



高温陶瓷净化生物质气化粗燃气粉尘试验研究

谢建军, 郎林, 杨文申, 刘华财, 陈坚, 阴秀丽, 吴创之

(中国科学院广州能源研究所, 中国科学院可再生能源重点实验室, 广东省新能源和可再生能源研究开发与应用重点实验室, 广东 广州 510640)

摘要: 生物质气化得到的粗燃气含有焦油和粉尘杂质, 两者形成的混合物在净化装置的高温区易碳化结焦, 在低温区容易凝结成团, 因此常规的除尘技术并不适用。针对该问题, 本文开发了粗燃气高温陶瓷除尘技术, 并考察了生物质原料种类、补燃及反吹等工艺条件对除尘室压降和运行温度的影响。试验结果表明: 与木片单独气化比较, 采用25%成型颗粒燃料+75%木片(质量比)混合气化可导致除尘室阻力上升1200~1500Pa; 高温除尘室最佳操作温度为450~550℃, 补燃较反吹是降低除尘室压降更有效的手段, 当燃气处理量为260~400m³/h时, 补燃空气的最佳流量为10~12m³/h, 此条件下可使除尘室压降稳定在1200Pa左右。陶瓷管燃气除尘设备可实现100h连续稳定运行, 除尘器出口粉尘浓度为10~40mg/m³, 粉尘脱除率92.3%~99.8%, 焦油脱除率为31.0%~92.5%, 且补燃除尘后可燃气体组分浓度基本保持不变。

关键词: 生物质; 气化; 过滤; 粉尘; 焦油

中图分类号: TK227.2; TK284.5 文献标志码: A 文章编号: 1000-6613(2017)08-2903-07

DOI: 10.16085/j.issn.1000-6613.2016-2374

An experimental study of dust removal from biomass gasification gas at high temperature by ceramic filter

XIE Jianjun, LANG Lin, YANG Wenshen, LIU Huacai, CHEN Jian, YIN Xiuli, WU Chuangzhi

(Key Laboratory of Renewable Energy, Chinese Academy of Sciences, Guangdong Key Laboratory of New and Renewable Energy Research and Development, Guangzhou Institute of Energy Conversion, Chinese Academy of Sciences, Guangzhou 510640, Guangdong, China)

Abstract: Hot gas filtration with raw syngas was continuously tested for 100 hours on a pilot scale purification system, the influence of biomass type, after-burning and back blow on pressure drops and temperatures of dust filter were studied, and the concentrations of gas component, tar and dust in the raw syngas and purified syngas were analyzed. It was found that compared with filtration with syngas from wood chip gasification, the pressure drop of the filter increased by 1200—1500Pa while filtration with syngas from *co*-gasification of pellet (25% mass) and wood chip (75%) the optimal temperature of filter was 450—550℃; after-burning with air was a more effective way to decrease the filter pressure drop than back blowing with N₂. The optimal flow rate of after-burning air was 10—12m³/h when the flow of syngas was 260—400m³/h; and the filter pressure drop remained at around 1200Pa. It was concluded that the pilot filtration system could continuously and stably run for 100 hours. The dust content in purified syngas was as low as 10—40mg/m³. The dust and tar removal efficiency was 92.3% to 99.8% and 31.0% to 92.5%, respectively. The filtration did not reduce the concentration of combustibles in purified syngas significantly.

Key words: biomass; gasification; filtration; dust; tar

收稿日期: 2016-12-21; 修改稿日期: 2017-02-17。

基金项目: 国家自然科学基金(51661145022, 51576200)及广东省科技计划(2014A010106017, 2016A040403097)项目。

第一作者: 谢建军(1976—), 男, 博士, 副研究员, 研究方向为固体燃料洁净利用。联系人: 阴秀丽, 研究员。E-mail: xlyin@ms.giec.ac.cn。

生物质气化是得到生物质基粗燃气较有效的转化手段之一, 可将生物质转化成高品位的气体燃料后用于供热、发电、合成液体燃料及燃料电池等过程, 是当前可再生能源利用研究领域的热点之一^[1-3]。但气化得到的粗燃气含有数量不等的粉尘和焦油, 主要包含飞灰、床料及未燃尽残炭^[4], 容易磨损、堵塞下游管路及设备, 影响燃气利用设备的稳定运行。焦油是一种常温可凝的有机化合物^[5-6], 以单环或多环芳烃为主, 可溶解于洗涤水或形成结晶堵塞阀门及管道。生物质基粗燃气净化的特殊性与复杂性在于: ①有别于废气净化, 背景气体即粗燃气必须回收, 即净化过程不能降低粗燃气中可燃气体含量; ②焦油、粉尘等污染物同时存在于粗燃气中, 两者形成的混合物在高温下容易碳化结焦, 在低温下容易凝结成团。因此迫切需要开发经济有效的粗燃气净化技术。

根据净化设备排气温度的大小, WOOLCOCK 等^[7]将除尘技术分为高温除尘 ($T > 300^{\circ}\text{C}$)、低温除尘 ($T < 100^{\circ}\text{C}$) 及中温除尘三种。低温除尘技术较为成熟, 通常采用湿式洗涤的方法将粉尘捕集, 产生大量废水的同时也损失了粗燃气显热; 旋风分离及布袋过滤等属于中温除尘技术, 前者对粒径 $5\mu\text{m}$ 以下的粉尘去除效率较低^[8], 后者因焦油在布袋表面冷凝并不适宜直接用于粗燃气净化; 高温除尘技术不必冷却和再加热气体, 因而具有较高的能量利用效率, 但存在过滤材料造价昂贵、机械强度差及阻力损失大等不足, 仍处于摸索发展阶段^[7, 9-10], 然而该技术在除尘的同时具有较好的焦油脱除效果正引起广泛关注^[11-14]。

基于作者课题组前期的工作^[15], 本文选取烛式陶瓷管^[9]为过滤材料, 在加料量为 500kg/h 的生物质混流式气化/净化中试装置上进行了粗燃气高温除尘 100h 连续运行的试验研究, 提出一种通过向除尘室引入补燃空气以降低过滤设备运行阻力的方法, 考察了生物质原料种类、补燃及反吹对除尘压降和运行温度的影响, 并对比分析了净化前后粗燃气组成及含量、焦油、粉尘含量的变化。研究结

果可望对生物质气化粗燃气净化工艺设计提供参考依据。

1 试验部分

1.1 试验材料

本研究选用木片、木粉、秸秆成型颗粒作为生物质气化的原料, 其工业分析和元素分析见表 1。采用烛式陶瓷管为粉尘过滤材料, 其规格为长 1.5m , 内径 40mm , 外径 60mm , 可在 1200°C 下长期稳定工作, 最高可耐受温度为 1600°C 。

1.2 试验装置

粗燃气由生物质混流式固定床气化炉提供, 该气化炉采用变断面设计, 底部直径为 0.8m , 顶部直径为 0.6m , 总高度为 3.2m , 设计处理量为 500kg/h , 负荷在 $20\% \sim 100\%$ 之间连续可调。粗燃气依次经引风机、旋风分离器、高温陶瓷除尘、喷淋塔、罗茨风机后得到洁净燃气。高温陶瓷除尘室具有上、下 2 个腔体, 下腔体装有 36 根烛式陶瓷管, 上腔体放置了 6 排反吹管; 分别在下腔体的入口、中部、上部以及上腔体出口处共设置 4 个测温点, 并在高温除尘室上、下腔体设置测压点各 1 个。当高温除尘室压降较高时, 可采用压力为 $0.30 \sim 0.50\text{MPa}$ 的 N_2 对烛式陶瓷管进行反吹, 还可通过向除尘室入口引入少量补燃空气以降低设备运行阻力。试验装置如图 1 所示。

1.3 采样与分析

采用温度、压力传感器实时采集各测点的温度和压力 (或压降) 数据。粗燃气组成及含量采用配备热导检测器的 GC9800 气相色谱进行分析。粗燃气中的粉尘及焦油的采样方法参见文献^[16-17]。

2 结果及讨论

2.1 除尘室运行概况

2.1.1 启动阶段

生物质气化粗燃气通常含有焦油和水分, 当除尘室在上述杂质的露点以下工作时, 它们会在陶瓷管的过滤介质表面或内部发生冷凝吸附, 从而影响

表 1 生物质原料的工业分析和元素分析

原料	含水率/%	尺寸/mm	元素分析/%					工业分析/%		
			C	H	O	N	S	挥发分	固定碳	灰分
木片	10.2	$30 \times 1.0 \times 0.6$	48.8	5.8	44.3	0.1	0.0	82.8	16.1	1.1
木粉	11.5	< 10 目	47.5	6.5	44.8	0.1	0.0	81.5	17.4	1.2
秸秆颗粒	6.8	$15 \times \phi 6.0$	43.2	5.7	35.9	3.7	0.2	68.7	20.0	11.3

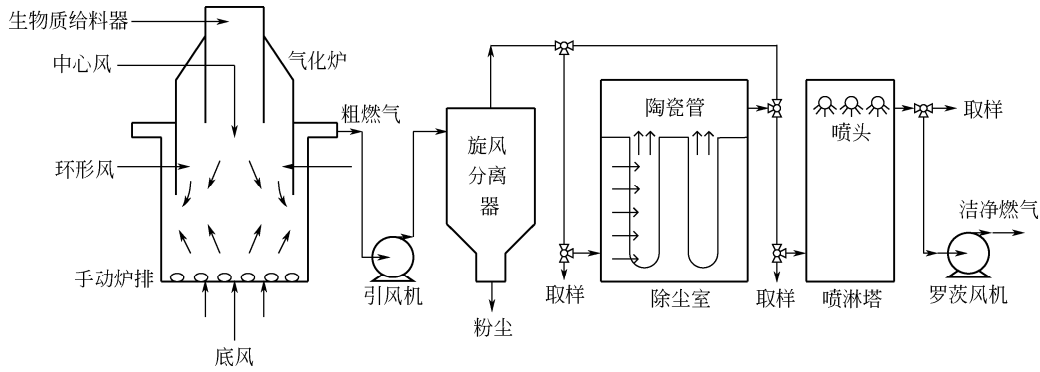


图 1 生物质气化及燃气净化装置示意图

过滤性能，因此启动阶段需将除尘室预热至焦油组分的露点以上。本试验利用粗燃气携带的显热将除尘室下腔体预热，上腔体通过下腔体热传导的热量被加热。根据前期实验结果^[15]，须使下腔体的温度高于 350℃方可保证除尘效果的稳定性与可靠性。图 2 给出了启动阶段除尘室的温度变化情况，由图 2 可见，将除尘室温度升至目标温度所需时间约为 4~6h。减少该时间的有效措施有：缩短气化炉出口到除尘室之间管路的长度、加大流经除尘室的粗燃气流量、将管路/除尘室保温、引入补燃空气等。

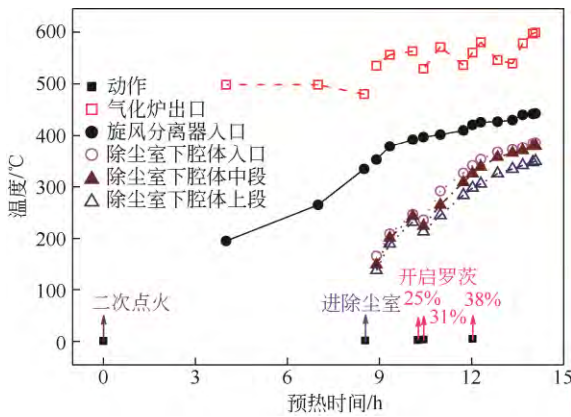


图 2 除尘室预热期间温度变化情况

2.1.2 温度的变化

图 3 给出的是试验过程中除尘室下腔体及出口、气化炉及旋风分离器出口温度的变化情况，由图 3 可见，稳态操作下除尘室的温度为 (500±60)℃，此温度值有时甚至高于旋风分离器入口处温度，这与补燃空气引入后使陶瓷管滤饼层阴燃放热有关，但过多的补燃空气可使陶瓷管表面持续阴燃放热，导致除尘室下腔体温度高于 700℃，可能带来如下不良后果：①高温氧化气氛可能会烧毁密封上下腔体的石墨垫圈，导致该处漏气；②过多的 O₂ 可烧掉

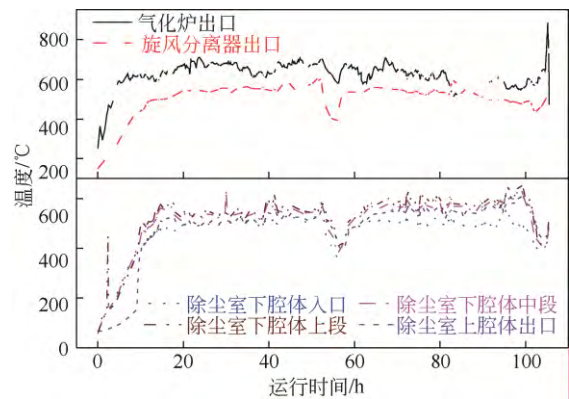


图 3 连续运行试验除尘室、气化炉出口温度变化情况

部分粗燃气，使粗燃气质量变差，热值降低到甚至难以点燃。最佳的除尘室操作温度为 500℃左右，而最佳的补燃空气流量将在 2.2.2 节讨论。

2.1.3 压降的变化

图 4 给出了除尘室压降、燃气处理量、补燃空气流量随时间的变化情况，由图 4 可见，试验过程中除尘室的压降为(1400±400)Pa，部分情况下可超过 2000Pa。试验过程中流经除尘室的粗燃气流量为 260~400m³/h；补燃空气流量为 0~18m³/h，多数情

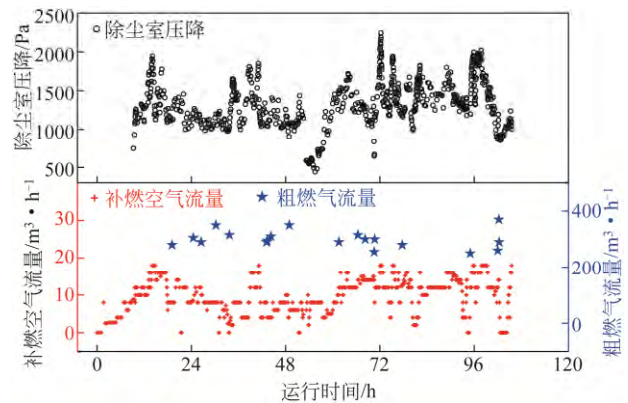


图 4 连续运行试验除尘室压降与补燃空气流量变化情况

况下补燃空气流量为 $10\text{m}^3/\text{h}$ 左右, 约占被处理燃气流量 $2.5\% \sim 3.3\%$, 且不至于使燃气组成发生显著改变 (见 2.3 节)。

2.2 影响除尘效果的因素分析

2.2.1 原料的影响

本气化试验所采用的原料有木片、木粉、成型颗粒 3 种。图 5 给出了木片、木粉、成型颗粒 (单独或混合进料) 气化对除尘室压降的影响, 粗燃气处理量为 $260\text{m}^3/\text{h}$ 。如图 5 所示, 该进料过程可划分为 3 个阶段: ①为木片单独气化, 木片加料量 $200\text{kg}/\text{h}$; ②木粉、木片、成型颗粒混合气化, 每小时分别加 50kg 木粉、 50kg 成型颗粒及 100kg 木片至气化炉; ③木粉、木片、成型颗粒混合气化, 每小时分别加 25kg 木粉、 50kg 成型颗粒及 125kg 木片至气化炉。

由图 5 可见, 当全部以木片为原料时, 除尘室压降为 $900 \sim 1200\text{Pa}$; 加入木粉及成型颗粒燃料时, 除尘室的压降急剧上升到 2400Pa ; 当减少木粉添加量后, 除尘室压降略有降低, 不过瞬时压降亦可达 1900Pa 。如图 5 所示, 因物料变化引起除尘室压降上升的情况均可通过增大补燃空气流量来调节, 使除尘室压降恢复到 1100Pa 左右。试验还可发现, 减少木粉加料量并未降低除尘室压降上升的趋势, 由此推测颗粒燃料是使气化粗燃气中粉尘含量上升的主要原因。

为证实上述猜测, 进行了木片单独气化及木片与成型颗粒混合气化试验, 拟通过改变加料量进一步考察成型颗粒燃料气化粗燃气对除尘室压降的影响 (图 6), 该次试验粗燃气处理量为 $300 \sim 350\text{m}^3/\text{h}$, 可划分为 4 个阶段: ①木片单独气化阶段, 加料量为 $250\text{kg}/\text{h}$; ②木片、成型颗粒混合气化,

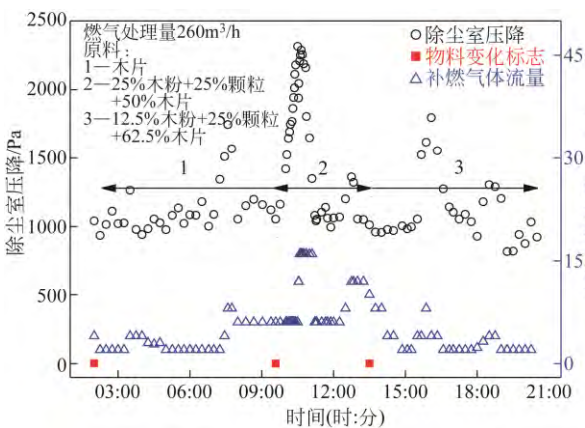


图 5 木片、木粉、颗粒燃料气化引起的除尘室压降变化情况

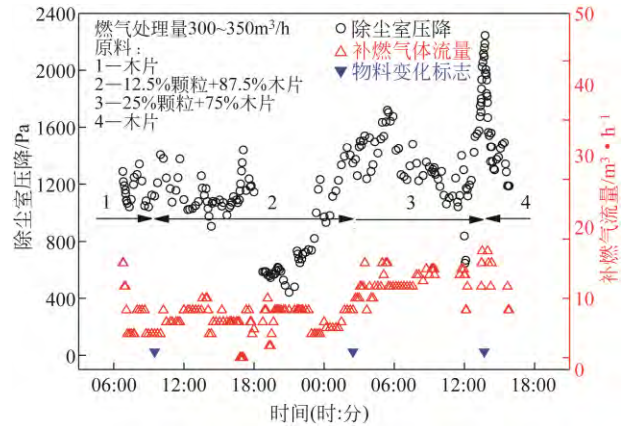


图 6 木片与颗粒燃料气化引起的除尘室压降变化情况

其加料量分别为 $220\text{kg}/\text{h}$ 、 $30\text{kg}/\text{h}$; ③木片、成型颗粒混合气化, 其加料量分别为 $190\text{kg}/\text{h}$ 、 $60\text{kg}/\text{h}$; ④木片单独气化, 加料量为 $250\text{kg}/\text{h}$ 。

由图 6 可见, 全烧木片的阶段 1, 除尘室压降为 1200Pa 左右; 加入少量颗粒燃料后的阶段 2, 除尘室的压降并未立刻发生变化, 只是在阶段 2 的后期上升到 1500Pa 左右; 增加颗粒燃料加料量至阶段 2 的 1 倍, 除尘室压降出现较明显的上升趋势, 虽通过增加补燃空气量可抑制这种趋势, 但在后期降低补燃空气量时, 除尘室压降又急剧上升到 2300Pa ; 当全烧木片后, 除尘室的压降则自动恢复到 1200Pa 左右。试验结果表明采用颗粒燃料气化可显著增加除尘设备运行时的阻力, 这可能与颗粒燃料高灰分含量有关 (表 1); 并且, 因物料变化引起除尘室压降上升可通过增大补燃空气流量来调节, 使除尘室压降恢复到 1200Pa 。

2.2.2 补燃的影响

补燃是指向除尘室下腔体引入少量空气, 使陶瓷管过滤层上覆盖的粉尘及焦油形成持续阴燃状态, 以降低陶瓷管的压降的过程。在连续运行试验过程中, 对于因为气化炉操作参数变化导致燃气中焦油、粉尘浓度增加; 或者因为陶瓷管覆灰层增厚、焦油吸附等原因引起的除尘室压降增大状况, 均可采用提高补燃空气流量措施, 使除尘室压降保持在 1200Pa 左右 (理论上压降越低越好), 达到提高设备运行稳定性的目的。图 7 给出了木片和颗粒燃料混合气化时补燃空气流量变化对除尘室压降、温度的影响, 粗燃气处理量为 $270\text{m}^3/\text{h}$ 。由图 7(a)可见: 从 14:30 到 15:30 时间段, 补燃空气流量保持在 $12\text{m}^3/\text{h}$, 可使除尘室压降慢慢下降为 15:30 的 1200Pa 并保持不变; 此后将补燃空气流量降低到

4m³/h (调节的持续时间约 30min)，则导致除尘室压降又开始上升；从 16:15 到 17:00 期间，除尘室压降从 1200Pa 上升到 2000Pa，须不断地提高补燃空气流量至 18m³/h，最终可使压降慢慢降低至 1200Pa 左右。在上述工艺条件下，最佳的补燃空气流量为 10~12m³/h，高于木片单独气化时的粗燃气除尘，后者的最佳补燃空气量为 4m³/h 左右 (图 5、图 6)

图 7(b)给出了除尘室温度的变化趋势，由图 7(b)可见，加大补燃空气流量，可使除尘室下腔体中段、上段温度上升；降低补燃空气流量，则出现上述温度值下降的现象，整个运行过程中除尘室中、上段温度位于 525~600℃。但除尘室下腔体入口段温度基本保持在 500℃不变。这种现象与除尘室陶瓷管位于下腔体中上段的结构布置有关，这表明阴燃发生在陶瓷管表面 (阴燃放热使下腔体中、上段温度上升)，且粗燃气中可燃组分并未明显燃烧 (下腔体入口段温度基本保持不变)，本文 2.3 节粗燃气气体组成分析结果也证实了这一点。此外，对陶瓷管覆灰层、除尘室料斗所收集到的粉尘进行工业分析，发现两者的灰分含量分别为 58.15%~93.67%、26.80%~34.08%，固定碳含量分别为 24.63%~3.71%、59.12%~49.37%，即陶瓷管覆灰层的碳含量远小于除尘室料斗所收集的粉尘。

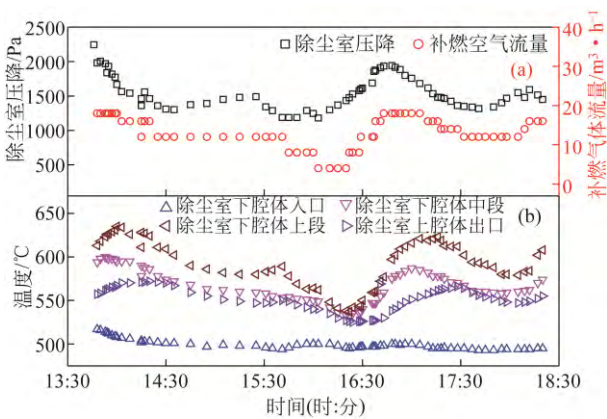


图 7 补燃空气流量变化对除尘室压降、温度的影响

综上所述，当除尘室压降出现波动时，补燃是促进除尘室稳定运行的有效手段，补燃空气流量与除尘室压降呈现负相关关系、与除尘室温度呈现正相关关系。

2.2.3 反吹的影响

本试验使用 0.30~0.50MPa 的常温反吹气体由高压 N₂ 储罐提供，单根陶瓷管的反吹气体流量约为

10L (常压)，反吹气体的流动方向与粗燃气的流动方向相反，反吹位置位于陶瓷管的管口，反吹既可用电磁阀控制，也可手动操作。图 8 给出了反吹过程对除尘室压降的影响，反吹前后保持补燃空气流量、燃气处理量不变，且气化炉操作稳定，单次反吹持续的时间约为 0.5~1.0min。

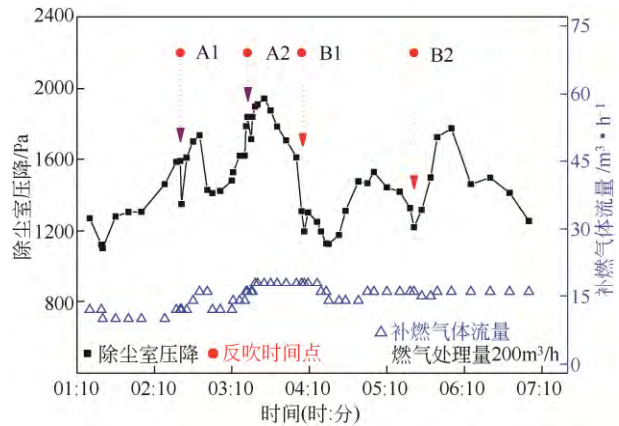


图 8 反吹对除尘室压降的影响

由图 8 可见，分别在除尘室压降上升阶段 (A1、A2)、下降阶段 (B1、B2) 进行了 4 次反吹，结果表明反吹后陶瓷管压降可下降 100~400Pa，但反吹的 3~5min 后除尘管压降立即上升到反吹前的压降值，即反吹可使除尘管覆盖的滤饼层脱落，但不改变除尘室压降变化趋势；且反吹后除尘室温度变化不大 (未给出)。理论上讲反吹进入的冷空气可使陶瓷管降温，但一方面反吹气体量较小、热容较低，因而陶瓷管温降不明显；另一方面除尘室热偶所测的温度是除尘室气相主体的温度，不足以探测到陶瓷管表面的温度变化。

在 100m³/h 的小试实验装置上，曾多次发现反吹的确能吹落掉陶瓷管上的覆灰层^[15] (成雪片状离开陶瓷管)，但在本试验装置上，发现反吹后压降不能长时间稳定，一般仅能维持 3~5min 左右就开始恢复原状，而且基本无法恢复到压降上升前的水平，部分工况下除尘室运行阻力可高达 3500Pa，这正是粗燃气净化与普通废气除尘的关键区别所在。其原因可能为粗燃气中的焦油在覆灰层、过滤材料的毛细管内孔上发生了物理吸附，反吹能使重量较大的粉尘层脱落 (表现为反吹后压降瞬时降低)，但无法解决过滤芯材内孔上的焦油吸附问题，这部分吸附的焦油慢慢堵塞了过滤通道，使过滤材料的压降出现不可逆的上升，因此在除尘室连续运行的过程中还发现反吹无效果的现象。

表 2 除尘前后燃气体组分数

序号	取样位置	取样时间 月-日 时:分	各组分体积分数/%					粗燃气流量 /m ³ ·h ⁻¹	补燃空气流量 /m ³ ·h ⁻¹	
			H ₂	O ₂	N ₂	CO	CH ₄			CO ₂
1	除尘室入口	04-26 0:15	9.78	0.18	55.42	17.53	1.90	13.81	300	8
	除尘室出口	04-26 0:17	9.49	0.38	56.74	16.99	1.79	13.48		
2	除尘室入口	04-26 1:14	10.26	0.21	54.76	17.51	1.90	14.74		
	除尘室出口	04-26 1:16	10.09	0.40	54.76	17.22	2.02	13.69		

表 3 除尘室进出口焦油、粉尘浓度变化

序号	取样时间 (月-日 时:分)	焦油/g·m ⁻³		粉尘/g·m ⁻³		脱除率/%	
		进口	出口	进口	出口	焦油	粉尘
1	4-17 19:00	2.04	0.18	1.50	0.00	91.29	99.78
2	4-18 10:00 ^①	14.33	1.08	1.73	0.04	92.47	97.75
3	4-18 14:00	0.58	0.24	0.24	0.01	57.99	95.97
4	4-23 23:00	2.62	1.75	1.93	0.01	33.15	99.35
5	4-24 11:10	1.79	0.61	0.32	0.02	66.15	94.14
6	4-24 21:28	1.39	0.21	0.31	0.01	84.66	96.45
7	4-24 21:42	1.12	0.39	0.15	0.01	65.03	92.26
8	4-25 17:00	0.63	0.43	0.35	0.03	31.04	92.40
9	4-25 17:12	1.48	0.81	0.30	0.02	45.12	92.90
10	4-26 11:56	1.44	0.74	0.27	0.02	48.63	94.35
11	4-26 12:13	1.99	0.42	0.44	0.01	79.04	96.63
12	4-27 15:30	7.03	0.55	0.44	0.00	92.12	99.06

①频繁摇动气化炉的手动炉排。

2.3 除尘前后燃气组成的变化

表 2 给出了采用空气补燃后对粗燃气体组分数浓度的影响。从表 2 可见，采取补燃措施后，除尘室出口所得 H₂、CO 浓度较除尘室入口略有降低，O₂、N₂ 浓度略有上升。这说明粗燃气中的可燃气体并未显著燃烧，O₂、N₂ 浓度上升应为补燃空气带入的 O₂ 和 N₂ 所致。

表 3 给出了除尘室进出口焦油、粉尘的浓度变化。由表 3 可见，除尘器出口粉尘浓度为 10~40mg/m³，陶瓷管对粉尘的脱除率可达 92.3%~99.8%；并且对焦油也有较好的脱除率，为 31.0%~92.5%。如经喷淋塔、电捕焦等进一步净化，可望达更好的除尘除焦油效果。焦油脱除率高可能源于：①焦油在陶瓷管覆灰层、陶瓷管过滤材料内孔上呈物理吸附状态；②补燃空气的引入使部分焦油发生了阴燃。同时也反映出，如粗燃气焦油含量过多，发生了焦油吸附于过滤材料内孔的现象，反吹将无助于降低陶瓷管压降。

3 结论

(1) 秸秆颗粒气化得到的粗燃气可增加除尘

设备运行阻力，与木片单独气化比较，采用 20% 颗粒燃料+80% 木片（质量比）混合气化可导致除尘室阻力上升 1200~1500Pa。

(2) 空气补燃引起陶瓷管滤饼层发生阴燃，较反吹更有利于降低除尘室压降，除尘室最佳操作温度为 450~550℃，当粗燃气处理量为 260~400m³/h 时，补燃空气的最佳流量为 10~12m³/h，此条件下可使除尘室压降稳定在 1200Pa 左右。

(3) 陶瓷管燃气除尘设备可实现 100 h 连续稳定运行，除尘器出口粉尘浓度为 10~40mg/m³，粉尘脱除率 92.3%~99.8%，焦油脱除率为 31.0%~92.5%，除尘后不显著改变可燃气组分数浓度。

参考文献

- [1] DAHMEN N, DINJUS E, KOLB T, et al. State of the art of the bioliq[®] process for synthetic biofuels production[J]. Environmental Progress & Sustainable Energy, 2012, 31 (2): 176-181.
- [2] PEREIRA E G, DA SILVA J N, DE OLIVEIRA J L, et al. Sustainable energy: a review of gasification technologies [J]. Renewable & Sustainable Energy Reviews, 2012, 16 (7): 4753-4762.
- [3] BALIBAN R C, ELIA J A, FLOUDAS C A. Biomass to liquid transportation fuels (BTL) systems: process synthesis and global optimization framework [J]. Energy & Environmental Science, 2013,

- 6 (1): 267-287.
- [4] STEVENS D J. Hot gas conditioning: recent progress with larger-scale biomass gasification systems, NREL/SR-510-29952[R]. Golden, CO, USA, National Renewable Energy Laboratory, 2001.
- [5] RABOU L P L M, ZWART R W R, VREUGDENHIL B J, et al. Tar in biomass producer gas, the Energy Research Centre of the Netherlands (ECN) experience: an enduring challenge[J]. *Energy & Fuels*, 2009, 23 (12): 6189-6198.
- [6] SONG K, ZHANG H, WU Q, et al. Structure and thermal properties of tar from gasification of agricultural crop residue[J]. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 2015, 119 (1): 27-35.
- [7] WOOLCOCK P J, BROWN R C. A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas [J]. *Biomass & Bioenergy*, 2013, 52: 54-84.
- [8] HASLER P, NUSSBAUMER T. Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification [J]. *Biomass Bioenergy*, 1999, 16 (6): 385-95.
- [9] HEIDENREICH S. Hot gas filtration: a review[J]. *Fuel*, 2013, 104: 83-94.
- [10] ARAVIND P V, DE JONG W. Evaluation of high temperature gas cleaning options for biomass gasification product gas for solid oxide fuel cells[J]. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2012, 38 (6): 737-764.
- [11] TUOMI S, KURKELA E, SIMELL P, et al. Behaviour of tars on the filter in high temperature filtration of biomass-based gasification gas [J]. *Fuel*, 2015, 139: 220-231.
- [12] SIMEONE E, SIEDLECKI M, NACKEN M, et al. High temperature gas filtration with ceramic candles and ashes characterisation during steam-oxygen blown gasification of biomass [J]. *Fuel*, 2013, 108: 99-111.
- [13] MONDAL P, DANG G S, GARG M O. Syngas production through gasification and cleanup for downstream applications: recent developments[J]. *Fuel Processing Technology*, 2011, 92 (8): 1395-1410.
- [14] DI CARLO A, FOSCOLO P U. Hot syngas filtration in the freeboard of a fluidized bed gasifier: development of a CFD model [J]. *Powder Technology*, 2012, 222: 117-130.
- [15] 郎林, 谢建军, 杨文申, 等. 改性陶瓷管高温净化生物质粗燃气的研究[J]. *工程热物理学报*, 2014, 35 (8): 1665-1668.
- LANG Lin, XIE Jianjun, YANG Wenshen, et al. Hot gas filtration performance of modified ceramic candles for biomass gasification[J]. *Journal of Engineering Thermophysics*, 2014, 35 (8): 1665-1668.
- [16] HASLER P, NUSSBAUMER T. Sampling and analysis of particles and tars from biomass gasifiers[J]. *Biomass and Bioenergy*, 2000, 18 (1): 61-66.
- [17] 胡夏雨, 袁洪友, 谢建军, 等. 生物质混流式固定床气化炉运行特性分析[J]. *新能源进展*, 2015, 3 (3): 163-168.
- HU Xiayu, YUAN Hongyou, XIE Jianjun, et al. Gasification performance of biomass in a coupled drafting fixed bed gasifier[J]. *Advances in New and Renewable Energy*, 2015, 3 (3): 163-168.