

模拟生活干垃圾循环流化床气化试验

何守琪^{1,2}, 刘志成^{1,2,3}, 王小芳^{2,3}, 蔡军^{3,4,5}

(1.大同市煤炭清洁高效利用研究所,山西大同 037000;2.煤灵活燃烧与热转化山西省重点实验室,山西大同 037000;3.中国科学院工程热物理研究所,北京 100190;4.山西省煤炭清洁高效燃烧与气化工程研究中心,大同 037000;5.中国科学院大学工程科学学院,北京 100049)

摘要:为给工业化循环流化床垃圾气化技术研发提供基础数据,在中试规模循环流化床气化试验台,研究过量空气系数和系统富氧体积分数对模拟生活干垃圾(简称“干垃圾”)气化特性影响。试验用干垃圾为单组分垃圾料配置而成的压块料,组成包括纸张、织物、木屑、灰渣和水,分别按质量分数60%、10%、10%、10%及10%配比,并通过用干垃圾压块料和工业锅炉底渣交错加料的方式解决了中试试验中压块料进料不畅的问题。通过试验发现干垃圾空气气化条件,过量空气系数由0.31提至0.50,气化温度会由850℃提至950℃,生成的煤气热值3 976~2 590 kJ/m³,煤气中CO产率增加,H₂产率先增加后减少,CH₄产率减少,煤气产气率2.28~3.08 m³/kg,冷煤气效率42.97%~51.01%,碳转化率83.11%~92.45%;;在900℃条件系统富氧体积分数由30%升高至50%时,水煤气反应得到强化,煤气有效组分(CO+H₂+CH₄)产率和煤气热值均得到提高,煤气热值5 274~7 294 kJ/m³,煤气产气率1.37~1.93 m³/kg,碳转化率83.32%~81.11%,冷煤气效率55.39%~53.77%;模拟生活干垃圾在中试规模循环流化床气化炉内实现稳定空气气化和富氧-水蒸汽气化运行,炉膛底部温度低,炉膛底部至顶部高度范围内温度分布较为均匀,装置稳定连续运行108 h,温差在19.7℃以内,中试规模循环流化床内部物料循环稳定。

关键词:干垃圾;气化;循环流化床;中试;富氧-水蒸气

中图分类号:TQ530.2 **文献标志码:**A **文章编号:**1006-6772(2024)09-0156-09

Gasification of synthetic waste in circulating fluidized bed

HE Shouqi^{1,2}, LIU Zhicheng^{1,2,3}, WANG Xiaofang^{2,3}, CAI Jun^{3,4,5}

(1. Datong Institute of Coal Clean and Efficient Utilization, Datong 037000, China;

2. Shanxi Key Laboratory of Coal Flexible Combustion and Thermal Conversion, Datong 037000, China;

3. Institute of Engineering Thermophilic, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China;

4. Shanxi Engineering Research Center of Coal Clean, Efficient Combustion and Gasification, Datong 037000, China;

5. School of Engineering Science, University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China)

Abstract: To provide basic data for the development of industrial circulating fluidized bed (CFB) synthetic waste gasification technology, the effect of excess air coefficient and O₂ volume fraction on the gasification characteristics of synthetic waste were studied in a pilot-scale CFB gasifier. The synthetic waste used in the experiment is a material made of single-component waste, which consists of paper, fabric, sawdust, ash and water, respectively, according to the mass fraction of 60%, 10%, 10%, 10% and 10%. The problem of poor feeding of block material in the pilot test was solved by using synthetic waste and boiler bottom slag alternately. The gasification temperature increased from 850℃ to 950℃ when the excess air coefficient increased from 0.31 to 0.50. The calorific value of the generated gas is 3 976~2 590 kJ/m³. CO yields increases, H₂ yields increases first and then decreases, and CH₄ yields decreases. The gas production rate is 2.28~3.08 m³/kg, the cold gas efficiency is 42.97%~51.01%, and the carbon conversion rate is 83.11%~92.45%. As O₂ concentration increased from 30% to 50% at around 900℃, the water-gas shift reaction was enhanced. The overall yields of CO, H₂ and CH₄ improves

收稿日期:2023-03-23;责任编辑:戴春雷 DOI:10.13226/j.issn.1006-6772.23032301

基金项目:煤灵活燃烧与热转化山西省重点实验室建设资助项目(202204010931004)

作者简介:何守琪(1994—),男,山西大同人,助理工程师,硕士。E-mail:heshouqi0819@163.com

通讯作者:刘志成(1977—),男,内蒙古自治区赤峰人,正高级工程师,博士。E-mail:liuzhicheng@iet.cn

引用格式:何守琪,刘志成,王小芳,等.模拟生活干垃圾循环流化床气化试验[J].洁净煤技术,2024,30(9):156-164.

HE Shouqi, LIU Zhicheng, WANG Xiaofang, et al. Gasification of synthetic waste in circulating fluidized bed[J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(9): 156-164.



移动阅读

and calorific value of the generated gas improves (5 274–7 294 kJ/m³). The gas production rate is 1.37–1.93 m³/kg, the carbon conversion rate is 83.32%–81.11%, and the cold gas efficiency is 55.39%–53.77%. The steady operation of synthetic waste gasification is realized in a pilot-scale CFB gasifier for 108 hours. The temperature at the bottom of gasifier is relatively low and the temperature distribution from the bottom of gasifier to the top is relatively uniform. The temperature difference within 19.7 °C indicates that stable material circulation inside the pilot-scale CFB.

Key words: synthetic waste; gasification; circulating fluidized bed; pilot test; O₂-enriched air and steam

0 引言

2021年我国城市生活垃圾清运量达2.4亿t,全国城市生活垃圾正以每年8%~10%速度增长^[1],城市生活垃圾处理已成为影响中国可持续发展的制约因素。随着人民生活水平提高,生活垃圾中可燃有机物成分不断增加,垃圾热值越来越高。据报道,目前存量生活垃圾经分选后轻质可燃物质量分数通常可达45%~55%。处理规模为800 t/d的生产线轻质可燃物产量可达360~440 t/d^[2]。

目前对城市生活垃圾主要有填埋、堆肥、焚烧发电3种处理方式。填埋法虽初期投资和运行费用低,但占地面积大且垃圾分解缓慢,垃圾产生的沼气、含毒污水等对空气、土壤和地下水地表水产生严重污染的事故时有发生;堆肥法对垃圾成分有较高要求,产品肥效低、制造期长,不适应城市生活垃圾快速增长的现状;直接焚烧的不充分性使其烟气中SO_x、NO_x、粉尘含量高,特别是氧化反应产生的剧毒有机物二噁英含量大^[3-4],处理不当对周围环境造成严重的二次污染。上述弊端使生活垃圾传统处理方式已无法满足城市发展需求。如何实现生活垃圾的综合利用,成为我国迫切需解决的重要课题。

针对固体废弃物防治,我国颁布的《中华人民共和国固体废物污染环境防治法》提出减量化、资源化、无害化的发展方向。气化技术是固废无害化、减量化和资源化处理结合有效途径,且在避免产生二次污染方面有优势,因而在生活垃圾资源化处理领域逐步受人们重视,许多学者对其进行研究^[5-10]。王鹏飞等^[11-14]研究城市固体废弃物在实验室规模固定床气化炉、流化床气化炉及回转窑中气化特性。ALTAFINI等^[15-18]通过建立数学模型计算了甘蔗渣、稻壳、塑料等单一垃圾组分在固定床中气化特性,为试验操作提供理论依据。TEZER等^[19-21]研究木屑、塑料废弃物和稻壳单一组分在固定床中气化特性。循环流化床反应器有广泛燃料适用性^[22-23],研究者也关注到其在生活垃圾气化方面的应用。LI等^[24]研究木屑在小型循环流化床中700~850 °C的气化特性,随操作温度升高,气化的

焦油产率呈指数下降。尽管对生活垃圾气化处理已有大量研究,但仍存在一些问题。一方面,研究者多针对单一成分物料在800 °C以下的中低温热解^[25-27],对混合物料的高温气化试验研究鲜有报道,而温度是热解气化反应的重要因素,适当提高气化温度可强化气化反应,促进焦油等大分子组分向小分子气相产物转化^[28],提高产气量和系统效率,减少液态产物及残渣产量;另一方面,研究者多数用小型流化床试验台或利用燃烧/气化模型描述干垃圾的燃烧/气化,对技术的工程放大指导作用有限。

为支撑技术的工程化应用,笔者在大同市煤炭清洁高效利用研究所的5 t/d循环流化床富氧气化试验台上,开展了模拟生活干垃圾气化特性试验研究,考察了气化温度和系统富氧体积分数等关键运行参数对模拟生活干垃圾气化特性影响规律,为技术的工程设计提供参考数据及依据。

1 试验

1.1 试验装置

5 t/d循环流化床富氧气化中试试验台工艺流程图1所示,试验台实景如图2所示。

中试装置主要由气化单元主体和辅助系统构成。气化单元主体主要包括:气化炉炉膛、旋风分离器、返料器、水冷排渣机、上料仓、下料仓、螺旋给料机、空气预热器和三级煤气水冷器,气化炉整体由耐磨材料和保温材料浇筑而成以减少散热。气化炉高度17 000 mm,上部直段内径520 mm,下部直段内径380 mm,底部设有油点火装置,用于试验启炉初始阶段升温。物料由位于炉膛下部的螺旋给料机送入炉膛。

辅助系统主要包括布袋除尘器、罗茨风机、蒸汽/空气气体混合器、蒸汽锅炉及其蒸汽过热器、氧气/蒸汽/空气气体混合器、液氧储罐及汽化器、空气压缩机、油点火燃烧器、水箱及其供水系统、测控设备仪表等。在试验装置烟道第2级冷却器后设有取样点,用于煤气样品采样。

1.2 试验物料

城市生活垃圾组成成分复杂,波动性大,用原生

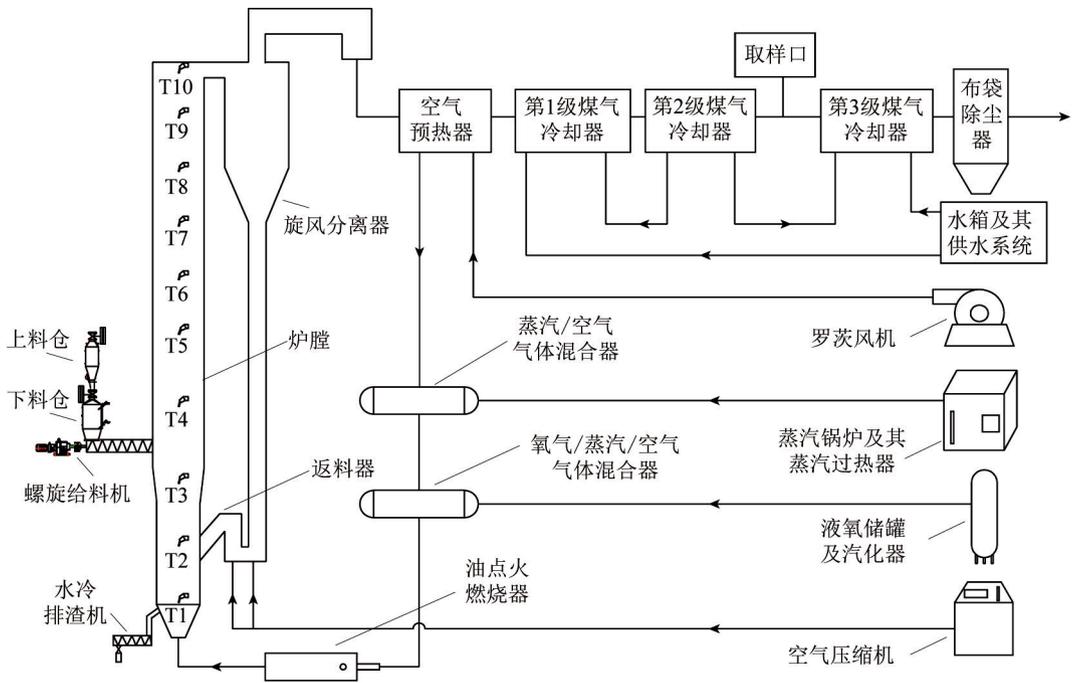


图1 循环流化床富氧气化试验工艺流程示意

Fig.1 Process flow sketch of CFB gasification system



(a) 试验台整体

(b) 上料仓

(c) 下料仓

图2 试验台实景

Fig.2 Picture of CFB gasification system

生活垃圾配置试验原料有一定困难,因此试验用物料为用单组分垃圾料配置成的模拟生活干垃圾(下文简称“干垃圾”),具体组成包括纸张、织物、木屑、灰渣和水,按质量分数分别为60%、10%、10%、10%及10%配比。考虑到实际工程应用情况,用干垃圾压块料作为试验物料,其尺寸规格约30 mm×30 mm×60 mm。

因干垃圾料密度小,在中试规模给料系统中非常容易架桥造成给料不畅,用干垃圾块和锅炉底渣交错加料的方式解决进料问题:先在上料仓中加入30 kg底渣,再加入90 kg干垃圾块,重复上述加料过程和二者的比例直至加满上料仓,使二者在上料

仓中形成交叉层,然后放至下料仓,混合物料通过同一螺旋给料机加入炉膛,冷态测试发现在底渣的夹带下干垃圾块可实现顺畅给料。锅炉底渣取自大同华岳热电有限责任公司,经筛分后分析结果显示,其碳含量<4%,粒径0~4 mm。考虑到实际应用中垃圾块料的热值,干垃圾与底渣质量比为3:1。试验前期使用0~6 mm神木煤燃烧升温。所用物料的工业分析和元素分析见表1。依据GB/T 220—2018《煤对二氧化碳化学反应性的测定方法》对干垃圾半焦的二氧化碳反应活性进行测定,如图3所示。依据GB/T 219—2008《煤灰熔融性的测定方法》对干垃圾的灰熔融性进行测定,见表2。试验开始前

向气化炉内加入石英砂作为床料,所用石英砂粒径为0.22~0.38 mm。

表1 试样的工业分析和元素分析

Table 1 Proximate and ultimate analysis of samples

物料	工业分析/%				元素分析/%						$Q_{\text{net,ar}}/(\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1})$
	M_{ad}	A_{ad}	V_{ad}	FC_{ad}	C_{ad}	H_{ad}	O_{ad}	N_{ad}	S_{ad}	Cl_{ad}	
神木煤	3.78	4.72	33.86	57.64	73.38	4.42	16.05	1.04	0.26	0.13	29 687
干垃圾	3.64	20.68	71.29	4.39	47.91	4.51	24.15	0.94	0.87	0.94	18 536
底渣	1.27	94.75	0	3.98	4.67	0.07	0.19	0.05	0.16	0.11	— ^b
混合物料 ^a	3.04	39.20	53.47	4.29	37.10	3.40	18.16	0.72	0.69	0.73	14 351

注:^a混合物料为模拟生活干垃圾和底渣,质量比3:1,数据为计算值;^b锅炉底渣热值低,可忽略不计。

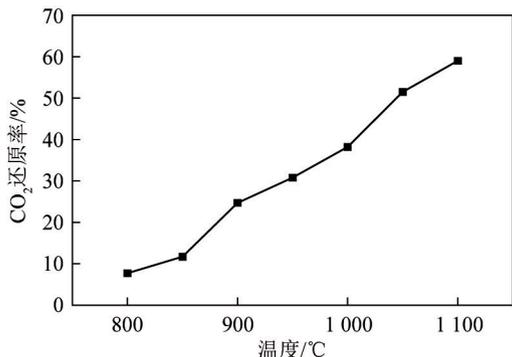


图3 干垃圾半焦二氧化碳化学反应性曲线

Fig.3 Semicoke of synthetic waste CO₂ chemical reactivity curve

表2 干垃圾灰熔融温度

Table 2 Ash fusion temperature of synthetic waste °C

样品	变形温度	软化温度	半球温度	流动温度
干垃圾灰	1 170	1 177	1 179	1 184

表3 试验工况

Table 3 Operating condition of pilot plant research

工况	系统富氧体积分数/%	蒸汽质量流量/(kg·h ⁻¹)	氧气体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	空气体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	气化温度/°C
1	21	0	0	300	850
2	21	0	0	310	900
3	21	0	0	310	950
4	30	47	30	210	910
5	40	70	50	150	910
6	50	95	70	110	910

试时,用软管将取样口、玻璃纤维滤筒和便携式煤气分析仪依次相连,煤气经玻璃纤维滤筒过滤后,由Agilent GC 3000气相色谱分析仪在线分析各组分浓度。仪器生产厂家为美国安捷伦仪器公司,仪器灵敏度 $<10\sim 20\times 10^{-6}$;可重复性 $<0.5\%$ RSD ($<C6$);检测器TCD、FID,分析组分包括H₂、O₂、CO、CH₄、CO₂和N₂。待组分中氧气含量逐步降至0.2%以下且稳定不变时,记录煤气组分,间隔1 h分析1次,所取煤气组分平均值作为该工况的煤气组成。试验温度

1.3 试验方法与数据处理

试验开始前,向炉膛加入80 kg石英砂床料。启动油点火燃烧器预热至600 °C以上,逐渐开启给煤机进行连续投煤燃烧升温,进入循环流化床燃煤升温状态;当炉膛底部温度达700 °C,逐渐投入干垃圾和底渣的混合料进行燃烧蓄热;当炉膛底部温度达800 °C,系统转入气化状态。底渣通过气化炉底部的排渣管排出;空气经空气预热器预热后与减压后过热蒸汽混合后通入气化炉膛作为一次风气化剂。试验工况运行参数见表3。每个工况运行4 h,整个装置实现连续运行108 h,整个过程见表4。

试验进入指定工况后,当系统运行温度和压力稳定后,通过煤气成分判断是否进入稳定工况,当煤气成分波动 $<10\%$ 即可认为进入稳定工况。在各工况中进行煤气在线分析和煤气取样;在煤气组分测

稳定工况期间(4 h内温度变化不超过10 °C)平均温度。煤气产率、煤气热值、碳转化率、冷煤气效率、氧干垃圾比和蒸汽干垃圾比由式(1)~(4)计算。

$$a_i = \frac{0.79q_{\text{air}}\varphi_i}{0.75\varphi(N_2)}, \quad (1)$$

式中, a_i 为干垃圾生成煤气组分*i*的产率,m³/h; i 为CO、H₂、CH₄、CO₂; q_{air} 为气化剂中空气体积流量,m³/h; φ_i 为煤气组分*i*的体积分数,%; $\varphi(N_2)$ 为煤气中氮气体积分数,%。

表4 中试试验各运行阶段统计
Table 4 Statistics of each operation stage of pilot plant research

试验阶段	时间														
	3月15日		3月16日		3月17日				3月18日						
	11:30	19:30	00:00	23:59	00:00	4:00	9:15	13:15	4:30	8:30	8:40	12:40	12:50	16:40	18:50
点火启动	■		■		■				■						
气化调试	■		■		■				■						
工况3	■		■		■				■						
调整	■		■		■				■						
工况2	■		■		■				■						
调整	■		■		■				■						
工况4	■		■		■				■						
调整	■		■		■				■						
工况5	■		■		■				■						
调整	■		■		■				■						
工况6	■		■		■				■						
调整	■		■		■				■						
工况1	■		■		■				■						

$$Q_{\text{gas,net}} = 10.79\varphi(\text{H}_2) + 12.64\varphi(\text{CO}) + 35.90\varphi(\text{CH}_4), \quad (2)$$

式中, $Q_{\text{gas,net}}$ 为煤气热值, kJ/m^3 ; $\varphi(\text{H}_2)$ 、 $\varphi(\text{CO})$ 、 $\varphi(\text{CH}_4)$ 分别为 H_2 、 CO 、 CH_4 体积分数, %。

$$X_c = \frac{12(V(\text{CO}_2) + V(\text{CO}) + V(\text{CH}_4))}{22.4C_{\text{ad}}}, \quad (3)$$

其中, X_c 为碳转化率, %; $V(\text{CO}_2)$ 、 $V(\text{CO})$ 、 $V(\text{CH}_4)$ 分别为 CO_2 、 CO 、 CH_4 的产气率, m^3/kg ; C_{ad} 为物料收到基碳元素质量分数, %。忽略其他含 C 气体影响, 认为物料中 C 经反应转化, 主要集中在 CO 、 CO_2 和 CH_4 中, 实际碳转化率略高于计算结果。

$$\eta = \frac{aQ_{\text{gas,net}}}{Q_{\text{ar,net}}}, \quad (4)$$

式中, η 为冷煤气效率, %; a 为煤气总产率, m^3/kg ; $Q_{\text{ar,net}}$ 为煤的低位发热量, kJ/kg 。

用 $Q(\text{O}_2)/M$ 表示氧干垃圾比, m^3/kg ; 用 $m(\text{H}_2\text{O})/M$ 表示蒸汽干垃圾比, kg/kg 。其中, $Q(\text{O}_2)$ 为气化剂中氧气体积流量, m^3/h ; M 为干垃圾给料量, kg/h ; $m(\text{H}_2\text{O})$ 为气化剂中蒸汽质量流量, kg/h 。

2 结果与讨论

2.1 系统运行特性

图4为不同条件干垃圾气化时炉膛内温度分布曲线, T1~T10为图1中各点代表温度, 取运行期间平均值。可知炉膛底部 T1 和 T2 温度明显偏低, 一

方面, 与干垃圾物料特性有关, 干垃圾密度小、挥发分含量高, 物料不及落到炉膛底部大部分已进行反应, 导致反应区上移; 另一方面, 也与该测温点设置位置有关。T1 温度点位于风帽小孔上 300 mm 处, 远低于工况运行温度的一次风 (187~357 °C) 及蒸汽 (约 400 °C) 从风帽进入炉膛, 造成 T1 温度低; T2 温度点位于返料器出口位置, 大量 820~870 °C 左右的半焦和常温的返料风通过返料器经该点返回炉膛, 造成 T2 温度低。各工况下, T3 测温点温度最高, 试验中以该点作为运行参考温度, 从 T3 沿炉膛高度方向至 T10, 炉膛内温度降低, 这是由于循环流化床底部区域虽然通入的气化剂带入大量氧气, 形成过氧区, 燃料与氧气发生氧化放热反应, 但在炉膛 1 500 mm 处大量 820~870 °C 左右的半焦通过返料器返回炉膛与高温床料混合, 在炉膛 3 800 mm 处常温混合原料进入炉膛, 一方面, 混合料中干垃圾组分燃烧, 反应释放热量被混合料中掺配的锅炉底渣、循环半焦和燃料干燥热解过程逐步吸收; 另一方面, 随炉膛高度增加, 氧逐渐消耗, 炉膛内的气氛由过氧气氛逐渐向还原气氛转化, 反应 $\text{C} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}$ 、 $\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO}$ 、 $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$ 反应增强, 随吸热反应的进行, 炉膛温度逐渐降低。

2.2 过量空气系数对气化特性影响

研究过量空气系数对于干垃圾气化特性影响, 工况参数见表5。

干垃圾空气气化过量空气系数由 0.31 升至 0.50,

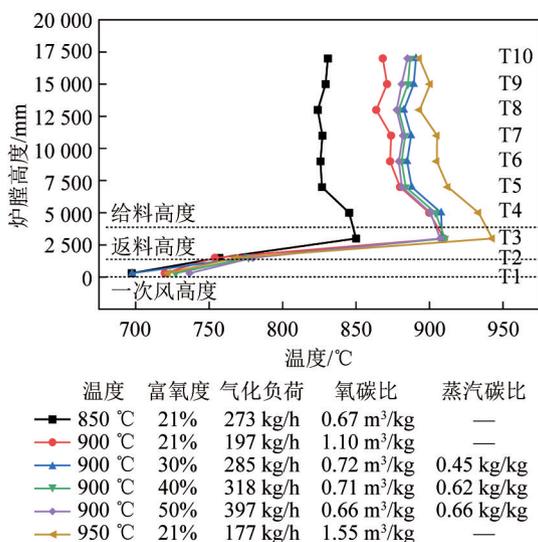


图4 干垃圾气化炉膛温度分布

Fig.4 Temperature distribution of synthetic waste gasification in CFB

表5 不同过量空气系数工况运行参数

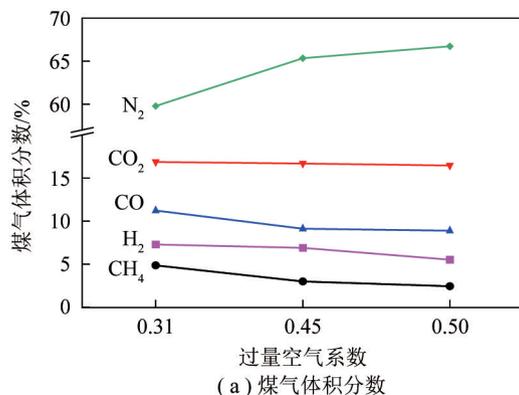
Table 5 Operating parameters under different excess air coefficients

过量空气系数	密相区温度/°C	炉膛顶部温度/°C	实际给料量 ^a /(kg·h ⁻¹)	氧气干垃圾比/(m ³ ·kg ⁻¹)
0.31	850	830	272.65	0.31
0.45	900	872	192.38	0.46
0.50	950	930	177.41	0.50

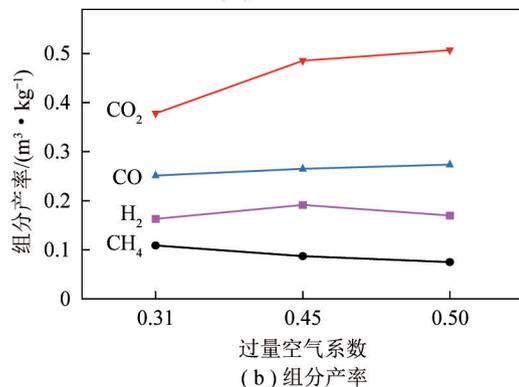
注:^a混合物料为模拟生活干垃圾和底渣,质量比3:1。

煤气主要成分体积分数和产率变化如图5所示。气化所需热量来源于部分物料燃烧放热,通过增大过量空气系数,增大物料燃烧份额以提高气化温度,故进入炉中N₂量增加,煤气中N₂体积分数由850 °C的58.60%增至950 °C的66.73%。氮气含量增加,导致煤气中其他气体组分(CO、H₂和CH₄)体积分数降低,包括燃烧反应的主要产物CO₂。为真实反映干垃圾在循环流化床气化的产气特性,对于干垃圾的煤气组分气体产率(式(1))进一步分析。通常在高温、贫氧条件,生成CO₂会与炉中炙热的碳发生Boudouard反应,使CO产率增加。但在本试验中CO不同气化温度,产率仅增加0.25~0.27 m³/kg。一方面因为干垃圾中固定碳较少(仅4.39%),影响了半焦氧化反应(C+1/2O₂→CO)和Boudouard反应(C+CO₂→2CO)^[29];另一方面,气化反应温度仍低,对上述反应促进作用有限。H₂产率随过量空气系数的增加而先增后减,由0.17 m³/kg增至0.20 m³/kg,后降至0.16 m³/kg,由于物料燃烧份额增大,物料中部分H元素会以H₂的形式通过挥发分析出。在空气

气化中,CH₄的产率一直较低,并随过量空气系数升高,产率缓慢下降,由0.11 m³/kg降至0.07 m³/kg。一方面,循环流化床反应器是自供热系统,部分CH₄会与氧气发生燃烧反应,造成CH₄体积分数减少;另一方面,煤气中CH₄主要由干垃圾中挥发分生成。温度高于600 °C,垃圾气化生成CH₄的氧化反应和裂解反应强度会随温度升高而增强,导致CH₄的产率逐渐降低^[28]。



(a) 煤气体积分数



(b) 组分产率

图5 不同过量空气系数下煤气主要成分和产率

Fig.5 Main composition and yield of coal gas under different excess air coefficients

过量空气系数对碳转化率、冷煤气效率和煤气热值的影响如图6所示。煤气的热值随着过量空气系数升高而降低,虽然煤气中有效组分(CO、H₂和CH₄)体积分数变化较小,但大量增加的N₂对有效气有一定的稀释作用,造成煤气的热值明显降低。仅考虑气化装置不同规模散热损失带来的煤气热值的影响,工业装置规模大,其散热量比例(约4%)相较于中试装置散热比例(约20%)较小,干垃圾气化煤气热值可进一步提高。冷煤气效率随着过量空气系数的提高而降低,表明干垃圾中的化学能向煤气中转移减少,但碳转化率不断增加,表明碳转化率的提高是因燃烧份额的增加,生成更多CO₂引起的。工况1、工况2和工况3相比,在过量空气系数0.45(气化温度900 °C,煤气有效气产率最达0.58 m³/kg)条件下,冷煤气的效率仅降低了3.3%,

碳转化率增幅大,提高 13.82%,故后续选取气化温度 900 °C,进一步研究干垃圾在富氧体系下的气化特性,此条件焦油、废水等产生量小利于工业化后续处理。总体上,过量空气系数对干垃圾气化反应十分重要,适当提高过量空气系数会提高煤气有效气产率及碳转化率,尽管这会对 CH₄生成不利,但高温会加剧焦油大分子裂解向气体小分子转化,降低煤气中焦油含量,在实际工程应用中便于后续生产。

2.3 系统富氧体积分数对气化特性影响

研究系统富氧体积分数对干垃圾气化特性影响,工况参数见表 6。

表 6 不同富氧体积分数工况运行参数

Table 6 Operating parameters under different O₂ volume fractions

系统富氧 体积分数/%	密相区 温度/°C	顶部温度/°C	实际给料量/ (kg·h ⁻¹)	氧干垃圾比/ (m ³ ·kg ⁻¹)	蒸汽干垃圾比/ (kg·kg ⁻¹)
30	914	890	284.96	0.35	0.22
40	910	890	318.38	0.32	0.28
50	913	890	396.50	0.30	0.30

干垃圾富氧气化中煤气主要成分和产率变化如图 7 所示。系统富氧体积分数增加通过降低一次风空气量增加一次风氧气量实现,故进入系统的 N₂量大幅减少,产生煤气中的 N₂体积分数降低;CO₂体积分数随富氧体积分数提高而增加,一方面因 N₂体积分数降低造成相对增加,更主要是因为碳与氧气的氧化反应速率极快,干垃圾中更多碳先与气化剂中氧气发生快速氧化,主要生成 CO₂。提高系统富氧体积分数过程中,无法通过单一增大水蒸气量来稳定气化温度,否则会造成产生煤气携带大量水蒸气,堵塞系统烟道系统,系统产生大量废水。试验中通过增加给料量适当增加蒸汽量来稳定气化温度,蒸汽量增加使 H₂产率由 0.25 m³/kg 升至 0.27 m³/kg,朱颖等^[30]研究也证实,一定范围内蒸汽气氛利于 H₂生成和产气量提高,一方面,水蒸气能与焦油中萘发生反应,促进焦油裂解,生成 CO 和 H₂等^[31];另一方面,干垃圾半焦中碳分别与 CO₂、水蒸气发生 Boudouard 反应和水煤气反应,生成 CO 和 H₂^[32-33]。

因为水气变换反应会引起 CO 和 H₂的相互转化,使用 CO+H₂产率作为参考,可避免水气变换反应平衡移动造成影响,体现出水煤气反应强度变化。系统富氧体积分数由 30%升至 50%时,蒸汽干垃圾比由 0.22 kg/kg 升至 0.30 kg/kg,CO+H₂产率由 0.51 m³/kg升至 0.54 m³/kg,说明气化温度一定时,气氛中水蒸气分压不断加大,干垃圾气化的水煤气

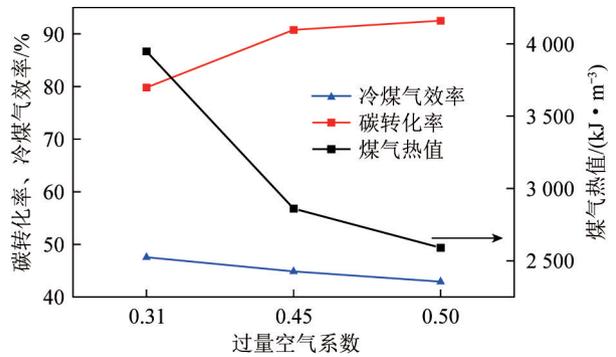


图 6 不同过量空气系数下碳转化率、冷煤气效率和煤气热值

Fig.6 Carbon conversion rate, cold gas efficiency and gas calorific value under different excess air coefficients

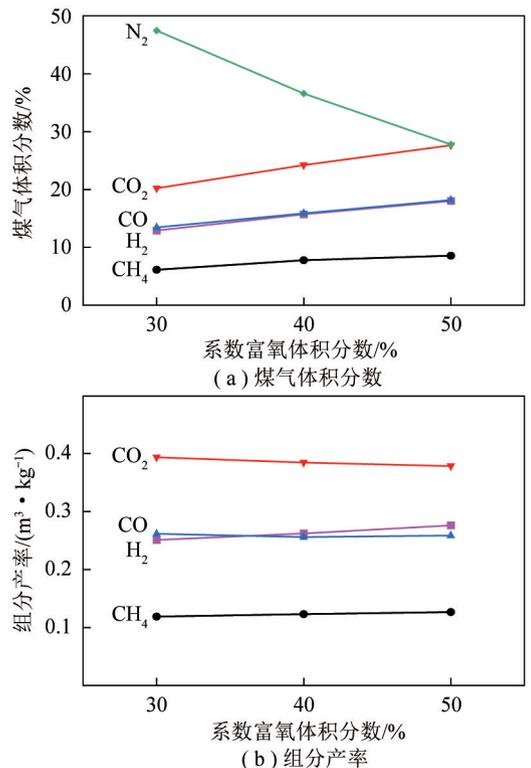


图 7 不同富氧体积分数下煤气成分和产率

Fig.7 Main composition and yield of coal gas under different O₂ volume fractions

反应增强。整个富氧气化中,CH₄的产率略增加,CH₄主要由干垃圾中挥发分生成,在气化温度基本不变,CH₄的氧化、裂解反应强度变化小时,随干垃圾给料量增加,CH₄产率增加。

系统富氧体积分数对碳转化率、冷煤气效率和煤气热值影响如图8所示。在系统富氧体积分数由30%升至50%的过程中,煤气中有效组分(CO 、 H_2 和 CH_4)产率增加,使煤气热值由 $5\,274\text{ kJ/m}^3$ 持续升至 $7\,294\text{ kJ/m}^3$;该过程中氧干垃圾比由 $0.35\text{ m}^3/\text{kg}$ 降至 $0.30\text{ m}^3/\text{kg}$,导致碳转化率由 83.32% 降至 81.11% ,表明虽然煤气有效组分产率增加,即更多碳转化为气相,但气相碳增幅低于入炉原料中碳增幅;冷煤气效率由 55.39% 降至 53.77% ,说明向气相转化的碳没能转化为有化学能的 CO 和 H_2 。

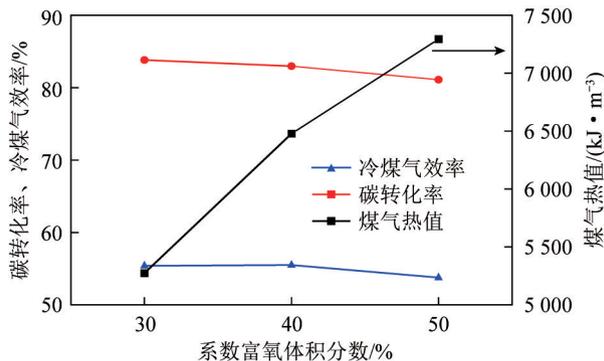


图8 不同富氧体积分数下碳转化率、冷煤气效率和煤气热值

Fig.8 Carbon conversion rate, cold gas efficiency and gas calorific value under different O_2 volume fractions

4 结 论

1)模拟生活干垃圾在中试规模循环流化床气化炉内可实现稳定的空气气化和富氧-水蒸气气化,系统运行稳定;炉膛底部温度低,炉膛温度分布较均匀,温差 $\leq 19.7\text{ }^\circ\text{C}$,中试规模循环流化床内部物料循环稳定。

2)850~950 $^\circ\text{C}$ 空气气化条件下,模拟生活干垃圾气化的煤气热值、冷煤气效率随气化温度升高而降低,但碳转化率、产气率随气化温度升高而升高;煤气热值 $3\,976\sim 2\,590\text{ kJ/m}^3$,冷煤气效率 $42.97\%\sim 51.01\%$,碳转化率 $83.11\%\sim 92.45\%$,产气率 $2.28\sim 3.08\text{ m}^3/\text{kg}$ 。

3)900 $^\circ\text{C}$ 富氧气化条件下,富氧体积分数由30%提至50%,水煤气反应增强, H_2 及 CH_4 产率提高, CO 产率先降低后增加;随系统富氧体积分数提高,煤气热值和产气率均升高,碳转化率和冷煤气效率降低。煤气热值 $5\,274\sim 7\,294\text{ kJ/m}^3$,产气率 $1.37\sim 1.93\text{ m}^3/\text{kg}$,碳转化率 $83.32\%\sim 81.11\%$,冷煤气效率 $55.39\%\sim 53.77\%$ 。

参考文献 (References):

[1] 国家统计局.城市生活垃圾清运和处理情况(年度数据)[EB/

OL]. [2023-02-10]. <https://data.stats.gov.cn/search.htm?s=%E5%9E%83%E5%9C%BE>.

[2] 张许,宗宇坤,刘明达,等.陈腐垃圾筛分系统中轻质可燃物打包工艺[J].绿色科技,2022,24(6):118-121,125.

ZHANG Xu, ZONG Yukun, LIU Mingda, et al. Packaging technology of light combustible materials in stale waste screening systems [J]. Journal of Green Science and Technology, 2022, 24 (6): 118-121, 125.

[3] NI G, ZHAO P, JIANG Y, et al. Vitrification of MSWI fly ash by thermal plasma melting and fate of heavy metals [J]. Plasma Science and Technology, 2012, 14(9): 813-818.

[4] HJELMAR O. Disposal strategies for municipal solid waste incineration residues [J]. Journal of Hazardous Materials, 1996, 47(1/2/3): 345-368.

[5] 张力,冉景煜,屈超蜀.城市生活垃圾物性与热解特性的实验研究[J].环境科学学报,2000,20(5):645-647.

ZHANG Li, RAN Jingyu, QU Chaoshu. Investigation on physical and pyrolysis characteristics of MSW [J]. Acta Scientiae Circumstantiae, 2000, 20(5): 645-647.

[6] ZHANG Y, DENG N, LING J, et al. A new pyrolysis technology and equipment for treatment of municipal household garbage and hospital waste [J]. Renewable Energy, 2003, 28(15): 2383-2393.

[7] 任辉,张荣,王锦凤,等.废弃生物质在超临界水中转化制氢过程的研究[J].燃料化学学报,2003,31(6):595-599.

REN Hui, ZHANG Rong, WANG Jinfeng, et al. Investigation of hydrogen production from waste biomass in supercritical water [J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2003, 31(6): 595-599.

[8] ISLAM M N, ISLAM M N, BEG M R A. The fuel properties of pyrolysis liquid derived from urban solid wastes in Bangladesh [J]. Bioresource Technology, 2004, 92(2): 181-186.

[9] SÁNCHEZ E, TRAVIESO L, WEILAND P, et al. Effect of influent strength changes on the performance of a down-flow anaerobic fixed bed reactor treating piggery waste [J]. Resources, Conservation and Recycling, 2002, 36(1): 73-82.

[10] 贝建业,项维灿,詹明秀,等.生活垃圾热解气化二噁英生成指示物浓度分布及关联模型研究[J].环境科学学报,2023,2:300-308.

BEI Jianye, XIANG Weican, ZHAN Mingxiu, et al. Study on indicator concentration distribution and correlation model of dioxins from pyrolysis and gasification of MSW [J]. Acta Scientiae Circumstantiae, 2023, 2: 3000-308.

[11] 王鹏飞,夏训峰,王晓伟,等.上吸式固定床生活垃圾气化炉气化特性研究[J].环境污染与防治,2016,38(4):56-61.

WANG Pengfei, XIA Xunfeng, WANG Xiaowei, et al. Analysis of living garbage gasification in an updraft fixed bed gasifier [J]. Environmental Pollution & Control, 2016, 38(4): 56-61.

[12] HOOSHMANDP, KHAKRAH H, BALOOTAKI H K, et al. Recycling municipal solid waste utilizing gasification technology: A case study [J]. Journal of Thermal Analysis and Calorimetry, 2020, 139(4): 2705-2718.

[13] JARUNGTHAMMACHOTE S, DUTTA A. Thermodynamic equi-

- librium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier [J]. *Energy*, 2007, 32(9): 1660-1669.
- [14] MELGAR A, PÉREZ J F, LAGET H, et al. Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process [J]. *Energy Conversion and Management*, 2007, 48(1): 59-67.
- [15] ALTAFINI C R, WANDER P R, BARRETO R M. Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model [J]. *Energy Conversion and Management*, 2003, 44(17): 2763-2777.
- [16] CHU C, BORÉ A, LIU X W, et al. Modeling the impact of some independent parameters on the syngas characteristics during plasma gasification of municipal solid waste using artificial neural network and stepwise linear regression methods [J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2022, 157: 112052.
- [17] KOMBE E Y, LANG' AT N, NJOGU P, et al. Process modeling and evaluation of optimal operating conditions for production of hydrogen-rich syngas from air gasification of rice husks using aspen plus and response surface methodology [J]. *Bioresource Technology*, 2022, 361: 127734.
- [18] HASANZADEH R, MOJAVER P, CHITSAZ A, et al. Biomass and low-density polyethylene waste composites gasification: Orthogonal array design of Taguchi technique for analysis and optimization [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2022, 47(67): 28819-28832.
- [19] TEZER O, KARABAG N, OZTURK M U, et al. Comparison of green waste gasification performance in updraft and downdraft fixed bed gasifiers [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2022, 47(74): 31864-31876.
- [20] CUDJOE D, WANG H. Plasma gasification versus incineration of plastic waste: Energy, economic and environmental analysis [J]. *Fuel Processing Technology*, 2022, 237: 107470.
- [21] MAOS, SHU R, GUO F, et al. Fuel gas production from microwave-induced biomass pyrolysis using char-supported metal composites as both catalysts and microwave absorbers [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2022, 47(60): 25309-25321.
- [22] 胡南, 谭雪梅, 刘世杰, 等. 循环流化床生物质直燃发电技术研究进展 [J]. *洁净煤技术*, 2022, 28(3): 32-40.
HU Nan, TAN Xuemei, LIU Shijie, et al. Research progress on power generation of biomass direct combustion in circulating fluidized bed [J]. *Clean Coal Technology*, 2022, 28(3): 32-40.
- [23] 李超, 李广民, 夏芝香, 等. 50 MW 循环流化床煤炭分级转化多联产技术开发 [J]. *洁净煤技术*, 2021, 27(5): 157-163.
LI Chao, LI Guangmin, XIA Zhixiang, et al. Development of 50 MW CFB coal pyrolysis and combustion multi-generation technology [J]. *Clean Coal Technology*, 2021, 27(5): 157-163.
- [24] LI X T, GRACE J R, LIM C J, et al. Biomass gasification in a circulating fluidized bed [J]. *Biomass and Bioenergy*, 2004, 26(2): 171-193.
- [25] ZABANIOTOU A A, ROUSSOS A I, KORONEOS C J. Laboratory study of cotton gin waste pyrolysis [J]. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 2000, 56(1): 47-59.
- [26] KIRAN N, EKINCI E, SNAPE C E. Recycling of plastic wastes via pyrolysis [J]. *Resources, Conservation and Recycling*, 2000, 29(4): 273-283.
- [27] 苏学泳, 王智微, 程从明, 等. 生物质在流化床中的热解和气化研究 [J]. *燃料化学学报*, 2000, 28(4): 298-305.
SU Xueyong, WANG Zhiwei, CHENG Congming, et al. Study on biomass pyrolysis and gasification in a fluidized bed [J]. *Journal of Fuel Chemistry and Technology*, 2000, 28(4): 298-305.
- [28] 刘慧利, 王华, 胡建杭. 城市生活垃圾气化产气特性实验研究 [J]. *工业加热*, 2008, 37(3): 1-5.
LIU Huili, WANG Hua, HU Jianhang. Experimental study on gas producing characteristics of municipal solid wastes gasification [J]. *Industrial Heating*, 2008, 37(3): 1-5.
- [29] 李金凤. 气化滤饼中碳赋存形态及循环掺烧可行性研究 [J]. *洁净煤技术*, 2020, 26(6): 224-228.
LI Jinfeng. Investigation on the occurrence of carbon in gasification filter cake and its feasibility of circulating combustion [J]. *Clean Coal Technology*, 2020, 26(6): 224-228.
- [30] 朱颖, 金保升, 肖刚, 等. 不同气氛下聚乙烯低温热解气化特性分析 [J]. *东南大学学报(自然科学版)*, 2007, 37(5): 808-811.
ZHU Ying, JIN Baosheng, XIAO Gang, et al. Analysis on low-temperature polyethylene pyrolysis and gasification in different atmospheres [J]. *Journal of Southeast University (Natural Science Edition)*, 2007, 37(5): 808-811.
- [31] 臧雪晶, 陈亚飞, 董卫果, 等. 低焦油固定床气化研究进展 [J]. *洁净煤技术*, 2019, 25(5): 30-38.
ZANG Xuejin, CHEN Yafei, DONG Weiguo, et al. Research progress on low tar fixed bed gasification [J]. *Clean Coal Technology*, 2019, 25(5): 30-38.
- [32] IRFAN M F, USMAN M R, KUSAKABE K. Coal gasification in CO₂ atmosphere and its kinetics since 1948: A brief review [J]. *Energy*, 2011, 36(1): 12-40.
- [33] 吴治国. 煤气化原理及其技术发展方向 [J]. *石油炼制与化工*, 2015, 46(4): 22-28.
WU Zhiguo. Coal gasification principle and its technology development direction [J]. *Petroleum Processing and Petrochemicals*, 2015, 46(4): 22-28.