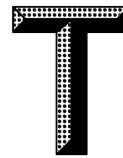


ICS 13.030.10
CCS F 10/19



团 体 标 准

T/CI 519—2024

兰炭低温熄焦余热用于生物质气化制氢 技术规范

Technical specifications for the application of semi-coke waste heat in the
hydrogen production from the biomass gasification

2024-09-18 发布

2024-09-18 实施

中国国际科技促进会 发布
中国标准出版社 出版

目 次

前言	III
1 范围	1
2 规范性引用文件	1
3 术语和定义	1
4 兰炭低温熄焦余热回收用于生物质气化制氢的计算原理	2
4.1 设备	2
4.2 换热参数传递流程	2
4.3 基于传热理论的计算原理	3
4.4 悬吊管和过热器计算	3
4.5 余热回收率计算模型	5
4.6 节能率计算模型	5
5 适用条件	6
5.1 装置参数	6
5.2 生物质气化炉的选型	6
5.3 悬吊管和过热器选材	6
5.4 生物质气化参数	6
6 计算程序	6
6.1 计算要求	6
6.2 设备布置和尺寸的给定	6
6.3 悬吊管的换热计算	6
6.4 过热器中的换热计算	7
7 工艺流程	8

前 言

本文件按照 GB/T 1.1—2020《标准化工作导则 第 1 部分：标准化文件的结构和起草规则》的规定起草。

请注意本文件某些内容可能涉及专利。本文件的发布机构不承担识别专利的责任。

本文件由邵阳学院提出。

本文件由中国国际科技促进会归口。

本文件起草单位：邵阳学院、榆林学院、西安交通大学、海口图腾新能源应用研发有限公司、神木市兴义源物资贸易有限公司、榆林市天龙镁业有限责任公司、府谷县新田镁合金有限责任公司、陕西双翼煤化科技实业有限公司、湖南楚境科技有限公司、桂林航天工业学院、陕西联风气体科技有限公司。

本文件主要起草人：张俊霞、孙志勇、王进仕、王泽华、胡广涛、赵全斌、王憨鹰、韩小渠、李国杰、邱斌斌、王亚斌、刘凤霞、杨鹏、苏海波、冯利军、蒋作佩、王斌武、宋小鹏、高燕。

兰炭低温熄焦余热用于生物质气化制氢 技术规范

1 范围

本文件规定了兰炭低温熄焦余热在生物质气化制氢的总体技术要求,描述了技术的计算方法、运行方法、工艺流程要求。

本文件适用于兰炭低温熄焦余热在生物质气化制氢的参数计算和装置设计。

2 规范性引用文件

下列文件中的内容通过文中的规范性引用而构成本文件的必不可少的条款。其中,注日期的引用文件,仅该日期对应的版本适用于本文件;不注日期的引用文件,其最新版本(包括所有的修改单)适用于本文件。

GB/T 150.4 压力容器 第4部分:制造、检验和验收

GB/T 4830 工业自动化仪表 气源压力范围和质量

GB 16171 炼焦化学工业污染物排放标准

GB 16297 大气污染物综合排放标准

GB/T 25211 兰炭产品分类及质量要求

GB/T 25862 制冷与空调用同轴套管式换热器

GB/Z 41390 工业自动化仪表用电源电压

3 术语和定义

下列术语和定义适用于本文件。

3.1

兰炭低温熄焦余热 waste heat from semicoke quenching to atmosphere temperature

内热式直立式炭化炉内所生产的兰炭出炉时所拥有的余热。

3.2

兰炭低温熄焦余热回收装置 device for recovering waste heat from semicoke quenching to atmosphere temperature

内热式直立式炭化炉的熄焦池内放置悬吊管,并通入CO₂气体,借助悬吊管、灼热兰炭粒子、CO₂气流之间的辐射换热、对流换热、导热换热来吸收兰炭低温熄焦余热的装置。

3.3

悬吊管 suspension tube

悬挂在内热式直立式炭化炉的熄焦池顶部落炭孔板上的蒸发管,其设计依据压力容器的国家标准GB/T 150.4和GB/T 25862。

3.4

CO₂气流 CO₂ flow

兰炭在生产过程中所产生的废气(俗称荒煤气)或烟气中通过吸收再生后提取出来的纯度不低于

93%的 CO₂ 气体。

3.5

过热器 super-heater

采用高温 CO₂ 气流过热饱和蒸汽的设备,其设计依据压力容器的国家标准 GB/T 150.4—2024 和 GB/T 25862。

4 兰炭低温熄焦余热回收用于生物质气化制氢的计算原理

4.1 设备

基于换热原理考虑选择三种设备:悬吊管、过热器、气化炉。其中涉及悬吊管、过热器出口的蒸汽参数、CO₂ 气流参数,属于待计算参数,利用迭代法通过假设逐步计算校核来达到控制最终输出参数的目的。因此,须在进行参数计算前确定三个设备之间的热质量传递关系,包括每个设备的输入参数、输出参数、参数传递流程。

4.2 换热参数传递流程

4.2.1 基于换热理论的参数传递流程见图 1。熄焦池内灼热的兰炭的质量流量 m_{CO} 、CO₂ 气流质量流量、悬吊管中水质量流量和压力 P ,以及三者的初始温度等参数影响着悬吊管中水蒸气的产量,从悬吊管产出的饱和水蒸汽和来自熄焦池中的高温 CO₂ 气流作为过热器的初始参数,同理,从过热器产出的过热蒸汽和高温 CO₂ 气流是气化炉内气氛流的初始参数,决定着气化炉尺寸和规模、生物质用量,最终影响着 H₂ 产量和节能效果。

- 通过调节通入悬吊管中的给水流量和压力来调节悬吊管吸热量和过热器内饱和蒸汽吸热量,使得进入生物质气化炉内水蒸汽参数可控。
- 通过调节通入熄焦池内的 CO₂ 气流进气量,来影响悬吊管吸收的热量。

4.2.2 以上参数调节可采用压力表、流量计、截止阀、球阀等实现,这些阀门的安装和工作应符合国家标准 GB/Z 41390 和 GB/T 4830。

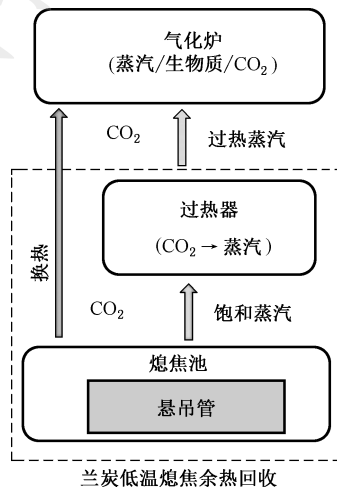


图 1 基于热质传递的换热流程

4.3 基于传热理论的计算原理

4.3.1 灼热兰炭的换热理论

用于计算灼热兰炭与悬吊管壁面、CO₂ 气流之间的传热量。换热理论包括以下三个部分：

- 灼热兰炭对悬吊管壁面的当量热导贡献；
- CO₂ 气流对悬吊管壁面的换热贡献；
- 灼热兰炭对悬吊管壁面的辐射换热贡献，所涉及的换热系数由这三部分组成：

$$h_{t,e} = h_{g,e} + h_{r,e} + \lambda_R \quad \dots\dots\dots (1)$$

式中：

- $h_{t,e}$ ——蒸发管的总换热系数(W · K⁻¹ · m⁻²)；
- $h_{g,e}$ ——CO₂ 气流与悬吊管之间的对流换热系数(W · K⁻¹ · m⁻²)；
- $h_{r,e}$ ——兰炭与蒸发管之间的辐射换热系数(W · K⁻¹ · m⁻²)；
- λ_R ——当量热导(W · m⁻² · K⁻¹)。

满足上述三个子换热过程，则兰炭的高温余热被悬吊管内工质、CO₂ 气流回收利用。

4.3.2 热平衡理论

用于计算灼热的兰炭与 CO₂ 气流、悬吊管壁面之间的热量传递。灼热的兰炭释放的余热主要包括两部分，被悬吊管中的冷却水吸收的一部分，被通入熄焦池的 CO₂ 气流吸收的一部分。因此，在熄焦池中的能量平衡可以写为：

$$Q_{co} = Q_{g,q} + Q_c \quad \dots\dots\dots (2)$$

式中：

- Q_{co} ——兰炭的换热率(W)；
- $Q_{g,q}$ ——熄焦池内 CO₂ 气流的换热量(W)；
- Q_c ——悬吊管内冷却水所吸收的热量(W)。

4.3.3 CO₂ 的换热理论

用于计算熄焦池内 CO₂ 气流绕流灼热兰炭、悬吊管壁面的传热量。换热理论包括以下三个部分：CO₂ 气流与悬吊管壁面的对流换热、CO₂ 气流与悬吊管壁面的导热、CO₂ 气流与悬吊管壁面的辐射三个部分，所涉及的换热系数由以下三部分组成：

$$h_{t,gc} = h_{r,gc} + h_{c,gc} + \lambda_g / D_c \quad \dots\dots\dots (3)$$

式中：

- $h_{t,gc}$ ——熄焦池内 CO₂ 气流的对流换热系数(W · K⁻¹ · m⁻²)；
- $h_{r,gc}$ ——CO₂ 气流与悬吊管壁面的辐射换热系数(W · K⁻¹ · m⁻²)；
- $h_{c,gc}$ ——CO₂ 气流与悬吊管壁面的对流换热系数(W · K⁻¹ · m⁻²)；
- D_c ——CO₂ 气体的分子扩散系数(m² · s⁻¹)；
- λ_g ——CO₂ 气体的导热系数(W · K⁻¹ · m⁻¹)。

4.4 悬吊管和过热器计算

定义悬吊管壁面的换热量为：

$$Q_e = K_e A_e \Delta T_e \quad \dots\dots\dots (4)$$

式中：

- Q_e ——悬吊管壁面的换热量(W)；

K_e ——悬吊管壁面的传热系数($W \cdot K^{-1}$);

A_e ——悬吊管壁面的换热面积(m^2);

ΔT_e ——对数平均换热温差($^{\circ}C$)。

定义 CO_2 气流的净换热量为:

$$Q_{g,q} = Q_{g,co} - Q_{g,e} \quad \dots\dots\dots (5)$$

式中:

$Q_{g,q}$ ——熄焦池内 CO_2 气流的换热量(W);

$Q_{g,co}$ ——兰炭与 CO_2 气流之间的换热量(W);

$Q_{g,e}$ ——悬吊管与 CO_2 气流之间的换热量(W)。

选取 CO_2 气流作为研究对象,推导出 CO_2 吸收的兰炭低温熄焦余热、 CO_2 气流释放给悬吊管的热量、 CO_2 气流所得热量的计算模型为:

$$Q_{g,co} = A_{co} h_{t,g} (t_{co} - t_g) \quad \dots\dots\dots (6)$$

式中:

A_{co} ——兰炭的换热面积(m^2);

t_{co} ——兰炭的温度($^{\circ}C$);

t_g —— CO_2 气流的温度($^{\circ}C$)。

$$Q_{g,e} = A_e h_{g,e} (t_g - t_e) \quad \dots\dots\dots (7)$$

式中:

t_e ——悬吊管的温度($^{\circ}C$)。

$$Q_g = m_g C_{p,g} (t_{g,qo} - t_{g,qi}) \quad \dots\dots\dots (8)$$

式中:

Q_g ——熄焦池内 CO_2 气流的换热量(W);

m_g ——熄焦池内 CO_2 气流的质量流量(kg/s);

$C_{p,g}$ ——荒煤气的定压比热容($kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$);

$t_{g,qo}$ —— CO_2 气流在熄焦池出口的温度($^{\circ}C$);

$t_{g,qi}$ —— CO_2 气流在熄焦池进口的温度($^{\circ}C$)。

在已知换热量的情况下,可将悬吊管换热量指定为参考换热量,就可以用该换热量来计算所获得蒸汽量,其计算方程如下:

$$m_v = \frac{Q_e}{C_{p,c} (t_s - t_{e,i}) + r_s} \quad \dots\dots\dots (9)$$

式中:

m_v ——悬吊管内产生的水蒸气的质量流量(kg/s);

$C_{p,c}$ ——兰炭的定压比热容($kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$);

$t_{e,i}$ ——悬吊管入口的水温($^{\circ}C$);

t_s ——蒸汽的饱和温度($^{\circ}C$);

r_s ——水蒸气的气化潜热($kJ \cdot kg^{-1}$)。

进一步,结合以上参数可得兰炭的终温:

$$t_{co,qo} = t_{co,qi} - \frac{Q_{co} - (Q_{g,q} + Q_c)}{m_{co} C_{p,co}} \quad \dots\dots\dots (10)$$

根据热平衡理论和 CO_2 气流换热理论,上述计算模型还可参考用于计算过热器换热量,其计算模型为:

$$Q_s = A_s K_s \Delta T_s \quad \dots\dots\dots (11)$$

式中:

Q_s —— 过热器内管壁面的换热量(W);

K_s —— 过热器内管壁面的传热系数(W · K⁻¹);

A_s —— 过热器内管壁面的换热面积(m²);

ΔT_s —— 过热器内管壁面的对数平均换热温差(°C)。

可获得离开过热器的蒸汽的温为:

$$t_{v,so} = \frac{Q_s}{m_v C_{p,v}} + t_s \quad \dots\dots\dots(12)$$

式中:

$C_{p,v}$ —— 蒸汽的定压比热容(kJ · kg⁻¹ · K⁻¹);

$t_{v,so}$ —— 过热器出口蒸汽温度(°C)。

还可得到离开过热器的 CO₂ 气流的终温为:

$$t_{g,so} = \frac{Q_s}{m_g C_{p,g}} + t_{g,qo} \quad \dots\dots\dots(13)$$

式中:

m_g —— 熄焦池内 CO₂ 气流的质量流量(kg/s);

$t_{g,so}$ —— 过热器出口 CO₂ 气流的温度(°C)。

合理假设,生物质气化制氢过程所需热量由水蒸气 and 高温 CO₂ 气流提供,生物质气化热用下列模型来计算:

$$Q_t = m_b \int_0^\tau \left(C_{p,b} \frac{dT}{d\tau} + Q_p \right) d\tau \quad \dots\dots\dots(14)$$

式中:

$C_{p,b}$ —— 生物质的定压比热容(kJ · kg⁻¹ · K⁻¹);

τ —— 生物质热解所需时间(s);

Q_p —— 生物质热解的化学热(W)。

水蒸气所引起的氢气产量用下列模型计算:

$$m_b = \frac{m_v}{(18C/12) \times (S/C)} \quad \dots\dots\dots(15)$$

式中:

m_b —— 生物质质量(kg);

C —— 生物质中碳元素的质量分数(%);

S —— 水蒸气的质量百分数(%)。

由此可用于计算生物质气化过程所获得的节能率。

4.5 余热回收率计算模型

用于计算 CO₂ 气流和水对兰炭低温熄焦余热的利用效率。余热回收率被定义为以下两个部分:蒸汽回收的兰炭低温熄焦余热、CO₂ 气流回收的兰炭低温熄焦余热两个部分,所涉及的计算方法为:

$$\eta = \frac{Q_v + Q_g}{Q_{co}} \times 100\% \quad \dots\dots\dots(16)$$

式中:

η —— 余热回收率(%)。

4.6 节能率计算模型

用于计算兰炭低温熄焦余热用于生物质气化制氢的节能效果,定义节能率为:过热蒸汽和 CO₂ 气

流携带的热量与蒸汽/CO₂/生物质气化所需总热量之比,计算方法如下:

$$\xi = \frac{[m_g \times C_{p,g} \times (t_{g,so} - t_g) + m_v \times C_{p,v} \times (t_{v,so} - t_s)] \times \tau}{Q_t} \times 100\% \dots\dots\dots (17)$$

式中:

t_g ——CO₂气流进口温度(℃);

ξ ——节能率(%)。

5 适用条件

5.1 装置参数

该设备的运行依赖于兰炭厂的生产时间和兰炭的产量,余热回收过程中应根据兰炭产量调整悬吊管中的给水量,额定给水量依据兰炭厂的最大兰炭产量计算,实际给水量根据兰炭厂中实际的兰炭产量给定。该计算方法依据熄焦池内兰炭温度约为 600℃,烟气中 CO₂ 气流温度在 60℃~80℃,制备产生的蒸汽压力在 0.1 MPa~0.6 MPa,理论蒸汽温度在 150℃~260℃。

5.2 生物质气化炉的选型

该规范给出了兰炭熄焦余热回收装置的设计计算依据,根据此规范可以确定兰炭低温熄焦余热的回收装置的尺寸,依据兰炭熄焦余热回收装置出口的蒸汽、CO₂ 参数及其总量可以确定生物质气化炉的尺寸和规模,建议生物质气化炉选择移动床,生物质物料从顶部进入炉内,高温 CO₂ 从气化炉底部通入,水蒸气可以从生物质气化炉下部侧面通入。

5.3 悬吊管和过热器选材

悬吊管和过热器建议采用不锈钢管材和板材加工制作,考虑到悬吊管工作压力为≤0.6 MPa,不锈钢管壁厚应大于 2 mm,不锈钢管的管径应大于 20 mm,便于悬吊管件和过热器管件在运行过程中保持良好的热稳定性和较低的水力损失。

5.4 生物质气化参数

本规定可以充分利用 CO₂ 气流提高氢气产量,建议生物质气化炉炉温维持在 500℃~700℃,可以采用生物质自燃供热或外部热源将生物质气化温度提高到 500℃以上。

6 计算程序

6.1 计算要求

用于兰炭低温熄焦余热用于生物质气化制氢装置设计过程中关键参数确定及计算,兰炭粒度根据国家标准 GB/T 25211 来选取,所采用的方法为迭代算法,迭代程序应严格按照先假设后逐级参数传递的步骤进行。

6.2 设备布置和尺寸的给定

兰炭低温熄焦余热回收利用设备中悬吊管和过热器的选择应该严格按照国家标准 GB/T 25862 的基本设计方法进行。

6.3 悬吊管的换热计算

计算时,考虑将悬吊管壁和灼热的兰炭、CO₂ 气流之间的换热速率用综合换热系数来表达,它包括

悬吊管内水的沸腾换热系数、悬吊管管壁的导热系数、悬吊管与灼热的兰炭和 CO₂ 气流之间的总换热系数,计算式表达如下:

$$K_e = \left[\frac{1}{h_{t,e}} \frac{D_{e,o}}{D_{e,i}} + \frac{D_{e,o}}{2\lambda_{w,e}} \ln \frac{D_{e,o}}{D_{e,i}} + \frac{1}{h_c} \right]^{-1} \dots\dots\dots (18)$$

式中:

$\lambda_{w,e}$ ——悬吊管壁面的导热系数(W·K⁻¹·m⁻¹);

$D_{e,o}$ ——悬吊管外径(m);

$D_{e,i}$ ——悬吊管内径(m)。

相应的计算流程图见图 2。

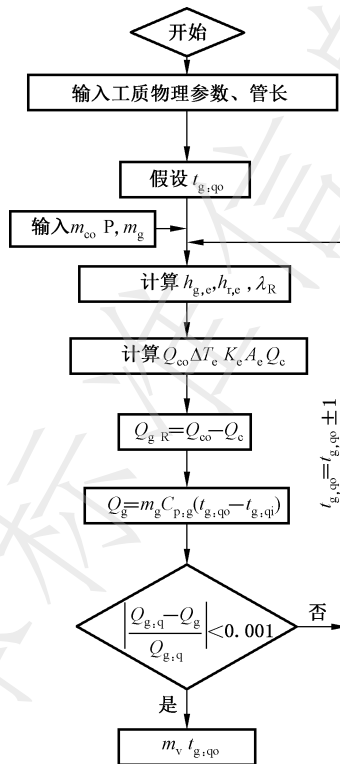


图 2 悬吊管与灼热的兰炭颗粒、CO₂ 气流之间的换热计算流程

收敛需要满足如下条件:

(热平衡下悬吊管得热量-传热下悬吊管得热量)/热平衡下悬吊管得热量 ≤ 0.5%。

6.4 过热器中的换热计算

计算时,考虑将管壁和烟气、管壁与蒸汽、穿过管壁之间的换热速率用综合换热系数来表达,它包括蒸汽与管壁的强迫对流换热系数、管壁的导热系数、管壁与烟气之间的总换热系数,计算式表达如下:

$$K_s = \left(\frac{1}{h_{v,s}} \frac{D_{s,o}}{D_{s,i}} + \frac{D_{s,o}}{2\lambda_{w,s}} \ln \frac{D_{s,o}}{D_{s,i}} + \frac{1}{h_{g,s}} \right)^{-1} \dots\dots\dots (19)$$

式中:

$\lambda_{w,s}$ ——过热器内管壁面的导热系数(W·K⁻¹·m⁻¹);

$h_{v,s}$ ——过热器内管中蒸汽的对流换热系数(W·K⁻¹·m⁻²);

$h_{g,s}$ ——过热器套管中 CO₂ 气流的对流换热系数(W·K⁻¹·m⁻²);

$D_{s,o}$ ——过热器内管外径(m);

$D_{s,i}$ ——过热器内管内径(m)。

相应的计算流程图见图 3。

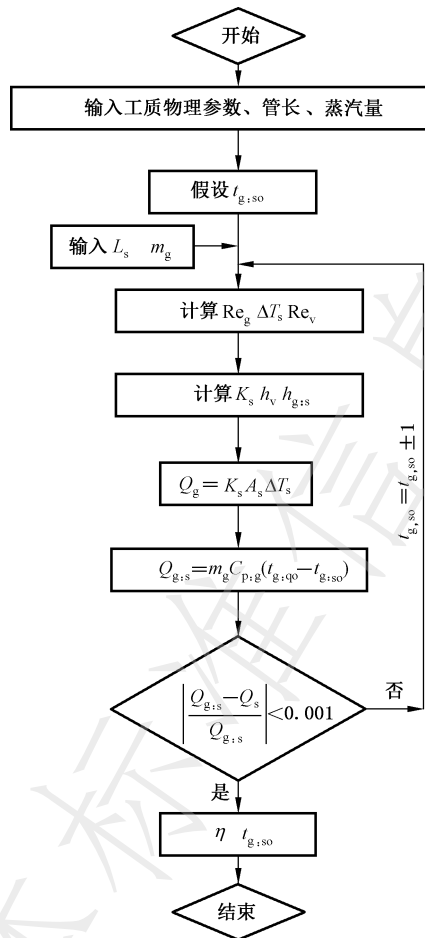
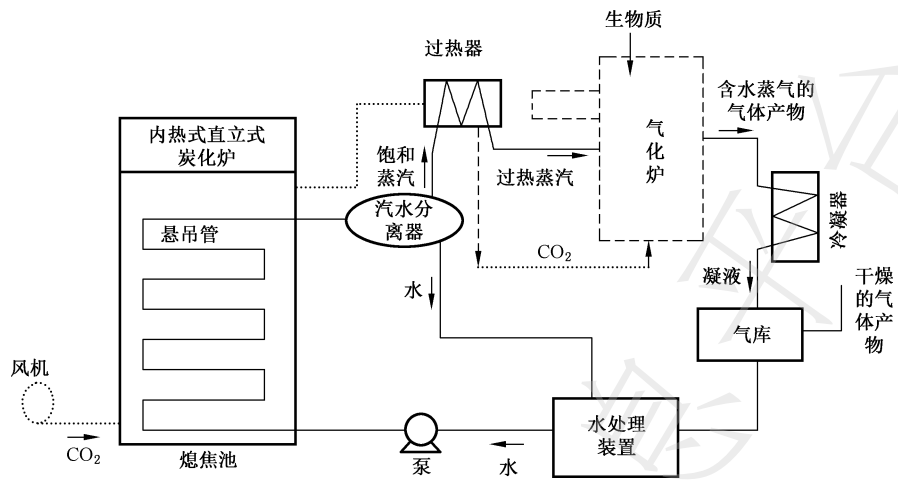


图 3 过热器内蒸汽、CO₂ 气流之间的换热计算流程

(热平衡下过热器得热量－传热下过热器得热量)/热平衡下过热器得热量≤0.5%。

7 工艺流程

图 4 是兰炭低温熄焦余热耦合生物质气化制氢装置的工艺流程图。该装置主要由悬吊管余热回收系统、循环 CO₂ 气流对流换热系统和生物质气化制氢系统组成。涉及的设备有送风机、给水泵、熄焦池、汽液分离器、悬吊管、过热器、气库、气化炉和水处理装置。该装置的作用是利用悬吊管来吸收内热式直立式炭化炉内落入其下方熄焦池中的兰炭熄焦余热，并产生饱和水蒸汽，接着将饱和水蒸汽通入到过热器中；同时，送风机将从荒煤气中提取出来的 CO₂ 送入到熄焦池内，采用导热、对流和辐射换热的方式来冷却高温兰炭，所产生的高温 CO₂ 气流通入到过热器中，令其过热蒸汽。然后将这些过热蒸汽和高温 CO₂ 气流送入到生物质气化炉中用于制取氢气。所产生的生物燃气和水蒸汽的混合气体送入冷凝器中除去水蒸汽，干燥的生物燃气从气库排出，所排放燃气应符合国家标准 GB 16171 和 GB 16297。冷凝液体被送入到水处理装置中，经过滤去除杂质后被给水泵泵送回悬吊管中继续下一个工作循环。



标引符号说明：

····· 循环 CO_2 对流换热系统；

—— 悬吊管余热回收系统；

----- 生物质气化制氢系统。

图 4 兰炭低温熄焦余热用于生物质气化制氢的工艺流程图

中国国际科技促进会
团体标准
兰炭低温熄焦余热用于生物质气化制氢
技术规范

T/CI 519—2024

*

中国标准出版社出版发行
北京市朝阳区和平里西街甲2号(100029)

网址 www.spc.net.cn
总编室:(010)68533533 发行中心:(010)51780238
读者服务部:(010)68523946

中国标准出版社秦皇岛印刷厂印刷
各地新华书店经销

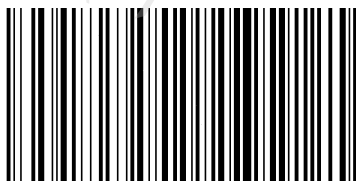
*

开本 880×1230 1/16 印张 1 字数 17 千字
2025 年 月第1版 2025 年 月第1次印刷

*

书号: 155066·5-11909 定价 31.00 元

如有印装差错 由本社发行中心调换
版权专有 侵权必究
举报电话:(010)68510107



T/CI 519-2024