DOI: 10.19666/j.rlfd.202503043

熔盐储热生物质炭化装置设计与实验研究

吴军海[1]，杨清莹[2]，梁俊杰[1]，陆小游[1]，陶高驰[1]，李 红[1]
（1. 武汉天源集团股份有限公司，湖北 武汉 430000；
2. 华南理工大学电力学院，广东 广州 510641）

［摘 要］以熔盐充当热媒形成高温熔盐换热系统，设计了一套熔盐储热炭化装置。对熔盐-炭化炉进行结构和额定工况设计，将 *Nu* 经验公式应用于熔盐-筒壁的复合表面传热系数的计算，并开展相关小试炭化实验。结果发现：管道内熔盐的对流传热系数 h_{ti} 远大于炭化炉熔盐加热层的对流传热系数 h_{o1}；炭化炉理论热效率和实测热效率均随炭化温度的提升而升高；随炭化温度升高、物料处理量减少以及炭化时间延长，产物热值升高，固体能量产率降低；相较于稻壳，松木刨花在炭化过程中有机物组分更易逃逸至焦油乃至气相中。所设计的实验装置实现了以储热熔盐充当热媒条件下的生物质炭化，可达到节能并减少二氧化碳排放的目的。

［关 键 词］熔盐储热；生物质；炭化；传热系数；炭化温度；产物热值；固体能量产率

［引用本文格式］吴军海，杨清莹，梁俊杰，等. 熔盐储热生物质炭化装置设计与实验研究[J]. 热力发电，2026，55(2)：41-48.
WU Junhai，YANG Qingying，LIANG Junjie，et al. Design and experimental study of molten salt heat storage biomass carbonization device[J]. Thermal Power Generation，2026，55(2)：41-48.

Design and experimental study of molten salt heat storage biomass carbonization device

WU Junhai[1], YANG Qingying[2], LIANG Junjie[1], LU Xiaoyou[1], TAO Gaochi[1], LI Hong[1]
(1. Wuhan Tianyuan Group Co., Ltd., Wuhan 430000, China;
2. School of Energy and Power Engineering, South China University of Technology, Guangzhou 510641, China)

Abstract: Using molten salt as a heat medium to form a high-temperature molten salt heat exchange system, a set of molten salt heat storage and carbonization device was designed. The structure and rated working conditions of the molten salt-carbonization furnace were designed, and the *Nu* empirical formula was applied to calculate the composite surface heat transfer coefficient of the molten salt-cylinder wall, and the relevant small-scale carbonization tests were carried out. The results showed that the convective heat transfer coefficient hti of the molten salt in the pipeline was much greater than the convective heat transfer coefficient ho1 of the molten salt heating layer of the carbonization furnace. The theoretical thermal efficiency and the measured thermal efficiency of the biomass carbonization device increased with the carbonization temperature. With the increase in carbonization temperature, decrease in material handling capacity, and extension of carbonization time, the calorific value of the products increased, but the solid energy yield decreased. Compared with rice husks, the organic components of pine wood shavings were more likely to escape into tar and even the vapor phase during the carbonization process. The designed experimental device can realize the carbonization of biomass under the condition of storing molten salt as a heat medium, which achieves the purpose of energy saving and carbon dioxide emission reduction.
Key words: molten salt heat storage; biomass; carbonization; heat transfer coefficient; carbonization temperature; calorific value of the product; solid energy yield

生物质燃煤耦合掺烧是实现燃煤电厂碳减排的重要技术手段之一，生物质等固废如何进行减容化和资源化处理是亟待解决的环境问题。高温热解技术能够将低能量密度、低热值生物质经过炭化反应转换生成高品质的固体衍生燃料及可燃气、油等，大幅提升利用效率，是极具潜力的固废处理手段[1]。但是，传统炭化技术需要消耗天然气等外加燃料提供热源，在能源危机日益严重的当前，如何找寻新的可再生清洁能源用于替代传统燃料迫在眉睫，对碳减排具有积极意义[2]。

收 稿 日 期：2025-03-30 修 回 日 期：2025-04-17 接 受 日 期：2025-04-22 网络首发日期：2025-10-20
基 金 项 目：2023 年湖北省揭榜制科技计划项目重点研发专项（2023BEB009）
Supported by：Key Research and Development Special Project of the Bidding System for Science and Technology Projects in Hubei Province (2023) (2023BEB009)
第一作者简介：吴军海（1995），男，硕士，工程师，主要研究方向为环境保护技术，junhai_wu@126.com。

太阳能光热发电技术为解决能源问题提供了重要思路，但光热电站面临在不利天气或夜间工作能力受限的难题[3]，对此，研究者们将熔盐储热系统与新能源发电技术相结合，保证了能源利用的稳定性与连续性[4]。学者们针对熔盐储能技术进行了大量研究。西班牙的 Gemasolar 作为首个商业化中央塔式熔盐光热电站，装机规模高达 19.9 MW，年发电量达到 110 GW·h，被视为世界上最具创造性的光热发电站之一[5]。汪琦等[6]开发了熔盐蓄热储能循环系统的工艺流程，提出了防止熔盐管路凝固板结、贮罐内防固化等安全保护措施。王辉等[7]为新能源消纳寻找出路，提出了百兆瓦级熔盐储能技术，在锅炉和汽轮机之间增加了熔盐储热系统，实现了热电解耦，系统综合效率高达 77.8%。刘春雨[8]针对目前光热电站中常见的双罐熔盐储能系统，采用混凝土和相变材料充当储能介质的方案研究了不同介质下的储能效果。

尽管前人对熔盐储能技术及相关设备进行了大量研究，但还未有研究者将其应用于固废的热解处理领域，因此如何设计一套熔盐储热炭化装置用于生物质的热解处理是具有科学及工程意义的。本文基于理论研究，以熔盐充当热媒形成高温熔盐换热系统，设计了一套熔盐储热炭化装置，对熔盐−炭化炉进行结构和额定工况设计，进而对熔盐系统在变工况下的炭化换热性能进行分析，以期为熔盐储能炭化技术的实际应用提供参考。

1 工艺说明

1.1 物料参数

本研究所用的储热介质为质量比 $m(NaNO_3)$:$m(KNO_3)$=6:4 的二元复合盐，所用熔盐和生物质原料的相关参数见表 1。

表 1 熔盐和生物质原料特性参数
Tab.1 Characteristic parameters of the molten salt and biomass

项目	数值	备注
熔盐密度 ρ_l/(kg·m^{-3})	1 850	300 ℃下
熔盐比热容 c_l/(kJ·(kg·K)$^{-1}$)	1.5	采用硝酸熔盐，硝酸钠与硝酸钾质量比为 6:4
熔盐导热系数λ_l/(W·(m·K)$^{-1}$)	0.51	
熔盐熔点 T_r/℃	220	
熔盐工作温度区间/℃	300~560	
熔盐的动态黏度μ/(Pa·s)	0.001 6	
生物质干燥基比热容 c_{ps}/(kJ·(kg·K)$^{-1}$)	1.62	绝热干燥基
水的比热容 c_{pw}/(kJ·(kg·K)$^{-1}$)	4.18	
生物质含水率φ/%	15	原料

1.2 工艺流程

本套熔盐储热炭化装置的设计思路如下：在熔盐罐内添加二元复合硝酸盐，并通过内置电加热棒熔化熔盐，使熔盐在高温条件下实现储能。炭化炉结构如图 1 所示。该炭化炉创新性和优势在于：炭化炉内腔用于装填物料并设置了推进式搅拌刮刀用于摊平物料使其均匀受热和推进物料；通过熔盐泵自下而上将熔盐输送至炭化炉套筒夹层内，熔盐夹层和生物质物料发生间壁式换热，实现储热熔盐的热能回收利用。此外，分别在炭化炉装置熔盐夹层的各个点位以及炭化炉的进、出料口处设置热电偶用以监测熔盐及物料温度，在氮气气氛和高温条件下，炉内生物质发生热解炭化反应。

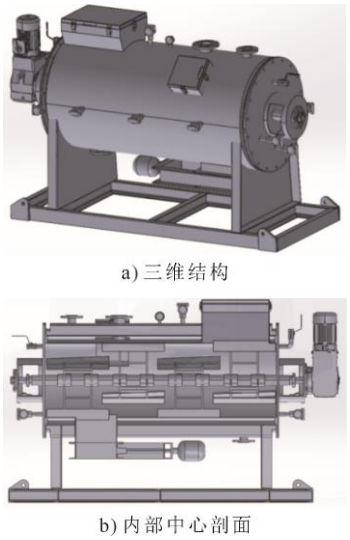


图 1 炭化炉结构示意及内部中心剖面
Fig.1 Schematic diagram of the carbonization furnace structure and its central cross-sectional view

炭化炉内生物质裂解最终产生的气、油相产物被风机抽送至冷凝器及后端气体净化装置，而炭化后的固体产物则通过炉体底部的电动刀闸阀被排出并收集于不锈钢储料桶内，高温熔盐在“熔盐储液罐−电加热器−熔盐泵−炭化炉”之间循环往复，回流熔盐温度降低后经过储罐内设置的电加热器重新加热。熔盐流量则通过流量计计量，整个系统实物样式及工艺流程分别如图 2、图 3 所示。



图 2 熔盐炭化炉小试装置实物
Fig.2 The bench-scale molten salt carbonization furnace

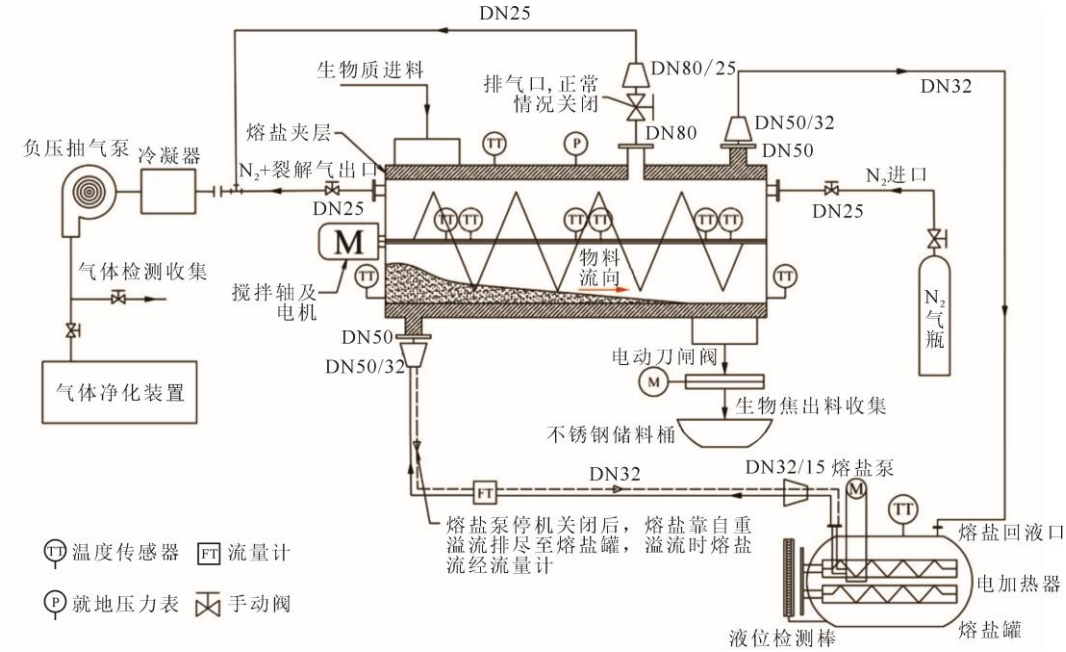


图 3 炭化反应装置工艺示意

Fig.3 Process diagram of the carbonization reaction device

1.3 设备参数

炭化炉的设计工况参数见表 2。

表 2 炭化炉设计工况参数

Tab.2 Parameters for the design conditions of the carbonization furnace

项目	数值
生物质物料入炉温度 T_{1i}/℃	25
生物质物料离炉温度 T_{1o}/℃	280
炭化炉熔盐进口温度 T_{2i}/℃	400
炭化炉熔盐出口温度 T_{2o}/℃	350
熔盐流速 u/(m s^{-1})	2.19×10^{-3}
生物质物料质量流率 m_s/(kg h^{-1})	10
熔盐与炭化炉筒壁接触面积 A/m^2	3.29
管道外径 d_o/mm	38
管道内径 d_i/mm	32
管道保温层厚度δ_1/mm	100
管道外表面温度 t_o/℃	75
炭化炉内径 1D_{i1}/mm	590
炭化炉外径 1D_{o1}/mm	600
熔盐层厚度δ_S/mm	45
炭化炉内径 2D_{i2}/mm	690
炭化炉外径 2D_{o2}/mm	700
炭化炉长度 L'/m	1.745
炭化炉筒体外表面保温层厚度δ_2/mm	150
304 不锈钢导热系数λ_S/(W (m K)$^{-1}$)（设备保温材料）	50.000
硅酸铝针刺毯导热系数λ_2/(W (m K)$^{-1}$)（设备及管件所用材质）	0.034

2 设计与校核计算

2.1 炭化炉的传热设计及计算

生物质在炭化炉内发生分解反应需要吸收热量，热量包含生物质物料升温、水分的升温和蒸发、物料的反应热，炭化炉的热负荷 Q_C 计算公式为：

$$Q_C = c_{ps}m_S(T_{1o}-T_{1i}) + c_{pw}m_w(105-T_{1i}) + m_w\Delta H_{vap} + m_S\Delta H_{disc} \quad (1)$$

式中：Q_C 为炭化炉热负荷，kJ/h；m_S 为生物质干燥基质量，kg/h；c_{ps} 为生物质干燥基比热容，kJ/(kg K)；m_w 为生物质含水量，kg/h；ΔH_{vap} 为水的蒸发潜热，kJ/kg；ΔH_{disc} 为炭化反应热，kJ/kg。

物料在炉内发生炭化反应所需热量由熔盐通过圆筒炭化炉炉壁的强制对流换热提供，将该工况简化为流体横掠单管的强制对流传热模型，在工程应用上常用努塞特数 Nu 的经验公式估算该工况下的传热系数 h_o[9]，Nu 是对流热传递相对于导热增强程度的度量，可由式(2)推导：

$$Nu = C \cdot Re^n \cdot Pr^{1/3} \quad (2)$$

式中：C、n 的取值与雷诺数 Re 的取值范围有关，具体关系见表 3。

表 3　C、n 取值与雷诺数 Re 的关系

Tab.3 Relationship between the values of *C*, *n* and Reynolds number *Re*

Re	*C*	*n*
0.4~4.0	0.989 0	0.330
4~40	0.911 0	0.385
40~4 000	0.683 0	0.466
4 000~40 000	0.193 0	0.618
40 000~400 000	0.026 6	0.805

无量纲数 Re 和普朗特数 Pr 按式(3)计算：

$$Re=\frac{uL}{v} \tag{3}$$

式中：u 为流速，m/s；L 为特征长度即筒体直径，m；v 为动力黏度，m^2/s。

$$Pr=\frac{\mu c_1}{L} \tag{4}$$

式中：μ为熔盐的运动黏度，Pa s；c_1 为熔盐的比热容，J/(kg K)。

传热系数 h_o 则按式(5)计算：

$$h_o=\frac{\lambda_1 Nu}{L} \tag{5}$$

式中：λ_1 为熔盐介质导热系数，W/(m K)。

炭化炉采用物料和熔盐逆流的方式进行换热，可采用平均温差ΔT_m计算[10]。

算数平均温差：

$$\Delta T_{m1}=\frac{(T_{2i}-T_{1o})-(T_{2o}-T_{1i})}{2} \tag{6}$$

对数平均温差：

$$\Delta T_{m2}=\frac{(T_{2i}-T_{1o})-(T_{2o}-T_{1i})}{\ln\left[(T_{2i}-T_{1o})/(T_{2o}-T_{1i})\right]} \tag{7}$$

将$(T_{2i}–T_{1o})$和$(T_{20}–T_{1i})$之间较小的温差定义为Δt_1，较大的温差定义为Δt_2。当$\Delta t_1/\Delta t_2<1/2$ 时，采用算数平均温差ΔT_{m1}，否则采用对数平均温差ΔT_{m2}。

为确保生物质能够在炭化炉内完成反应，需要确定装置的需求传热系数 K_{req}：

$$K_{req}=\frac{Q_C}{\Delta T_m\cdot A} \tag{8}$$

式中：A 为物料与熔盐内筒壁的接触面积，m^2。

接触面积 A 与设备的物料填充率有关，且随着炭化反应的进行，物料的堆积密度和粒度也会发生改变，故 A 是动态变化的。

而炭化炉的实际传热系数 K_{act} 是由计算的炉体内、外传热系数和设备本体结构特性决定的：

$$K_{act}=\frac{1}{\frac{1}{h_o}+\frac{D_{o1}}{2\lambda_S}\ln\left(\frac{D_{i1}}{D_{o1}}\right)+\frac{D_{i1}}{h_{i1}D_{o1}}} \tag{9}$$

式中：h_{o1} 为炉体熔盐夹层侧传热系数，$W/(m^2\ K)$；h_{i1} 为物料侧传热系数，$W/(m^2\ K)$；λ_S 为金属不锈钢的导热系数，W/(m K)。式(9)忽略了熔盐污垢热阻和炭化炉内筒壁潜在的结焦热阻，本系统筒体及管道材质均为 304 不锈钢。

为确保炉内的炭化反应能够完成，实际传热系数的设计需要保有裕量，裕量 d 的表达式为：

$$d=\left(\frac{K_{act}}{K_{req}}-1\right)\times 100\% \tag{10}$$

2.2 炭化炉系统热损失的设计及计算

当高温熔盐介质在系统内循环运行时，热量会从管道、筒体的外表面损失，为减少系统散热，有必要对设备外表面进行保温。本系统保温材料采用硅酸铝针刺毯，其导热系数可近似看作温度的线性函数λ=0.034+0.000 2×T[9]，炭化炉保温层厚度为 150 mm，管道保温层厚度为 100 mm，其中炭化炉的筒体截面示意如图 4 所示。

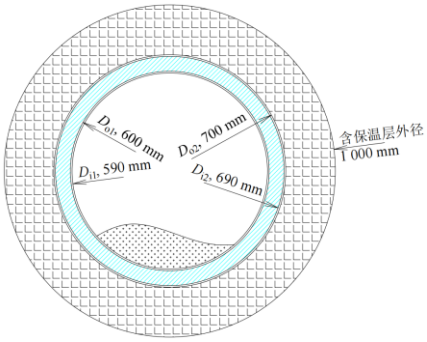


图 4 炭化炉筒体横截面示意

Fig.4 Schematic diagram of the cross-section of the carbonization furnace cylinder

物料在筒内被倾斜旋转刮刀（未示意）逐步向前推进，夹层内的熔盐则在熔盐泵的作用下循环更替，熔盐向内会传递热量从而对生物质进行加热炭化，向外则经过保温层的热传递从而发生热损失。此外，炭化炉筒体两端的盖板会有热损。同理，管道内的熔盐在运动过程中通过热对流传热至管壁，经过保温层的导热也会发生热损失。综上，管道热损失 Q_T、炭化炉筒体外侧壁热损失 Q_W、筒体两端盖板热损失 Q_F 构成整个炭化炉系统用热端的全部热损失 Q_A：

$$Q_A=Q_T+Q_W+Q_F \tag{11}$$

其中，熔盐在管道段发生的热损失可通过圆形管槽内的强制对流传热模型进行推衍，其传热系数 h_T 可通过 Nu 经验公式估算得到，而 Nu 可经过 Dittus-Boelter 公式[11]推导得到：

$$Nu=0.023\cdot Re^{0.8}\cdot Pr^n \tag{12}$$

在本试验工况下，管道内熔盐处于被冷却的状态，n 取 0.3，Re 和 Pr 的取值参照式(3)、式(4)。

管道内、外侧传热系数 K_T 以包覆保温层后的管外侧面积为基准进行计算：

$$K_{\mathrm{T}}=\frac{1}{\dfrac{(2\delta_1+d_{\mathrm{o}})}{h_{\mathrm{ti}}\cdot d_{\mathrm{i}}}+\dfrac{d_{\mathrm{o}}}{2\lambda_S}\ln\left(\dfrac{d_{\mathrm{o}}}{d_{\mathrm{i}}}\right)+\dfrac{(2\delta_1+d_{\mathrm{o}})}{2\lambda_2}\ln\left[\dfrac{(2\delta_1+d_{\mathrm{o}})}{d_{\mathrm{o}}}\right]+\dfrac{1}{h_{\mathrm{to}}}} \tag{13}$$

式中：h_{ti} 为管道内表面熔盐传热系数，W/(m² ·K)；h_{to} 为管道外表面复合传热系数，W/(m² ·K)，动力管道 h_{to} 通常取 7.6 W/(m² ·K)。

炭化炉筒体外侧保温层传热系数 K_{W} 则以筒体包覆保温层后的侧面积为基准计算：

$$K_{\mathrm{W}}=\frac{1}{\dfrac{(2\delta_2+D_{\mathrm{o2}})}{h_{\mathrm{o1}}\cdot D_{\mathrm{i2}}}+\dfrac{D_{\mathrm{o2}}}{2\lambda_S}\ln\left(\dfrac{D_{\mathrm{o2}}}{D_{\mathrm{i2}}}\right)+\dfrac{(2\delta_2+D_{\mathrm{o2}})}{2\lambda_S}\ln\left[\dfrac{(2\delta_2+D_{\mathrm{o2}})}{D_{\mathrm{o2}}}\right]+\dfrac{1}{h_{\mathrm{so}}}} \tag{14}$$

式中：h_{so} 为炭化炉外保温壳表面复合传热系数，W/(m² ·K)。

炭化炉筒体前、后端面盖板的传热系数 K_{W} 以筒体两侧不锈钢盖板面积为基准进行计算：

$$K_{\mathrm{F}}=\frac{1}{\dfrac{1}{h_{\mathrm{Fi}}}+\dfrac{\delta_{\mathrm{S}}}{\lambda_S}+\dfrac{\delta_2}{\lambda_2}+\dfrac{1}{h_{\mathrm{Fo}}}} \tag{15}$$

式中：δ_{S} 为炭化炉法兰盖板厚度，m；h_{Fi}、h_{Fo} 分别为盖板内、外侧表面复合传热系数，W/(m² ·K)。

2.3 炭化炉系统热效率的计算

整个炭化炉系统消耗的热量由熔盐提供，供热量 Q_{S} 按式(16)计算：

$$Q_{\mathrm{S}}=m_{\mathrm{l}}c_{\mathrm{l}}(T_{2\mathrm{i}}-T_{2\mathrm{o}}) \tag{16}$$

式中：m_{l} 为熔盐的质量流量，kg/h。熔盐供应热量 Q_{S} 包括炭化反应消耗的热量 Q_{C} 和系统损失的热量 Q_{C}，设备的热效率 η 即为：

$$\eta=\frac{Q_{\mathrm{C}}}{Q_{\mathrm{S}}}=1-\frac{Q_{\mathrm{A}}}{Q_{\mathrm{S}}} \tag{17}$$

3 试验结果与讨论

3.1 炭化炉的设计结果

本研究优先核算了炭化炉熔盐夹层和供给熔盐管道的对流传热系数，结果如图 5 所示。在 300~500 ℃的熔盐工作温度区间，管道内熔盐的对流传热系数 h_{ti} 的数值在 7 961~10 756 W/(m² ·K)区间，而炭化炉加热层对流传热系数 h_{o1} 的数值在 25.3~28.2 W/(m² ·K)区间；h_{ti} 远大于 h_{o1}，原因在于管道内熔盐流速 u_{t} 远大于夹层内熔盐流速 u，更高的流速增强了流体与筒壁间的对流换热效果。

为验证相关传热模型的可靠性，通过模型核算炭化炉保温系统的散热量进而折算炭化炉进、出口管道的理论温降，并在空载试机状态下待装置升温稳定后测量进、出口管道实际温降，结果如图 6 所示。实测值仅略高于理论值，说明模型具备一定参考性。

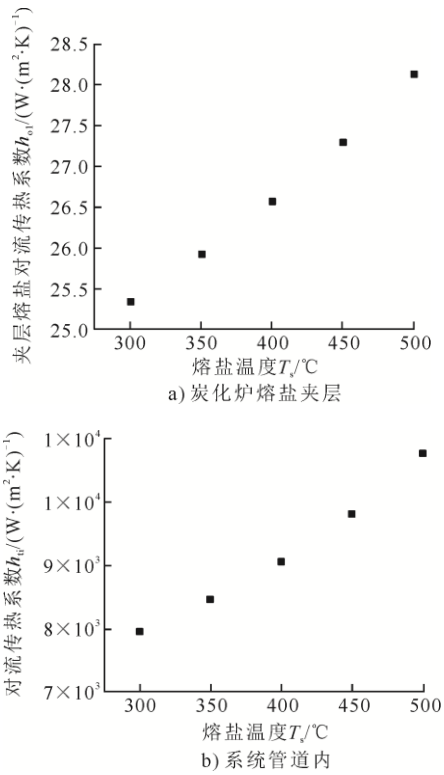


图 5 不同熔盐温度下炭化炉夹层和系统管道内熔盐对流传热系数

Fig.5 Convective heat transfer coefficients of the molten salts in the interlayer of the carbonization furnace and the system pipelines at different molten salt temperatures

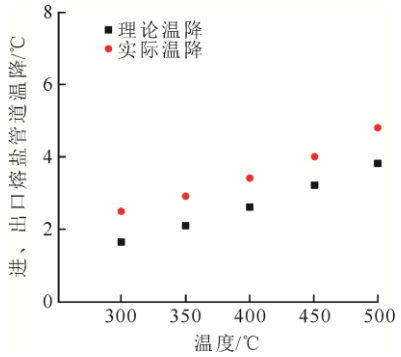


图 6 空载试验下炭化炉进、出口熔盐管道温降

Fig.6 Temperature drops in the inlet and outlet molten salt pipelines of the carbonization furnace during no-load test

此外，考虑设备填充率，对反应传热面积 A 予以系数修正，并同步核算了在不同熔盐温度下炭化炉热解生物质时的工作热通量和系统的热损失。工作热通量、热损失与熔盐温度的相关趋势关系如下图 7 所示。

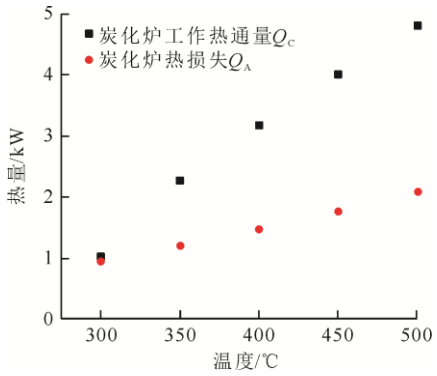


图 7 炭化炉熔盐温度与工作热通量及热损失的关系（反应初始阶段）

Fig.7 Relationship between and among the reaction temperature of the carbonization furnace, working heat flux, and heat loss (initial stage of the reaction)

工作热通量是反馈系统对生物质炭化反应的加热功率，在 300~500 ℃，炭化炉的加热功率范围为 1.01~4.81 kW，热损失范围为 0.95~2.09 kW。随温度升高，炭化炉的热损失和热通量都逐渐增高，这是因为升高温度提高了反应的传热温差推动力。随着温度提升，工作热通量的增幅比热损失增幅更高，说明提高温度能够提升熔盐和物料之间的换热效果。

3.2 炭化炉的生物质实验

以典型农业生物质稻壳和林业生物质松木刨花为研究对象，考查不同熔盐温度、处理量、物料及熔盐泵流量情况下生物质物料的炭化特性，测量产物热值（高位发热量），并计算固体能量产率 η_p[12]：

$$\eta_p = \frac{c_p \cdot m_p}{c_r \cdot m_r} \times 100\% \tag{18}$$

式中：c_p 和 c_r 分别为固体产物和原料的热值，kJ/kg；m_p 和 m_r 分别为固体产物和原料的质量，kg。

相关实验设计表格及实验结果见表 4—表 7。根据表 4—表 7 的实验计划表开展工作，结果表明，炭化反应后生成的生物焦的热值显著高于原料，说明物料的能量密度有所提升。随着熔盐反应温度的升高，固体产物的热值逐渐增大，但是固体产率和固体能量产率逐步降低；随着物料处理量的增加，产物热值逐渐降低，而固体产率和固体能量产率逐步升高；随着反应时间的增加，固体产物的热值逐渐增大，但是固体产率和固体能量产率逐步降低；稻壳的原料和产物热值比松木刨花更高，最终稻壳的炭化固体能量产率也更高。

针对表 7 的实验，收集稻壳、松木刨花炭化产生的冷凝焦油并进行 GC-MS 的定性和定量分析，表征结果如图 8 所示。

表 4 不同熔盐温度下的炭化反应结果

Tab.4 Results of carbonization reaction at different molten salt temperatures

实验序号	熔盐层平均温度/℃	炭化炉腔体平均温度/℃	固体产率/%	产物热值/(kJ·kg^{-1})	固体能量产率/%
1	300	230	70.0	18 996	73.42
2	350	251	64.0	19 592	69.23
3	400	257	50.5	20 122	56.10
4	450	297	33.0	23 265	42.39

注：物料为稻壳，处理量 10 kg/h，反应时间 1 h。

表 5 不同处理量下的炭化反应结果

Tab.5 Results of the carbonization reaction with different processing capacities

试验序号	物料处理量/(kg·h^{-1})	炭化炉腔体平均温度/℃	固体产率/%	产物热值/(kJ·kg^{-1})	固体能量产率/%
1	2.5	267	30.0	22 097	36.60
2	5.0	270	42.0	21 563	50.00
3	10.0	257	50.5	20 122	56.10

注：物料为稻壳，熔盐反应温度 400 ℃，反应时间 1 h。

表 6 不同反应时间下的炭化反应结果

Tab.6 Results of the carbonization reaction with different reaction times

试验序号	反应时间/h	炭化炉腔体平均温度/℃	固体产率/%	产物热值/(kJ·kg^{-1})	固体能量产率/%
1	1	257	50.5	20 122	56.10
2	2	283	42.0	21 067	48.85

注：物料为稻壳，熔盐反应温度 400 ℃，处理量 10 kg/h。

表 7 不同物料条件下的炭化反应结果
Tab.7 Results of the carbonization reaction with different biomass fuels

试验序号	物料类型	炭化炉腔体平均温度/℃	固体产率/%	产物热值/(kJ kg^{-1})	固体能量产率/%
1	稻壳	257	50.5	20 122	56.10
2	松木刨花	267	41.0	19 400	49.17

注：反应时间 1 h，熔盐反应温度 400 ℃，处理量 10 kg/h；松木刨花原料热值 16 178 kJ/kg，稻壳原料热值 18 112 kJ/kg。

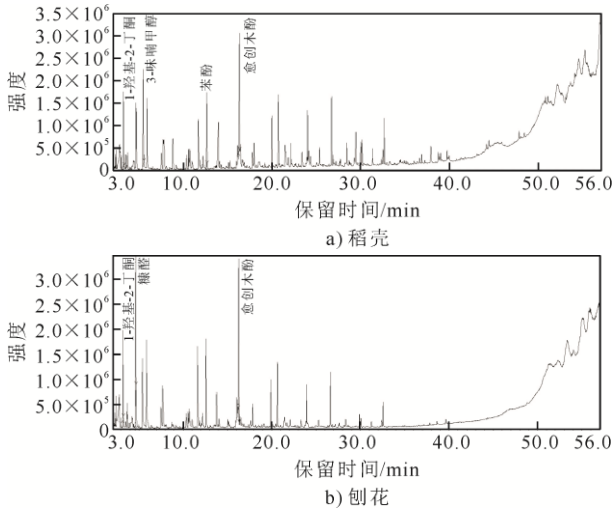


图 8 生物质的气相分析质谱图
Fig.8 The gas chromatography-mass spectrometry charts of rice husk and pine wood shavings

经相似图谱检索显著特征峰对应类似化合物发现，稻壳热解焦油对应类似化合物为 1−羟基−2−丁酮、3−呋喃甲醇、苯酚和愈创木酚，松木刨花热解焦油对应类似化合物为 1−羟基−2−丁酮、糠醛、愈创木酚。不论是稻壳还是松木刨花，产生焦油中主要有机物组分都是呋喃类、酮类、酚类、醇类。其中，稻壳焦油中有机物的占比超过 1%，而松木刨花焦油中主要有机物的占比超过 5%，说明以松木刨花为代表的木质类生物质在炭化过程中，有机物组分更易逃逸至焦油相中，松木刨花炭化后固体能量产率比稻壳更低也侧面验证了这一观点。

在 300~500 ℃范围内，炭化炉的实测热效率范围为 38.34%~56.61%，系统理论热效率则从 51.5% 提升至 69.7%，这是因为随着炭化反应温度梯度的升高，热效率逐步增大，炭化炉工作热通量的增量高于热损失的增量，这符合物料和熔盐之间的传热推动力随着温度提高而提升的客观规律，说明本文模型具备一定的可取性。

不同熔盐层温度下炭化炉热效率如图 9 所示。由图 9 可以看出，实测热效率和理论热效率随着熔盐层温度的升高呈现逐步上升的趋势，但是实测热效率比理论热效率数值低，究其原因：其一是系统保温层的施工过程与理论值有一定的偏差，存在一定程度的厚薄不均匀，且设备外表面不可避免地存在局部裸露，增加了系统的散热量；其二是随着炭化反应进行，物料与熔盐的温差逐步降低减少了传热推动力，且物料的堆积密度也有所下降，进一步减小了反应面积 A，在供给熔盐参数不变的情况下，供给物料炭化反应的热量减少，而系统损失的热量增加，故熔盐炭化炉加热效率在反应末段降低。

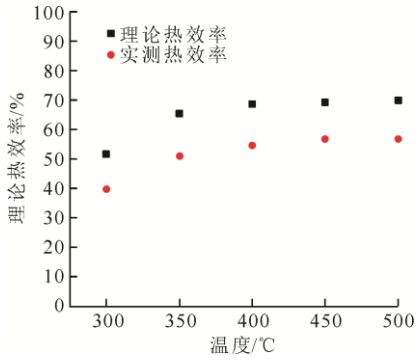


图 9 不同熔盐层温度下的炭化炉热效率
Fig.9 Thermal efficiency of the carbonization furnace at different temperatures of molten salt layers

3.3 熔盐储热炭化炉的经济性分析

以 3 t/d 生物质半炭化反应器为例，对比谷电加热熔盐储热炭化技术和常规炭化技术路线，包括常规电加热炭化技术、天然气燃烧炭化技术、生物质气化产可燃气炭化技术，结果见表 8。可见，使用谷电储热的技术路线能够将能源成本降至 92.12 元/t 生物质，低于市面常规其他技术路线。若扩大系统产能规模，使用光热储能罐直接储存太阳能，则在理论上能够进一步降低生物质炭化的能源成本。

表 8 不同炭化技术路线的能源成本对比
Tab.8 Energy costs of different carbonization technologies

炭化能源类型	装机功率/kW	能源类型	能源价格	能源成本/(元 t^{-1})
电	762.21	平段电和峰电	0.996 2 元/(kW h)	192.75
电加热−熔盐储能	2 499.34	谷电	0.336 9 元/(kW h)	92.12
天然气	38.40	工业天然气	5 元/m^3	110.00
生物质气化	38.40	生物质原料	500 元/t 生物质	113.30

注：电价以 2024 年 8 月江苏地区峰电、平段电均价和谷电价计。

4 结 论

1）Nu 经验公式适用于熔盐−筒壁的复合表面传热系数的估算，针对管道内和筒体夹层内的熔盐传热，需使用不同的经验公式进行计算，管道内熔盐的对流传热系数 h_{ti} 远大于熔盐加热层的对流传热系数 h_{o1}。

2）炭化炉热效率随炭化温度升高而增大，而实测热效率比理论热效率低 18%~25%，说明炭化炉理论热通量的理论模型仍有优化空间。

3）随炭化温度升高、物料处理量减少以及炭化时间延长，产物热值更高，固体能量产率降低。

4）相较于稻壳，松木刨花在炭化过程中有机物组分更易逃逸至焦油乃至气相中。

5）以储热熔盐充当热媒的炭化炉能够实现生物质炭化，达到节能目的。

6）因为炭化反应是动态变化过程，建议后续研究对炭化反应过程中不同生物质物料的堆积密度 ρ、炭化炉反应传热面积 A、物料实际温度 T 进行动态拟合，并探究生物质物料堆积床在搅拌情况下的传热模型，同时考虑工程放大性试验，以修正热通量理论模型增加其可靠性。

［参 考 文 献］

［1］ 杨树全, 蒋伟, 张志桃. 生物质热解炭化技术及其设备的应用研究[J]. 石油石化物资采购, 2024(13): 97-99.
YANG Shuquan, JIANG Wei, ZHANG Zhitao. Application research on biomass pyrolysis and carbonization technology and equipment[J]. Petroleum & Petrochemical Material Procurement, 2024(13): 97-99.

［2］ 周凌云. 世界能源危机与我国的能源安全[J]. 中国能源, 2001(1): 12-13.
ZHOU Lingyun. On the world energy crisis and China’s energy security[J]. Energy of China, 2001(1): 12-13.

［3］ 王彦. 关于太阳能光热发电的技术特点与应用探讨[J]. 工程学研究与实用, 2024(5): 101.
WANG Yan. Technical characteristics and application analysis of solar thermal power generation[J]. Engineering Science Research & Application, 2024(5): 101.

［4］ 张静如, 韦安柱. 熔盐在太阳能热发电中的应用与发展前景[J]. 石油商技, 2017, 35(2): 16-21.
ZHANG Jingru, WEI Anzhu. Application and development prospects of molten salt in solar thermal power generation[J]. Petroleum Products Application Research, 2017, 35(2): 16-21.

［5］ BURGALETA J I, ARIAS S, RAMIREZ D. Gemasolar, the first tower thermosolar commercial plant with molten salt storage[C]. Solar PACES 2012 International Conference, Marrakech, Morocco, 2011.

［6］ 汪琦, 俞红啸, 张慧芬. 太阳能光热发电中熔盐蓄热储能循环系统的设计开发[J]. 化工装备技术, 2014, 35(1): 11-14.
WANG Qi, YU Hongxiao, ZHANG Huifen. Design and Development of molten salt thermal energy storage circulation system in solar thermal power generation[J]. Chemical Equipment Technology, 2014, 35(1): 11-14.

［7］ 王辉, 李峻, 祝培旺, 等. 应用于火电机组深度调峰的百兆瓦级熔盐储能技术[J]. 储能科学与技术, 2021, 10(5): 1760-1767.
WANG Hui, LI Jun, ZHU Peiwang, et al. Hundred-megawatt molten salt heat storage system for deep peak shaving of thermal power plant[J]. Energy Storage Science and Technology, 2021, 10(5): 1760-1767.

［8］ 刘春雨. 太阳能光热电站储能系统热性能研究及技术经济分析[D]. 西安: 西安理工大学, 2023: 21-33.
LIU Chunyu. Research on thermal performance and techno-economic analysis of energy storage system for solar thermal power station[D]. Xi’an: Xi’an University of Technology, 2023: 21-33.

［9］ 杨世铭, 陶文铨. 传热学[M]. 5 版. 北京: 高等教育出版社, 2006: 240-286.
YANG Shiming, TAO Wenquan. Heat transfer[M]. 5th ed. Beijing: Higher Education Press, 2006: 240-286.

［10］朱方兵. 利用水泥窑炉烟气余热干化污泥系统优化研究[D]. 南京: 东南大学, 2016: 25-47.
ZHU Fangbing. Optimization research on sludge drying system using waste heat from cement kiln flue gas[D]. Nanjing: Southeast University, 2016: 25-47.

［11］ZHANG H, FANG W Z, LI Y M, et al. Experimental study of the thermal conductivity of polyurethane foams[J]. Applied Thermal Engineering, 2017, 115: 528-538.

［12］黄智. 基于低温加热的秸秆半炭化技术研究[D]. 济南: 山东大学, 2020: 36-43.
HUANG Zhi. Research on semi-carbonization technology of straw based on low-temperature heating[D]. Jinan: Shandong University, 2020: 36-43.

（责任编辑 李园）