

干煤粉气化炉主烧嘴与渣口匹配性研究

李东阳*, 张永明, 院建森, 姚 强

(国家能源集团宁夏煤业有限责任公司煤制油分公司, 宁夏 银川 750411)

摘要:干煤粉气流床气化技术已经在国内外普遍推广应用,从干煤粉气化炉的组合烧嘴、下渣口及气化炉的结构和特点出发,讨论了干煤粉气化炉主烧嘴氧气旋流角度、主烧嘴煤粉通道半径及气化炉下渣口的尺寸等对气化效率的影响。结果发现,干煤粉气化炉选择氧气旋流角为 25°、煤粉通道半径为 92 mm 的主烧嘴与下渣口直筒段内径为 500 mm 的渣口进行匹配,所产生的有效气含量最高,碳转化率最高,渣、饼残碳量最低,气化反应更充分,是一种较好的匹配选择。

关键词:干煤粉气化; 气化炉; 主烧嘴; 渣口; 匹配性

中图分类号: TQ546

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2024)S1-0328-04

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.S1.059

Research on matching performance between main burner and slag mouth of SNG gasifier

LI Dong-yang*, ZHANG Yong-ming, YUAN Jian-sen, YAO Qiang

(Coal to Oil Branch, Ningxia Coal Industry Co., Ltd., China Energy Investment Corporation, Yinchuan 750411, China)

Abstract: The dry pulverized coal fluidized bed gasification technology has been widely promoted and applied in the world. From the perspective of the structure and characteristics of the combined burner, slag outlet, and gasifier itself of dry pulverized coal gasifier, the influences on gasification efficiency are explored from the oxygen rotation angle of the main burner, the coal powder channel radius of the main burner, and the size of the gasifier slag outlet. A good matching selection is found as follows: a main burner with oxygen rotation angle of 25°, a pulverized coal channel radius of 92 mm and a slag outlet with an inner diameter of 500 mm. Under this matching scheme, the content of effective gas reaches the highest, the carbon conversion rate is the highest, the carbon content in slag and cake is the lowest, and gasification reaction conducts more adequate.

Key words: dry pulverized coal gasification; gasifier; main burner; slag mouth; matching performance

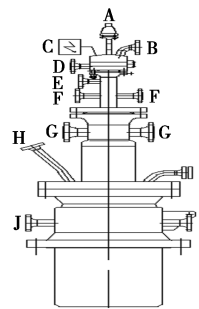
一直以来,我国的能源结构都是富煤、贫油、少气,而煤炭作为我国最为重要的工业和民用能源,提高煤炭资源的高效利用率、降低煤炭资源开发对环境的不良影响、减少我国对进口石油的依赖、加强煤炭相关领域的技术研究、实现对煤炭绿色高值化利用具有非常重要的现实意义。

煤气化技术的类型较多,可以将其划分为流化床气化技术、固定床气化技术和气流床气化技术。干煤粉气化属于气流床气化技术的一种,具有煤种适应性宽、碳转化率高、煤气中不含焦油、技术指标优良、煤气中的污染物容易净化等特点,成为现阶段煤气化较为普遍的技术手段。干煤粉气流床气化是利用顶置喷嘴,将干煤粉、氧气和热蒸汽注入气化炉中,在高温、高压下迅速反应生成粗煤气,通过氧煤比的调节控制粗煤气的组分^[1]。

现阶段国内自主研发的干煤粉气化炉,单炉原煤处理量达到 3 000 t/d,单炉有效气量达到 150 000 Nm³/h,碳转化率大于 98.5%,现已实现了干煤粉气化成套技术和装备的对外输出能力。

1 干煤粉气化炉组合烧嘴的结构和特点

干煤粉气化炉使用的是内冷式多通道套管型组合烧嘴,由点火烧嘴和主烧嘴 2 部分组成,具体结构如图 1 所示。



A—组合烧嘴三合一火焰监测系统; B—中心氮气;
C—高能点火器; D—点火 LPG; E—点火氧气;
F—点火烧嘴循环冷却水; G—主烧嘴氧气+次高压蒸汽;
H—煤粉; I—预留口; J—主烧嘴循环冷却水

图 1 干煤粉气化炉组合烧嘴结构图

点火烧嘴由三合一视频监测系统、高能点火枪、

中心氮气、点火LPG、点火氧气和点火烧嘴循环冷却水组成。点火烧嘴在气化炉开车期间,通入LPG和氧气,使用高能点火枪进行点火,点火成功后对气化炉进行升温升压,当压力到达4.05 MPa以上时,对主烧嘴燃料进行点火;在正常生产期间,防止主烧嘴火焰熄灭,主烧嘴停车期间,点火继续保持运行,对气化炉进行保压,气化炉重新开车时再次对主烧嘴进行点火。点火烧嘴中心氮的作用是防止气化炉点火前炉膛内的灰进入点火枪内或者气化炉运行时防止枪尖回火烧损点火枪。点火烧嘴循环冷却水为点火烧嘴冷却降温,防止温度过高而损坏。

主烧嘴包括主氧气、煤粉和主烧嘴循环冷却水,其中主氧气是和次高压蒸汽在混合器中混合均匀后进入主烧嘴,在主烧嘴进煤粉前使用LPG作为开车气首先进入主烧嘴内。煤粉和氧气/蒸汽混合气是以旋流方式从主烧嘴喷出,进入气化炉燃烧室进行反应,可通过调节次高压蒸汽的量来改变主烧嘴的火焰形状。

2 干煤粉气化炉渣口的结构和特点

干煤粉气化炉的主体由燃烧室和激冷室2大部分组成,燃烧室与气化炉外壁之间存在环形空间,环形空间内通入 CO_2 作为保护气,防止气化炉外壁温度过高;燃烧室内壁为水冷壁盘管,上附着一层捣打料,燃烧后的气体及煤渣经下渣口从下降管落至激冷室水浴内进行激冷分离,激冷工艺采用激冷环加下降管激冷水浴洗涤技术,激冷室中设有破除气泡装置,防止过大的气泡携带过多的液体逸出;激冷后的煤渣经气化炉下方的破渣机破碎后由渣锁斗排出。

干煤粉气化炉的结构如图2所示,其中气化炉总高约为21 600 mm,燃烧室直径约为3 500 mm,激冷室直径约为4 000 mm。干煤粉炉的水冷壁循环冷却系统共有13路循环水组成,其中烧嘴支撑装置管1路,燃烧室水冷壁6路,下渣口2路,热裙水冷壁2路,激冷中心筒2路。

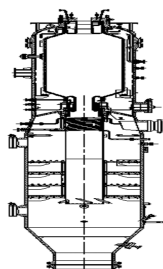


图2 干煤粉气化炉结构图

干煤粉气化炉下渣口组件结构如图3所示,包括气/渣保护屏传热面和相应的冷却盘管以及下降管连接,下渣口直筒段的内径约为596 mm。

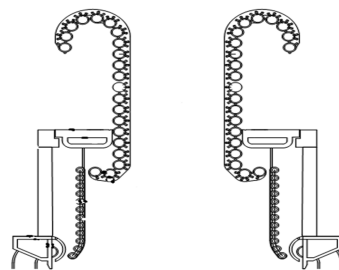


图3 干煤粉气化炉下渣口结构图

3 干煤粉气化炉主烧嘴和渣口的匹配性讨论

此干煤粉气化炉原始设计的合成气有效气(H_2+CO)含量大于92%(体积分数),但在实际运行过程中,有效气平均值只有86%(体积分数)左右,远低于原始设计值,炉渣残碳含量在1.5%左右,滤饼残碳含量在25%左右,燃烧效果较差。通过将此干煤粉气化炉与同园区的GSP气化炉对比发现,主烧嘴尺寸、结构以及气化炉的渣口匹配性对气化效率有一定的影响,所以对气化炉主烧嘴与渣口的选型开展了研究讨论。

3.1 主烧嘴的选型

首先对氧气旋流角度展开讨论,将设计院提供的 23° 、 25° 和 27° 3种主烧嘴氧气旋流角度采用仿真模拟分析其对火焰的影响^[2],具体仿真模拟对比的结果见图4。

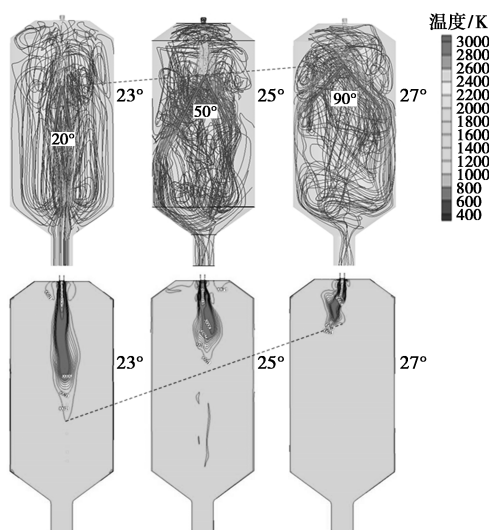


图4 不同氧气旋流角度的颗粒迹线图和温度分布云图

从仿真模拟结果能看出, 23° 的主氧旋流角度,

炉内流场主要呈现出平推流的趋势,炉内的返混湍流较弱,炉内停留时间较短,火焰长度最长;另外,27°的主氧旋流角度,在气化炉上部呈现出较强的颗粒相湍流返混,炉内上部的煤粉颗粒旋流过于分散,不利于煤粉颗粒与主氧气的反应,同时从温度场可看出火焰短且发飘;而25°的主氧旋流角度,炉内颗粒相的流场弥散相对更好,湍流度更大,炉内颗粒相的弥散流场更为紊乱,有利于气化反应的充分进行^[3]。

其次,考虑到煤粉通道半径对于气化炉流场具有较大影响,针对此干煤粉气化炉3种方案煤粉通道半径的设计[84 mm(现有结构)、92 mm和100 mm]进行了流场模拟(主氧旋流角度为25°),具体仿真模拟对比的结果见图5。

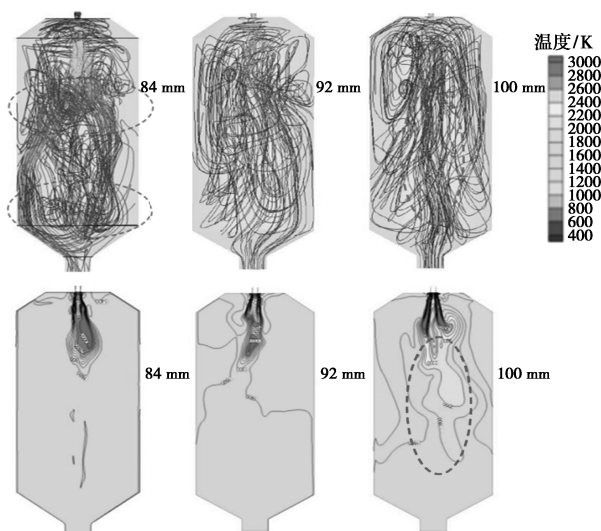


图5 不同煤粉通道半径的颗粒迹线图和温度分布云图

经过对比分析发现,在组合烧嘴84 mm的煤粉通道设计半径下,煤粉颗粒发生气化反应最快,高温区集中,但炉内返流相对较为严重,气化炉温度在靠近出口处有波动,气化炉可能会存在较大的压力波动;在组合烧嘴100 mm的煤粉通道设计半径下,煤粉颗粒发生气化反应最慢,高温区较分散,但炉内中心区的煤粉颗粒迹线平推流过多,温度场很不均匀;在组合烧嘴92 mm的煤粉通道设计半径下,从颗粒迹线图中可看出,气化炉流场炉膛流线充满度更高,同时避免中心过多平推流及炉内返流,气化炉流场相对更优,另外可以看出温度场分布相对均匀,且一定程度提升了炉温可适当降低气化炉氧耗^[4]。

通过以上研究讨论发现,氧气旋流角为25°、煤粉通道半径为92 mm时,理论上可以提高气化效率,所以在此理论基础上做了相应的生产实验,结果

如表1所示。

表1 固定氧气流角和煤粉通道半径时的气化效率

时间/d	H ₂ /(v%)	CO/(v%)	有效气含量/%	渣残碳/%	饼残碳/%
1	29.35	59.34	88.69	0.82	23.27
2	28.85	56.77	85.62	1.06	20.99
3	28.62	56.48	85.10	1.59	22.25
4	29.18	56.51	85.69	1.18	22.15
5	29.36	56.91	86.27	0.91	21.75
6	29.44	58.13	87.57	1.40	21.65
7	29.36	57.24	86.60	1.23	23.52

在新烧嘴生产实验阶段,合成气有效气组分含量平均值为86.5%,比原设计烧嘴有效气增加了0.5%,与原设计烧嘴偏差较大,气化炉渣的残碳平均含量为1.17%,气化滤饼的残碳平均含量为22.22%左右。

经讨论研究认为,只改变气化炉主烧嘴的尺寸和结构,无法彻底改变气化炉燃烧效果。可以通过改变渣口的尺寸来使气化炉燃烧室内的工艺气返混,未完全参与反应工艺气返混后在燃烧室停留时间延长,可提高气化效率。

3.2 渣口的选型

干煤粉气化炉的下渣口为直径596 mm的直筒型渣口,同工段的GSP炉下渣口为上直径596 mm、下直径772 mm的“宝塔”型渣口。“宝塔”型渣口在运行一段时间后会合成气超温、合成气含尘量大等问题,停炉检修发现热态溶渣对下降管下方1~2 m内区域有烧损现象,造成合成气蹿气,未达到激冷洗涤效果^[5-6]。下渣口的流场及温度场模拟见图6。

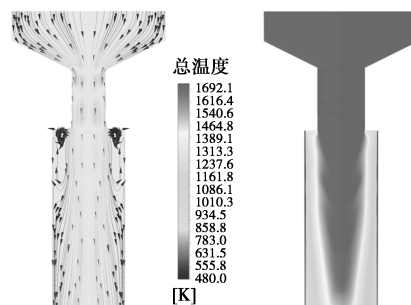


图6 干煤粉气化炉下渣口流场模拟迹线图和温度场分布图

模拟结果显示,粗合成气射流惯性较弱,下降管出口处产生明显回流。由于回流气体较多,且回流气体温度设定过高(1400℃),导致下降管底部液膜蒸发较多。且下渣口的粗合成气进入下降管后,仅

在顶部出现近圆环状涡管及强度较弱的拉长型涡旋,中心射流速度比改进型下渣口的低,气流径向扩散显著,导致壁面液膜蒸发量增加,产生的蒸汽对中心射流有一定侵蚀作用。因此要对气化炉下渣口结构进行改造,具体改造方法是在原有渣口设计的基础上进行修改,只改变了下渣口直筒段内径,由596 mm 缩小至500 mm,对于各法兰管口、下渣口冷却水通道等相关工艺尺寸和结构未做改动。

通过气化炉内流场的模拟结果,使用氧气旋流角为25°、煤粉通道半径为92 mm 的主烧嘴和直筒段内径500 mm 的下渣口进行生产试运行实验,结果如表2所示。

表2 固定氧气旋流角和煤粉通道半径时的气化热损失

时间/ d	总热损/ MW	渣口热损/ MW	热裙热损/ MW	渣口压差/ kPa	有效气 含量/%
1	4.8	0.21	0.36	56	86.98
2	3.9	0.18	0.34	54	89.38
3	3.4	0.12	0.28	51	87.73
4	4.0	0.14	0.24	55	88.76
5	3.5	0.20	0.18	47	89.94
6	4.5	0.21	0.16	43	88.89
7	3.3	0.30	0.13	52	87.97

通过新配型的气化炉生产实验结果可以看出,气化炉水冷壁热损偏高,在3.0~5.0 MW 波动,渣口热损在0.1~0.3 MW 之间,热裙热损呈缓慢下降趋势,渣口压差较稳定,合成气有效气组分含量平均值在88.48%,比原设计提高了2.4%,证明新烧嘴及新渣口的配型对提升气化效率有一定的效果。不同配型的烧嘴对气化效率的影响见表3。

(上接第327页)

- [8] 傅梦倩.催化裂化提升管进料区双层喷嘴进料下两相流动特性的模拟研究[D].北京:中国石油大学,2020.
- [9] 傅梦倩,姚秀颖,范怡平,等.双层喷嘴提升管进料区内气固流动特性的数值模拟[J].过程工程学报,2020,20(7):757-769.
- [10] 许峻,范怡平,钱筱婕,等.催化裂化提升管进料段喷嘴射流运动-扩散特性的分析[J].化工学报,2020,71(4):1450-1459.
- [11] 许峻,王智峰,侯凯军.双层喷嘴进料提升管内气固流动混合特性的大型冷模实验研究[J].化工学报,2021,72(8):4019-4029.
- [12] 高金森,郭印诚.催化裂化提升管反应器气液固三相流动反应的数值模拟: I.气液固三相流动反应模型的建立[J].石油学报(石油加工),1999,15(3):18-24.
- [13] 高金森,徐春明,杨光华,等.催化裂化提升管反应器气液固三相流动反应的数值模拟: II.原料液雾流动气化过程的数值模拟[J].石油学报(石油加工),1999,15(4):19-24.
- [14] 高金森,郭印诚.催化裂化提升管反应器气液固三相流动反应

表3 不同配型的烧嘴对气化效率的影响

	比煤耗/ (kg· 1000 Nm ⁻³)	比氧耗/ (kg· 1000 Nm ⁻³)	渣残碳/ %	饼残碳/ %	碳转化率/ %
原设计	558.5	301.7	1.42	23.75	98.51
新配型	550.4	294.2	0.75	20.49	98.73

由表3可以看出,在同样条件下,新配型的气化炉运行期间比煤耗和比氧耗更低,渣、饼残碳量也较低,碳转化率更高,煤粉燃烧效率更好。

4 结论

干煤粉气化炉选择氧气旋流角为25°、煤粉通道半径为92 mm 的组合烧嘴,与下渣口直筒段内径为500 mm 的渣口进行匹配,所产生的有效气含量最高,渣、饼残碳量最低,碳转化率最高,气化反应更充分,是一种较好的匹配选择。

参考文献

- [1] 匡建平,郭伟,井云环,等.单喷嘴顶置干煤粉气化烧嘴与气化炉匹配性能研究[J].煤炭科学技术,2015,43(S1):102-105,69.
- [2] 王国梁.烧嘴氧气旋流角度对干煤粉气化性能的影响[J].煤化工,2022,50(2):26-28,60.
- [3] 郭伟,匡建平.单喷嘴顶置粉煤气化炉热态数值模拟及烧嘴头部受热分析[J].当代化工,2016,45(6):1170-1172.
- [4] 马银剑,井云环,吴跃,等.干煤粉气化炉模拟软件开发及应用[J].煤炭科学技术,2015,43(S1):124-125,129.
- [5] 马宝国.煤粉气化炉激冷室关键部件模拟分析及结构优化[D].杭州:浙江大学,2021.
- [6] 李晓东,张镛铎.干煤粉气化炉下渣口结构的设计及应用对比分析[J].化肥设计,2016,54(3):23-26.■
- 的数值模拟: III.流动传热及反应的数值模拟[J].石油学报(石油加工),1999,15(5):28-37.
- [15] 高金森,郭印诚.催化裂化提升管反应器气液固三相流动反应的数值模拟: IV.原料液雾油滴粒径变化的数值模拟[J].石油学报(石油加工),2000,16(1):26-30.
- [16] Tuyen T B N, Subhasish M, Vishnu P, et al. Comparison of vaporization models for feed droplet in fluid catalytic cracking risers[J]. Chemical Engineering Research & Design, 2015, 101: 82-97.
- [17] Gupta A, Rao D S. Effect of feed atomization on FCC performance: Simulation of entire unit[J]. Chemical Engineering Science, 2003, 58(20): 4567-4579.
- [18] Gupta A, Rao D S. Model for the performance of a fluid catalytic cracking (FCC) riser reactor: Effect of feed atomization[J]. Chemical Engineering Science, 2001, 56(15): 4489-4503.
- [19] 朱晓丽,崔运静,仇性启.提升管进料段油剂间传质传热及混合特性研究[J].石油化工,2017,46(3):309-314.
- [20] 朱晓丽.提升管内油雾蒸发及传热流动特性研究[D].青岛:中国石油大学(华东),2017.■