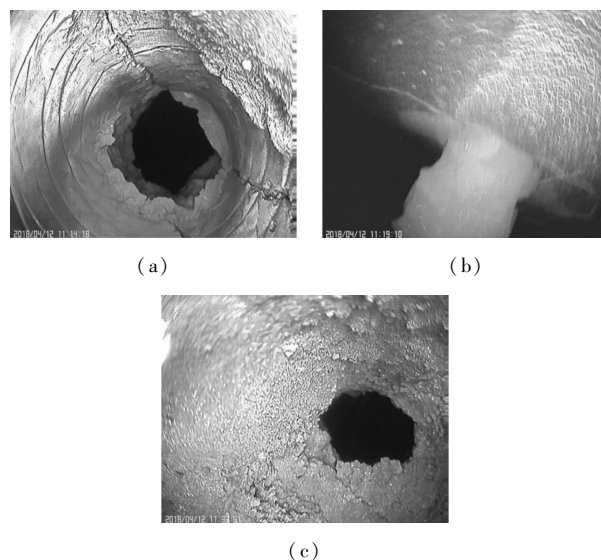


图 3 提升段内部及热电偶套管检查

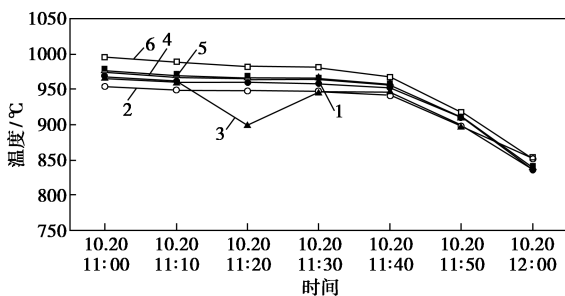
寸增大,固体颗粒团聚的数量减少^[7]。

3 工艺控制

3.1 温度、压降、气速

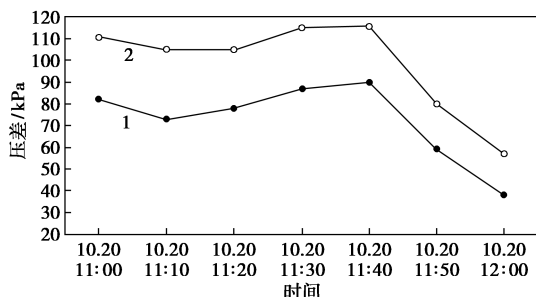
循环流化床运行的关键指标主要有床层的温度分布、床层压降以及流化气速,通过中试装置前4次投料试验数据对比可以发现,循环流化床颗粒团聚能直接造成床层温度、压降发生明显变化。气速也是影响颗粒团聚程度的关键因素,气速越高颗粒团聚越明显,气速越低则发生鼓泡流化,因此气速应当控制在快速稳定流化状态的范围内。

图4、图5所示,提升段混合区的温度随着床层整体压降的降低而降低,图4中,提升段中部Ⅲ的温度在10月20日11:20时出现低点899℃,此时同一水平面其他热电偶测得温度为982℃,二者相差83℃。但此温度在20min后恢复正常,停车拆检热电偶并无异常,初步判断此处发生颗粒团聚,固体颗粒瞬间富集在加煤口附近热电偶表面,随后团聚被破坏,温度恢复正常。



1—提升管中部Ⅰ;2—提升管中部Ⅱ;3—提升管中部Ⅲ;4—提升管中部Ⅳ;5—提升管中部Ⅴ;6—提升管中部Ⅵ

图4 第一次试验提升段混合区温度变化趋势

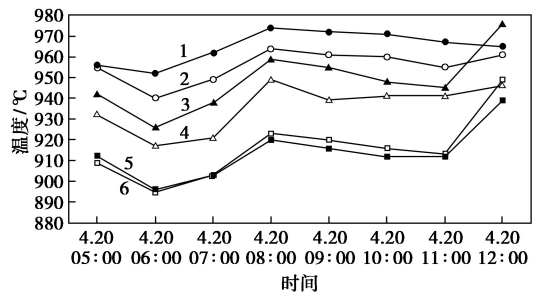


1—提升管;2—立管

图5 第一次试验提升段、立管总压降变化趋势

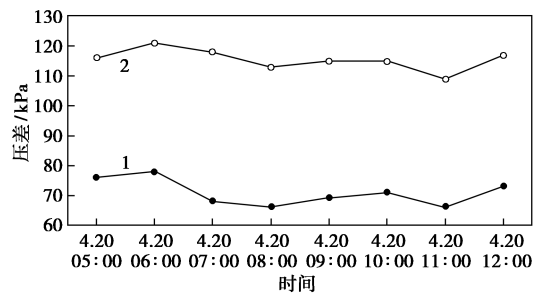
图6~图8所示,装置核心反应器总体运行平稳,提升段混合区温度呈现良好的正相关性,床层压降波动较小,流化气速基本维持在5.0~5.3 m/s范

围内,此气速下,床层更趋近于快速稳定流化。



1—提升管中部Ⅰ;2—提升管中部Ⅱ;3—提升管中部Ⅲ;4—提升管中部Ⅳ;5—提升管中部Ⅴ;6—提升管中部Ⅵ

图6 第二次试验提升段混合区温度变化趋势



1—提升管;2—立管

图7 第二次试验提升段、立管总压降变化趋势

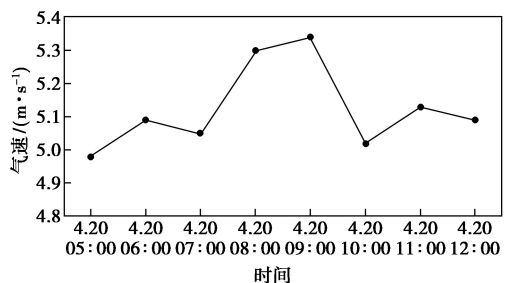
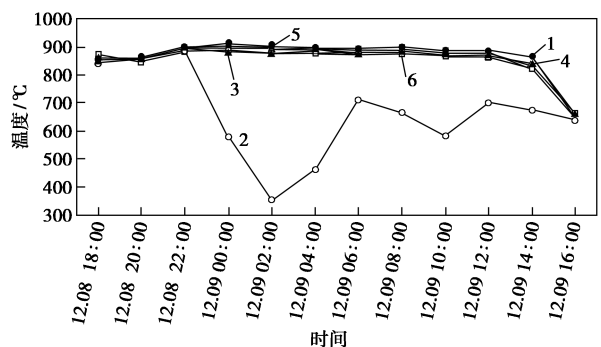


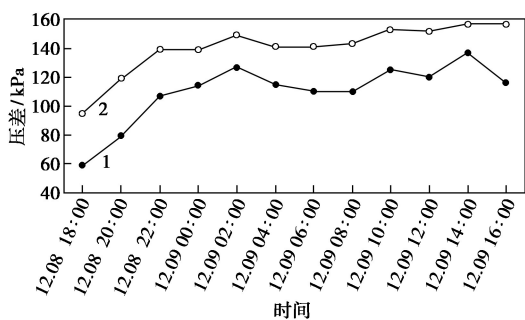
图8 第二次试验气速变化趋势

图9~图11所示,装置第三次投料试验过程中,



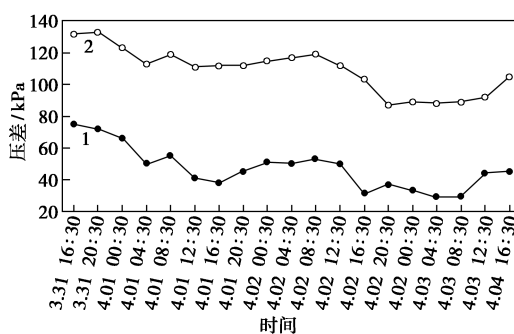
1—提升管中部Ⅰ;2—提升管中部Ⅱ;3—提升管中部Ⅲ;4—提升管中部Ⅳ;5—提升管中部Ⅴ;6—提升管中部Ⅵ

图9 第三次试验提升段混合区温度变化趋势



1—提升管;2—立管

图 10 第三次试验提升段、立管总压降变化趋势



1—提升管;2—立管

图 13 第四次试验提升段、立管总压降变化趋势

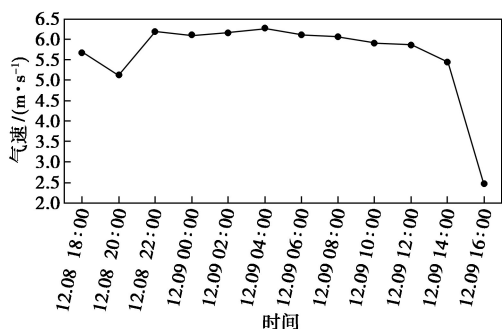


图 11 第三次试验气速变化趋势

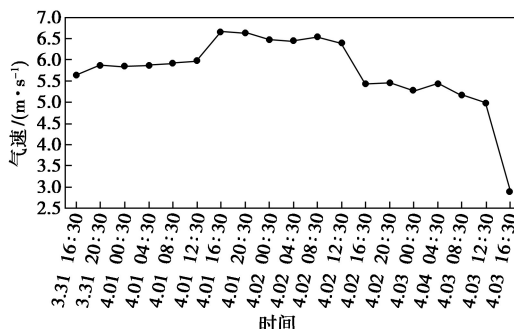
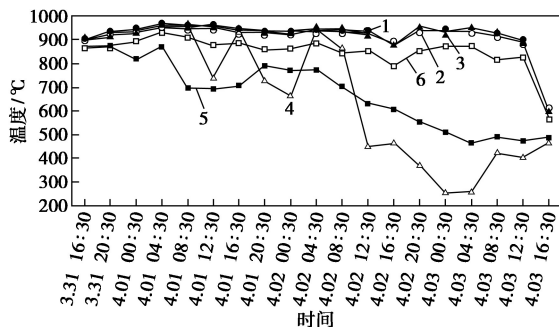


图 14 第四次试验气速变化趋势

提升段中部Ⅱ的温度于 2017 年 12 月 8 日晚 22:00 开始由 884℃ 下降至最低点 354℃, 又缓慢上升, 一直在低于正常温度 200~300℃ 范围内波动, 此时床层整体压降较为平稳, 但气速由之前的 5.13 m/s 上升至 6.20 m/s, 过快的气速增长导致提升段颗粒团聚加剧, 引起炉温异常变化。

图 12~图 14 所示, 装置第四次投料试验过程中, 提升段中部Ⅳ的温度于 2018 年 3 月 31 日 20:00 由 871℃ 开始下降至低点 698℃, 此后一段时间内一直在较低温度下波动, 最低达 253℃。提升段中部Ⅴ的温度波动较为剧烈, 停车后拆检发现, 热电偶套



1—提升管中部Ⅰ;2—提升管中部Ⅱ;3—提升管中部Ⅲ;
4—提升管中部Ⅳ;5—提升管中部Ⅴ;6—提升管中部Ⅵ

图 12 第四次试验提升段混合区温度变化趋势

管测温端被磨蚀, 在此时间段内, 流化气速控制在 5.8~6.5 m/s 范围内, 气速整体偏高, 颗粒团聚现象明显加剧。

3.2 循环倍率

循环流化床循环倍率是指颗粒质量循环流率与入炉粉煤进料质量流量的比值, 即:

$$\text{循环倍率} =$$

$$G_s (\text{颗粒质量循环流率}) / Q_m (\text{粉煤进料质量流量})$$

循环流化床颗粒质量循环流率 (G_s) 不是孤立的一个反映流化床反应程度的关键指标, 它与气速、床存料固体物料特性等密切相关, 并随装置结构而异。因此实际装置运行的颗粒质量循环流率应通过床层压降、流化气速、松动风量等进行推断, 形成经验公式, 指导试验操作。

颗粒团聚的尺寸随固体循环倍率的增大而减小; 颗粒团聚的数量随固体循环倍率的增大而增大。

3.3 粉煤粒径

表 1、表 2 所示, 对比第三次和第四次试验原料粉煤粒径分布, 可以得出, 在设计粒径范围 300~500 μm 内, 粉煤粒径越粗, 越容易发生颗粒团聚, 由于气流的射流作用, 固体颗粒在上升的过程中逐渐向近壁面靠拢, 颗粒之间的碰撞加剧, 而较细的固体颗粒容易被高气流带出设备, 粒径小于 30 μm 的超

细颗粒,由于粒径很小,颗粒间的作用力相对较大,极易导致颗粒的团聚,颗粒间相互黏着常会造成沟流,极难流化。

表1 第三次试验入炉粉煤粒径分布

粉煤粒径/mm	比重/%	粉煤粒径/mm	比重/%
<0.05	20.21	0.3~0.4	1.86
0.05~0.105	29.86	0.4~0.5	5.88
0.105~0.2	12.12	0.5~0.6	7.14
0.2~0.3	8.14	>0.6	14.98

表2 第四次试验入炉粉煤粒径分布

粉煤粒径/mm	比重/%	粉煤粒径/mm	比重/%
<0.05	24.33	0.3~0.4	21.36
0.05~0.105	18.66	0.4~0.5	4.52
0.105~0.2	15.21	0.5~0.6	3.97
0.2~0.3	9.86	>0.6	2.09

4 结语

(1)通过中试循环流化床气化装置的前4次投料试验,总结出3~6 m/s的流化气速有助于核心反应器稳定流化,很大程度降低了颗粒团聚。

(上接第182页)

由于甲基丙烯酸甲酯为有机强溶剂,一般有机膜没有办法处理,膜在液体中会很快被腐蚀,新型材质有机膜可以考虑陶瓷膜净化提纯,该膜材质为陶瓷材质,可以耐有机溶剂,但截留杂质由于物料体系特别性,该陶瓷膜设备密封件材料需要订做特别防腐。膜分离技术应用可极大简化原料精制过程、精制步骤、装置操作空间,是一种绿色环保操作方式。

3 结论

PMMA 聚合物原料主要为 MMA 和 MA 等有机

(2)循环倍率表征循环流化床流化状态以及反映传质传热效率。在中试装置中固体循环质量流率(G_s)受到流化气速、床层存料量等因素共同影响。

(3)中试装置新增进煤 B 系列,改善提升段中部固体颗粒团聚程度,保护测温热电偶,有助于实现核心反应器流化长周期稳定运行。

(4)中试装置核心反应器要求入炉煤粉粒径分布在设计值内,避免颗粒团聚。

参考文献

- [1] 李洪钟,郭慕孙.回眸与展望流态化科学与技术[J].化工学报,2013,64(1):52-62.
- [2] 孙子文,陈岱琳,钟文琪,等.快速流化床颗粒团聚的识别和表征研究[J].工程热物理学报,2018,39(4):800-805.
- [3] 夏新念,蔡洪涛.对颗粒流态化流动逻辑关联式新模型的实证分析[J].化学工程,2017,45(12):61-65.
- [4] 卢利强.气固流态化的多尺度离散模拟[D].北京:中国科学院研究生院(过程工程研究所),2015.
- [5] 刘丙超,王胜胜,苏鲁书,等.多层进气提升段扩径预提升段流动特性研究[J].石油炼制与化工,2018,49(4):51-57.
- [6] 房倚天,王志青,李俊国,等.多段分级转化流化床煤气化技术研究开发进展[J].煤炭转化,2018,41(3):1-11.
- [7] 杨秀娟,阎维平.烟气流态化褐煤干燥与非稳态传热传质过程研究[J].热力发电,2018,47(4):1-8. ■

物,具有一定化学腐蚀性,鉴于此,MMA、MA 原料分离提纯可以兼具考虑精馏塔精馏、分子筛匹配,同时适当运用膜分离技术进一步分离提纯,起到对原料分离纯化作用。

参考文献

- [1] 田丽娜.特厚有机玻璃生产中 MMA 本体聚合动力学与传热耦合研究[D].杭州:浙江大学,2006.
- [2] 卢瑶瑶,栾英豪,杨景辉.4A 分子筛吸附甲基丙烯酸甲酯中水分的研究[J].塑料工业,2011,39(7):76-78.
- [3] 姜洋,张永强,王志伟,等.分子筛吸附甲基丙烯酸甲酯中微量水分的研究[J].无机盐工业,2006,38(12):29-31.
- [4] 王学松,郑领英.膜技术[M].北京:化学工业出版社,2013. ■