

DOI 10.11715/rsxjs.R201503011

## 新型移动床秸秆低温热解系统

王子兵<sup>1</sup>, 王 超<sup>1</sup>, 魏小林<sup>2</sup>, 杨潇潇<sup>1</sup>

(1. 华北理工大学冶金与能源学院, 唐山 063009;

2. 中国科学院力学研究所高温气体动力学国家重点实验室, 北京 100190)

**摘 要:** 以 350 kg/h 移动床低温热解系统为研究对象, 提出以自生煤气蓄热技术为基础的混合气态载热质热解新方法, 并针对热解塔载热质流场不均、物料搭桥穿孔、携粉率高和料柱阻力大等技术难点问题进行了实验研究, 提出改善高径比、安装破桥锥的结构优化措施。中试系统的实际运行结果表明, 系统能够长时间连续稳定运行, 产品品质高。研究结果对解决秸秆低温热解工艺工业化过程中的技术难点具有较高的指导意义, 对秸秆低温热解工艺的商业化进程具有促进作用。

**关键词:** 秸秆; 低温热解; 热解塔; 实验验证; 移动床

中图分类号: TK6 文献标志码: A 文章编号: 1006-8740(2016)01-0077-07

## New System for Low-Temperature Pyrolysis of Straw with Moving Bed

Wang Zibing<sup>1</sup>, Wang Chao<sup>1</sup>, Wei Xiaolin<sup>2</sup>, Yang Xiaoxiao<sup>1</sup>

(1 .School of Metallurgy and Energy, North China University of Science and Technology, Tangshan 063009, China;

2 .State Key Laboratory of High Temperature Gas Dynamics, Institute of Mechanics, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China)

**Abstract:** The 350 kg/h straw pyrolysis system with the moving bed is taken as research object, a new method is proposed for the pyrolysis of mixed gaseous heat-carrying medium based on the heat storage of self-generated gas. Many experiments are conducted in order to solve such technical problems as non-uniformity of working medium, bed material bypass and perforation, high ratio of powders carried by gaseous products, and high column resistance. The optimization methods of pyrolysis tower structure are proposed, which are improving the ratio of height to diameter and installing a bridge broken cone. The practical results of pilot system show that the system can operate continuously under stable conditions with high-quality products. Results have a significance supporting value for solving technical difficulties of straw pyrolysis technology and play an important role in accelerating the commercialization of straw pyrolysis process.

**Keywords:** straw; low-temperature pyrolysis; pyrolysis tower; experimental validation; moving bed

秸秆低温热解工艺具有资源化程度高、产品能级分离彻底等优点, 在当前化石燃料价格水平下, 秸秆低温热解工艺是最具经济性及最具商业前景的秸秆处理方式之一<sup>[1]</sup>, 而且若干年后, 随着化石燃料价格升高, 这一优势将更加凸显出来。国外生物质热解技术主要包括美国乔治亚理工学院开发的携带床热解技术, 加拿大 Waterloo 大学在 20 世纪 80 年代开发

的大气压流化床热裂解工艺, 加拿大拉瓦尔大学开发的熔盐加热真空热解液化技术, 美国太阳能研究所开发的涡旋反应器热解技术, 荷兰 Twente 大学开发的旋转锥反应器热解技术<sup>[2-4]</sup>等。目前, 国内自主研发的生物质热解工艺的研究处于实验室规模的较多<sup>[5-8]</sup>, 秸秆热解工艺工业化过程中遇到的技术难点阻碍了秸秆热解工艺的商业化进程。如传统流化床热

收稿日期: 2015-03-10.

作者简介: 王子兵(1966—), 男, 硕士, 副教授。

通讯作者: 王子兵, hbldyj@126.com.

解系统热解煤气及焦油品质差,运行费用高,投资回收年限长;传统移动床热解塔料柱流动性差,易发生搭桥、穿孔现象;秸秆在料柱中的堆积不均及气态载热质在料柱中存在流场不均的问题,导致物料局部欠热解,最终对产品分布及产品质量带来不利影响。

移动床热解炉由于具有结构简单、投资少、运行费用低以及入料粒度大、原料预处理成本低、运行安全度高等优点,利于实现秸秆低温热解工艺商业化。文章对一种新型移动床秸秆低温热解中试系统的关键技术及运行效果进行了实验研究,在解决提高处理量、降低能耗、稳定运行等技术难题的基础上,得到高品质气、固、液产品,为促进新型移动床秸秆低温热解工艺的商业化打下基础。

### 1 新型移动床秸秆低温热解系统

#### 1.1 工艺流程

以实现商业化生产为目标,在大量理论研究基础上,针对传统秸秆低温热解工艺的缺点,提出一种新型秸秆低温热解工艺,并建成中试规模生产系统,图 1 是新型秸秆低温热解系统工艺流程。与传统工艺相比,新工艺最大的特点是摒弃了采用纯烟气作为载热质的方案,采用热烟气与蓄热煤气的混合气作为载热质。

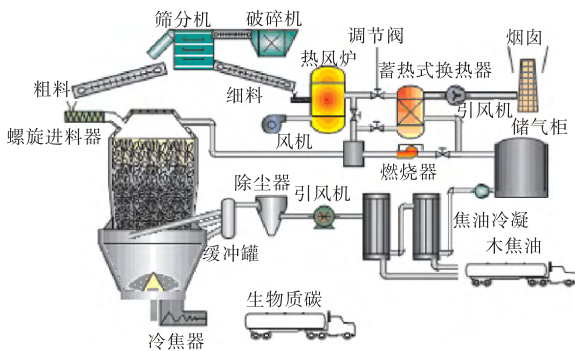
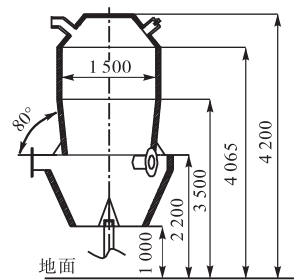
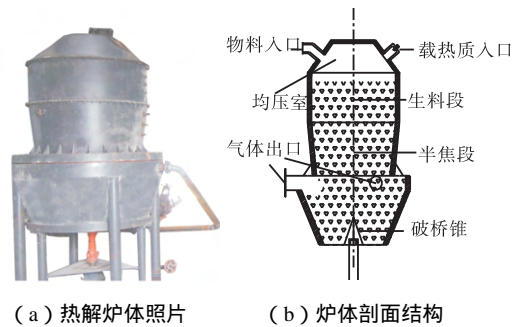


图 1 新型移动床秸秆低温热解系统工艺流程示意

#### 1.2 移动床低温热解塔结构

在移动床秸秆低温热解系统中,热解塔是秸秆热

解反应的核心设备,图 2 是热解塔的结构原理及主要尺寸图。采用中吸三口均风式热解技术,3 个气体引出口呈 120°夹角,内部设置沉降室。热解反应产物浓度过高时不利于反应正向进行,且水蒸气影响煤气产量,故秸秆低温热解停留时间一般为 10 min 左右,热解中吸口在半焦段上下两部分之间,半焦段上部分使半焦加热并部分热解,含较高焦油蒸气和水蒸气的煤气在中吸口排出,未完全热解的秸秆在下部分较低焦油蒸气压条件下靠余温继续热解,到设计时间后经下部排料口连续排出。



(c) 炉体主要尺寸(单位 mm)  
图 2 热解炉体照片、炉体剖面结构及主要尺寸

### 2 实验部分

#### 2.1 实验材料及设备运行参数

实验主要设备为新型移动床热解中试系统,中试系统的处理原料为玉米秸秆,处理量为 350 kg/h,生产方式为连续生产,供气户数为 200 户,气柜容积 500 m<sup>3</sup>,处理原料成分分析数据见表 1。中试实验采用的主要热解工艺参数参考实验室结果确定,主要工艺参数见表 2。

表 1 中试实验用秸秆成分分析

工业分析/%				元素分析/%					$Q_{net,ar}/(kJ \cdot kg^{-1})$
$M_{ad}$	$A_{ad}$	$V_{ad}$	$F_{C,ad}$	$W_{C,ad}$	$W_{H,ad}$	$W_{O,ad}$	$W_{N,ad}$	$W_{S,ad}$	
8.04	2.13	72.19	14.82	42.93	5.08	45.18	0.79	0.11	15 815.60

表 2 中试实验主要工艺参数

粒径/mm	温度/	时间/min
5 ~ 30	450 ~ 550	15 ~ 25

#### 2.2 检测仪器及原则

秸秆工业、元素分析依据 GBT 28731—2012、GBT 28734—2012 及 GBT 28732—2012,元素分析采

用 5E-CHN2200 型元素分析仪, 5E-S3200 型电脑测硫仪进行检测。煤气热值检测采用 SY-4 水流式燃气热量计, 检定过程中室温波动不超过  $\pm 1$ 。颗粒体积采用传统排水法进行测定。

### 2.3 实验内容与方法

#### 1) 流场均匀热态实验验证

利用多孔介质模型计算料柱阻力, 流场均匀性最终以热解实验效果来评价, 引入新概念——欠热解率。欠热解率  $\varepsilon$  定义为一定时间段内, 由出料口落下的半焦的固定碳含量  $F_{C,s}$  与同样热解条件下实验室马弗炉测得的半焦的固定碳含量  $F_C$  的比值。

$$\varepsilon = \frac{F_{C,s}}{F_C} \quad (1)$$

#### 2) 塔身半焦段尺寸冷态实验优化

进行秸秆体积变化实验, 根据实验结果, 以空气流通截面积不变为原则, 计算半焦段最小截面积及半焦段高度。

#### 3) 载热质选择热态实验

对 5 种载热质热解所产煤气品质进行实验测定, 以提高煤气品质和流场均匀性为原则, 选择载热质配比方案。

#### 4) 热态运行条件下搭桥次数测定

选用长度 5~10 mm、10~30 mm 和 30~35 mm 的秸秆作为原料, 热态运行 48 h, 观察记录搭桥停运次数。

#### 5) 炉内温度分布测定

为考察载热质在料柱内温度场的均匀性, 对料柱不同断面的温度分布进行了测定, 沿料柱高度选取的特征断面 A、B、C、D 距地面高度分别为 4 130 mm、3 880 mm、3 630 mm 和 3 380 mm, 特征断面上温度测点分布如图 3 所示。

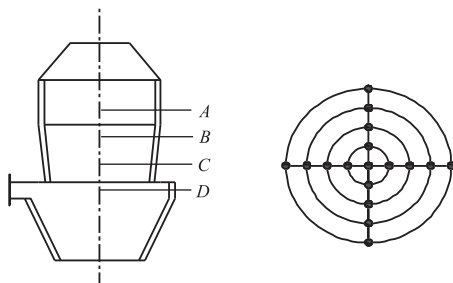


图 3 温度测点布置

#### 6) 产率及产品

记录热态运行时半焦和焦油及煤气收率, 产气的热值、焦油的 H/C 原子摩尔数。

## 3 实验结果与讨论

### 3.1 流场均匀性实验结果

许多学者对单相多孔介质模型进行深入的研究, 流体低速流动阻力损失主要是指黏性阻力损失, 符合 Darcy 定律<sup>[9]</sup>。实际料柱存在如下特点: 秸秆料柱为各向异性多孔介质, 且为变孔隙率过程; 输入流体在流动过程中温度降低, 体积减小, 由于热解反应产生气体, 流体为非均匀流体, 且总质量增加, 产生速度漂移; 秸秆颗粒与壁面接触空隙较大, 存在边避效应。为了使气态载热质流场尽可能均匀, 热解塔进行了 3 方面改进: 由于中吸口压力小于中心压力, 在靠近中吸口处存在流场偏移。由公式(2), 通过改变高径比, 使各向截面流速增加, 料层任意一点各向阻力增加, 中吸口与中心压降相对减小, 载热质流场的均匀程度提高; 气态载热质进气口设置均压风室, 载热质以切向方向进入热解塔的均压室空间, 在均压室内动压首先转变成静压, 然后静压再均匀分布到料柱的上表面, 使载热质能够比较均匀地分布到整个断面上; 为防止料柱穿孔或搭桥, 热解塔下部半焦段采用渐缩型结构, 热解塔在底部安装旋转破桥锥。

Darcy 定律可表示为式(2), 孔隙平均流速与渗透率  $k$  呈反比, 由实验测得轴向渗透率  $k_z = 20\%d$  与径向渗透率  $k_r = 20\%d$  之比为 1.2。

$$\omega_{aj} = -\frac{k_j}{\mu} \frac{dp}{dx_j} \quad (2)$$

压降过高会导致动力消耗过高, 系统经济性下降。现有的多孔介质模型不能准确预测各向异性非均匀多孔介质并有化学反应参与的热解过程, 并且尚无研究者建立秸秆颗粒堆非均匀性分布模型, 因此直接实验法更准确。控制各向总压降小于 7 000 Pa, 根据对称性, 可简化为二维坐标, 为减少气流偏移, 中吸口截面中心与中吸口出口阻力  $\Delta p_r$  应不小于轴向阻力  $\Delta p_z$ , 且应尽量接近于 1。

$$\frac{\Delta p_z}{\Delta p_r} = \frac{\Delta h_z \omega_{az}}{1.2 \Delta h_r \omega_{ar}} \quad (3)$$

由式(2)、式(3)进行计算, 选取料柱高度为 0.64 m, 直径为 1.5 m。

图 4 是在设计尺寸热解塔运行条件下, 在截面空气流速为  $\omega_a$  时, 测得的料柱阻力与半焦欠热解率之间的关系曲线。随截面空气流速提高, 料柱阻力逐渐升高,  $\varepsilon$  降低, 存在一个最佳截面空气流速, 为

0.15 m/s,使  $\epsilon$  接近零,而料柱阻力又不致过大,约为 5 kPa .

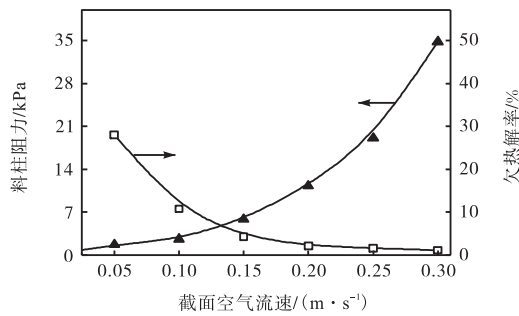


图 4 截面空气流速与料柱阻力及半焦欠热解率之间的关系

### 3.2 塔身半焦段

如图 2 所示,热解塔塔体沿高度方向分为两段,上段为生料段,塔体内为热解程度较低的物料,下段为半焦段,塔体内为热解程度较高的半焦.由于生料与半焦的体积收缩速度不同,上部生料段塔体线型以降低料柱与壁面摩擦力、抑制搭桥为主,采用了等直径线型.由于下段物料体积收缩较快,为了防止料柱与壁面间留有空隙导致载热质短路,所以下部半焦段线型以抑制穿孔为主,采用截面渐缩型曲线.对物料出口最小直截面积及高度进行设计计算.

根据马弗炉实验得到不同阶段生物质炭体积变化,见表 3 .

表 3 20 mm 秸秆颗粒体积随温度变化

温度/	体积/cm <sup>3</sup>
20	8.0
300	7.9
400	7.7
450	7.3
500	6.7
550	5.9

令空气流通截面积  $A_k$  为常数,假设物料均匀下移,任意截面内颗粒数量为  $n$ ,将 20 mm 颗粒平铺在

塔身截面积相同区域内,通过计算获得  $n$  的值,则

$$A_k = A_{\min} - nV_f \tag{4}$$

$$A_{\min} = A_k + nV_f \tag{5}$$

将公式(4)代入公式(5)中即可得到 550 工况下物料出口理论最小截面积.理论最小截面积计算结果为

$$n = 1\ 766$$

$$A_k = 3\ 707.4\ \text{cm}^3$$

$$A_{\min} = 14\ 130\ \text{cm}^3$$

秸秆物料安息角与物料粒径有关,实验获得平均直径为 15 mm 的秸秆颗粒安息角为 50°,半焦段设计值为 80°,由此可确定半焦段高度为 1.59 m .

### 3.3 载热质选择及控制

提高煤气品质可以使煤气的火力强度更适合炊事要求,同时可以提高煤经济输送半径,使单条秸秆处理线的处理能力得到提高.提高煤气品质的根本方法是合理选用热解载热质,移动床秸秆热解反应过程适合气体载热质,以燃纯烟气作为载热质,系统所产木煤气的品质将随着煤气的循环利用而不断恶化.在新型秸秆低温热解系统上采用以下 5 种方案,测量系统产生煤气的成分如表 4 所示.

方案 1 :混合煤气;方案 2 :秸秆燃烧所产生的热烟气;方案 3 :蓄热的混合煤气、秸秆燃烧产生的热烟气以及自产煤气燃烧产生的热烟气;方案 4 :蓄热自产煤气并掺入秸秆燃烧产生的热烟气;方案 5 :热解产生的纯煤气.从实际的测量结果看,方案 1 中产生的煤气成分中惰性组分高达 82.76%,发热量仅有 3 703.75 kJ/m<sup>3</sup>,这样低热值的煤气无法满足炊事的基本要求,因此方案 1 的实施缺乏合理性.方案 2 中的载热质为燃烧秸秆产生的烟气,与方案 1 相比虽然惰性组分含量降低了 19.72%,发热量提高了 98.21%,但尚有较大的改善空间.

表 4 不同载热质方案所产木煤气品质比较

方案编号	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	惰性组分含量/%	Q <sub>net.ar</sub> /(kJ·m <sup>-3</sup> )
1	20.52	62.23	5.76	3.11	6.45	1.93	82.76	3 703.75
2	22.71	43.73	11.41	6.16	12.78	3.20	66.44	7 341.18
3	23.62	36.26	13.81	7.46	15.47	3.38	59.87	8 885.92
4	24.98	26.22	16.92	9.14	18.95	3.80	51.20	10 881.69
5	28.18	1.57	24.67	13.32	27.63	4.63	29.75	15 865.79

方案 5 可以得到纯热解煤气,发热量高达 15 865.79 kJ/m<sup>3</sup>,但方案 5 会受到其他非机理性的结构因素的制约.煤气中的甲烷在 1 000 以上时在缺氧并以炭黑为催化剂条件下将发生裂解反应,煤气蓄

热至 1 000 以上时,蓄热体将由于积碳及二次燃烧而熔融变形,因此,煤气的蓄热温度只能控制在 900 左右,而全部采用温度 900 左右的蓄热煤气作为载热质时,热解一定量的秸秆所需要的载热质的



流量过大,载热质穿过料层的流速过高、阻力及动力消耗过大.系统采用方案3来提高载热质初始温度以降低载热质流量,随着掺入的秸秆烟气比例增加,热解所需载热质流量减少,气体载热质流过载热质料层阻力及动力消耗降低,但方案4载热质数量过小会导致载热介质在料层中的流动不均匀,因此应在确保流场均匀性的前提下尽量减小秸秆烟气的掺入量.图5是方案3载热质中秸秆烟气比率对热解煤气热值及惰性组分含量影响的实测曲线.

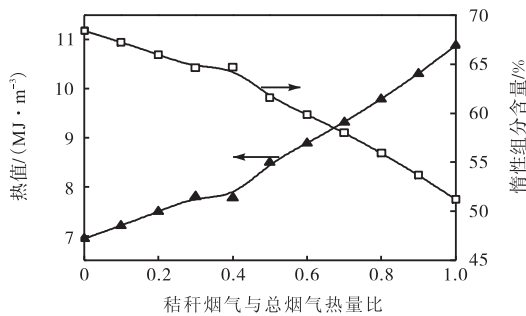


图5 方案3载热质中秸秆烟气比率对煤气热值及惰性组分含量的影响

根据表4及图5,随秸秆烟气比例升高,所产木煤气热值升高,载热质方案3与载热质方案1相比,惰性组分降低了27.66%,发热量提高了1.4倍.木煤气品质提高后,木煤气有效输送面积提高3倍左右,就地消耗煤气的用户也增加3倍左右,单生产线的处理量也可以增加3倍左右,从而使系统的投资比降低30%以上,单位人工费用降低50%以上.

### 3.4 搭桥次数实验结果

秸秆颗粒尺寸对料柱流动性及料柱的透气性有负影响,随着秸秆尺寸变大,流动性变差,搭桥程度加重,料柱阻力增加,但料层透气性提高.在不采用破桥技术的前提下,于中试系统上观察秸秆粉碎最大尺寸对搭桥程度的影响(冷态试验),每个粒径范围实验次数为30次,表5为实验的实际观察结果,其中搭桥次数是指出料口由于物料搭桥中断出料的次数.

表5 无破桥技术冷态实验秸秆尺寸对搭桥程度的影响

颗粒尺寸/mm	搭桥次数/h <sup>-1</sup>	搭桥程度
5~10	0~1	轻微
10~30	1~2	中度
30~35	21~27	严重

在冷态下对秸秆粉碎最大尺寸与料柱阻力之间的关系进行了测试,实验料柱高度为1.5m.测试结果见图6,根据图6所示,新型秸秆热解塔采用5~30mm尺寸的混合秸秆作为热解原料,料柱平均阻

力在5500Pa左右.

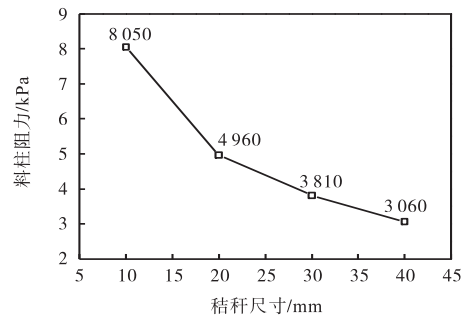


图6 秸秆尺寸与料柱阻力的关系曲线

热解塔尽管采用了较小的粒度,秸秆的流动性依然无法完全抑制料柱搭桥穿孔现象,料柱仅靠重力向下移动,越接近底部颗粒间挤压力越大,需要外力破坏颗粒间的力学平衡状态,因此在装置底部安装了破桥锥.在破桥锥的强烈搅拌下,料柱最下端500mm高度范围内的物料能够持续强烈混合,完全抑制出料口处搭桥现象产生,500mm高度以上料柱可以实现整体下移.

实际运行过程中搭桥现象观察结果见表6.秸秆尺寸和塔体结构优化后运行良好,秸秆尺寸超过优化范围则出现了搭桥现象.

表6 安装破桥装置热态实验秸秆尺寸对搭桥程度的影响

颗粒尺寸/mm	搭桥次数/h <sup>-1</sup>	搭桥程度
5~10	0	无
10~30	0	无
30~35	1~2	轻微

### 3.5 炉体温度分布

对测点测得的每个截面十字交叉实验数据进行空间温度分布拟合,采用 Lorentz2 D 拟合函数,拟合结果为

$$t_z = 707.86 + 4289 / ((1 + ((t_x - 7.62) / 2.28)^2) \times (1 + ((t_y - 3.24) / 3.17)^2)) \quad (6)$$

其相关系数  $R > 0.858$ .图7为各断面拟合温度分布.由图7可知:

- (1) 根据料柱上部温度较高的现象,热电偶显示的温度接近载热质气体温度;
- (2) 由料柱表面向下,料柱温度逐渐降低,最终载热质与物料平衡温度约为537;
- (3) 在同一个断面中,最外层温度较中间各测点低,这主要是由于炉壁散热引起的,但温差不超过40,在实际运行时,应该以保证最外层温度不低于480为控制基准;
- (4) 在同一个断面中,出料口方向外沿及左右两

侧温度较出料口背侧的测点温度高,温差不超过 30,这主要是由于与落料口相对应的位置料柱运动活跃、料层透气性好及载热质流速稍高引起的;

(5) 总体来讲,同一断面上各测点温差不超过 50,温度场能够满足热解均匀度的要求,但需要将最下层、最外围的料温控制在 480 以上。

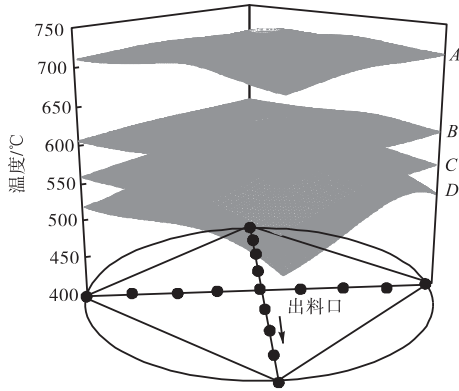


图 7 不同截面温度分布

### 3.6 产率及产品分析

表 7 是在中试系统上对中吸式与下吸式指标的实验数据对比,由表中数据可知,中吸式干馏塔在降低料柱阻力及携粉率方面具有较好的实际效果。

表 7 中吸式与下吸式指标的对比

引出方式	料柱阻力/Pa	气体产物携粉率/(g · m <sup>-3</sup> )
下吸式	11 500	168
中吸式	4 200	25

由图 8 可知,焦油产量峰值约 500,达到最高产量的 67.4%。焦油产量低于实验室研究值,这主要是因为气固反应存在延迟,在实验室研究中停留时间足够长,使焦油充分析出。考虑到移动床热解生产的经济性,系统运行时的停留时间符合工业生产经济性的要求。在 500 后,随温度升高焦油二次裂解反应加剧并产生小分子气态产物,裂解速度大于产生速度,产量开始下降,煤气的产量增加,同时随热解程度加深,生物质炭热解速率及产率逐渐下降,考虑各产品的市场价格,控制热解温度在 450~550 之间能获得较好的收益。

煤气热值变化关系到其运输半径和价格,同时直接影响系统运行时的参数调节,对煤气热值变化的观测至关重要。由图 9 可知,随热解温度的增加,其热值逐渐增加,在 500 处存在明显拐点,热值约为 9 000 kJ/m<sup>3</sup>,完全满足用户要求。为稳定系统运行,当热解温度发生变化时,可参考煤气热值及时调节燃烧器处的秸秆烟气比率。

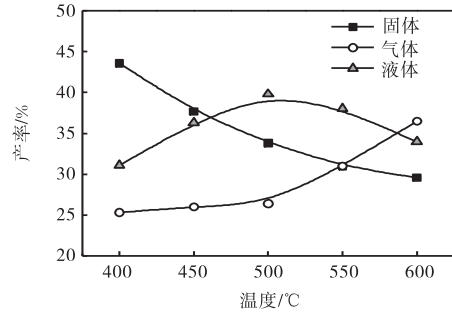


图 8 气固液产品产率随温度变化

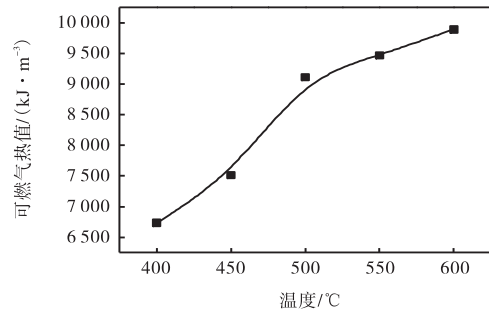


图 9 煤气热值随温度的变化

焦油 H/C 原子摩尔比是表征其化学组成的重要指标,比值越大,含有烷烃就越多,比值越小,含有烯烃和炔烃就越多。另外 H/C 原子摩尔比和焦油黏度、相对分子量、着火温度、含氧量等均有关。生物质焦油的 H/C 原子摩尔比值一般低于 1.5<sup>[10]</sup>,轻质原油 H/C 原子摩尔比一般为 1.9 左右,重质原油一般为 1.5 左右。由图 10 可知,400 时新型移动床热解炉生产的焦油 H/C 原子摩尔比比值较高,这是由于热解初期焦油中烷烃含量较多所致,随温度的升高,H/C 原子摩尔比有所降低,表明其组分中烯烃和炔烃比例增加。在设定的工艺参数范围内,能得到 H/C 原子摩尔比比值较稳定的焦油,同时保证了焦油的经济价值。

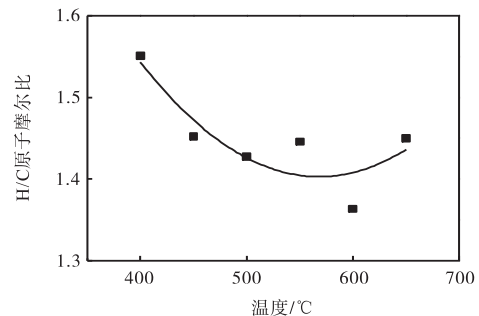


图 10 焦油 H/C 原子摩尔比随温度的变化

## 4 结 论

(1) 对工业化过程中非机理性问题研究不充分,是阻碍移动床秸秆低温热解工艺商业化的主要原因。

(2) 传统秸秆低温热解工艺由于煤气品质差、煤气经济输送面积小、生产线处理能力低而不具有商业化所要求的经济性。新型秸秆热解系统通过对热解载热质成分的优化,将煤气发热量提高 1.4 倍,经济输送面积扩大 3 倍,生产线的处理能力提高 3 倍。

(3) 降低秸秆粉碎尺寸可以提高秸秆流动性,从而降低热解塔物料搭桥及穿孔的概率,但会增加载热质流过料柱时的阻力。通过对二者的优化,确定进入热解塔的秸秆尺寸应控制在 5~30 mm,新型系统同时采用了特殊的塔体线型及旋转破桥锥等辅助技术,有效解决了热解塔物料搭桥及穿孔的问题。

(4) 载热质在料柱中流场不均会导致秸秆局部欠热解,系统采用料柱上方设置均压室、煤气引出口分散均布及优化热解塔高径比等技术能解决流场不均的问题。截面空气流速是关键控制参数,实验结果表明,截面空气流速在 0.15 m/s 以上时,流场不均现象消失,但流速提高,料柱阻力加大。

(5) 热解塔中吸式设计可解决料柱阻力大、煤气携粉率高的问题,实验结果表明,与下吸式热解塔相比,中吸式热解塔的料柱阻力降低 63.48%,携粉率降低 85.12%。

(6) 在解决以上关键技术问题的基础上,在设定的运行参数范围内,保证了产品的综合经济价值。

#### 参考文献：

- [1] 胡润青,秦世平,樊京春. 中国生物质能技术路线图研究[M]. 北京:中国环境科学出版社,2011.  
Hu Runqing, Qin Shiping, Fan Jingchun. *China Biomass Energy Technology Roadmap* [M]. Beijing: China Environmental Science Press, 2011 (in Chinese).
- [2] Venderbosch R H, Prins W. Fast pyrolysis technology development[J]. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 2010, 4: 178-208.
- [3] Xiu Shuangning, Yi Weiming, Li Baoming. Flash pyrolysis of agricultural residues using a plasma heated laminar entrained flow reactor[J]. *Biomass and Bioenergy*, 2005, 29: 135-141.
- [4] Hoekstra E, Hogendoorn K J A, Wang X Q, et al. Fast pyrolysis of biomass in a fluidized bed reactor: In situ filtering of the vapors[J]. *Ind Eng Chem Res*, 2009, 48(10): 4744-4756.
- [5] 戴先文,周肇秋,吴创之,等. 循环流化床作为生物质热解液化反应器的实验研究[J]. 化学反应工程与工艺, 2000, 16(3): 263-269.  
Dai Xianwen, Zhou Zhaoqiu, Wu Chuangzhi, et al. CFB reactor for biomass fast pyrolysis[J]. *Journal of Chemical Reaction Engineering and Technology*, 2000, 16(3): 263-269 (in Chinese).
- [6] 丁同利,杨学民,谢建军,等. 脱灰预处理麦秸在下行循环流化床中快速热解的研究[C]//2005 年中国生物质能技术与可持续发展研讨会论文集. 北京:中国可再生能源学会, 2005: 172-181.  
Ding Tongli, Yang Xuemin, Xie Jianjun, et al. Fast pyrolysis research on preprocessed ash removal straw in a downward cycle fluidized bed [C]//2005 China Biomass Energy Technology and Conference on Sustainable Development. Beijing: Chinese Renewable Energy Association, 2005: 172-181 (in Chinese).
- [7] 李水清,李爱民,严建华,等. 生物质废弃物在回转窑内热解研究( ): 热解条件对热解产物分布的影响[J]. 太阳能学报, 2000, 21(4): 333-340.  
Li Shuiqing, Li Aimin, Yan Jianhua, et al. Biomass wastes pyrolysis in the rotary kiln ( ): The influence of pyrolysis conditions on the distribution of pyrolysis products [J]. *Journal of Solar Energy*, 2000, 21(4): 333-340 (in Chinese).
- [8] 谭洪,王树荣,骆仲泱,等. 生物质整合式流化床热解制油系统试验研究[J]. 农业机械学报, 2005, 36(4): 30-33, 38.  
Tan Hong, Wang Shurong, Luo Zhongyang, et al. Experimental study on biomass flash pyrolysis for bio-oil in a fluidized bed reactor[J]. *Journal of Agricultural Machinery*, 2005, 36(4): 30-33, 38 (in Chinese).
- [9] Pavel B I, Mohamad A A. An experimental and numerical study on heat transfer enhancement for gas heat exchanger fitted with porous media [J]. *Int J Heat and Mass Transfer*, 2004, 47: 4939-4952.
- [10] Li Jinhua, Wu Libin, Yang Zhengyu. Analysis and upgrading of bio-petroleum from biomass by direct deoxy-liquefaction[J]. *J Anal Appl Pyrolysis*, 2008, 81: 199-204.