

文章编号: 1674-7607(2025)03-0464-10

DOI: 10.19805/j.cnki.jcspe.2025.240155

基于叠式流化床的钙循环生物质气化制氢经济性

罗启炜, 向文国

(东南大学 能源与环境学院, 江苏南京 210096)

摘要: 以叠式流化床作为钙循环生物质气化炉, 探索了钙循环生物质气化制氢协同捕获 CO₂, 实现负碳排放的技术经济性。建立了零碳排放和负碳排放生物质气化制氢系统的模型, 对 2 个系统进行了模拟研究, 并进行了经济性能分析。结果表明: 叠式流化床气化炉的制氢平准成本 (LCOH) 在零碳排放工况下为 2.78 美元/kg, 在负碳排放工况下为 2.93 美元/kg, 在考虑 CO₂ 销售收入情况下, 负碳排放下 LCOH 可进一步降低至 2.47 美元/kg; 基于叠式流化床气化炉的负碳排放生物质制氢系统不仅成本更低, 而且表现出卓越的碳减排潜力。

关键词: 生物质制氢; 内在碳捕集; 吸附增强气化技术; 技术经济性

中图分类号: TK6

文献标志码: A

学科分类号: 480.6060

Economic Analysis of Biomass-to-Hydrogen by Calcium Cycling Gasifier Based on Compact Fluidized Bed

LUO Qiwei, XIANG Wenguo

(School of Energy and Environment, Southeast University, Nanjing 210096, Jiangsu Province, China)

Abstract: Using compact fluidized bed as calcium cycle biomass gasifier to explore the techno-economic feasibility of synergistic capture of CO₂ and hydrogen production through calcium cycle biomass gasification, thereby achieving negative carbon emissions. Models for zero carbon and negative carbon biomass gasification hydrogen production systems were established, simulation on both systems was conducted, and analysis of economic performance was conducted. Results show that the levelized cost of hydrogen (LCOH) of the compact fluidized bed gasifier is 2.78 and 2.93 \$/kg under zero carbon and negative carbon emission conditions, respectively. Considering the CO₂ market price, LCOH under negative carbon emission condition can be further reduced to 2.47 \$/kg. The negative carbon emission biomass hydrogen production system based on compact fluidized bed gasifier not only has lower cost, but also exhibits superior carbon emission reduction potential.

Key words: biomass-to-hydrogen; in situ carbon capture; adsorption enhanced gasification technology; techno-economic

温室气体引发的全球变暖给地球带来了诸多重大风险, 例如海平面上升、严重热浪、飓风和干旱

等^[1]。在获取能源时, 燃烧化石燃料(煤炭、石油和天然气)会增加大气中温室气体的浓度^[2]。因此, 利

收稿日期: 2024-03-14 修订日期: 2024-05-28

基金项目: 江苏省科技厅资助项目

作者简介: 罗启炜(1999—), 男, 山西太原人, 硕士研究生, 研究方向为生物质气化制氢。

向文国(通信作者), 男, 教授, 博士, E-mail: wgxiang@seu.edu.cn。

用低碳能源替代化石能源刻不容缓。

氢能是一种清洁高效的能源,被广泛应用于建筑、交通、化工等领域^[3]。生产绿氢常用的方法是电解水,而生物质由于具备负碳(NC)性质,逐渐被认为是生产绿氢的可行途径,例如生物质气化、生物质光解和生物质光发酵等^[3-4]。

当前,生物质气化制氢面临的主要挑战是焦油的形成。在气化过程中,产生的大量焦油可能会堵塞和损坏设备,因此需要在气化炉优化和催化剂开发方面实现突破^[5]。研究表明,在 750 °C 以上的温度条件下,CaO 能够促进焦油完全转化^[6];同时, CaO 可以吸附 CO₂, 增强生物质气化制氢过程^[7]。

生物质双联流化床气化技术因具备操作灵活、占地面积小的优点,成为当下生物质气化技术领域的研究热点。Kaiser 等^[8]针对生物质双联流化床气化技术,开展了以蒸汽作为气化剂的生物质气化研究。高杨等^[9]设计了串行流化床装置,结果表明该装置能够稳定且连续地获得高品质合成气,蒸汽/生物质的质量比应在 0.6~0.7。在使用石灰石作为床料时,气化结合原位 CO₂ 捕集的技术备受认可,原因为石灰石所含钙基成分可以显著提高合成气中的氢气浓度,同时减少焦油含量。石灰石床料有吸附 CO₂ 的能力,该技术被称为吸附强化重整^[10]。文献^[11]中提出了将叠式流化床作为钙循环气化炉,其由底部的鼓泡床、顶部的提升立管和再生反应器组成。叠式流化床气化炉如图 1 所示,与传统的钙循环吸附增强气化制氢技术不同,在鼓泡流化床气化炉上方增加了提升管,可以进一步增加合成气的停留时间,从而使焦油进一步转化。与传

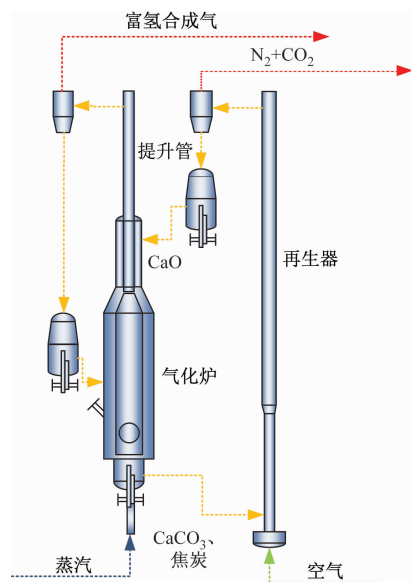


图 1 叠式流化床气化炉示意图

Fig. 1 Schematic diagram of compact fluidized bed gasifier

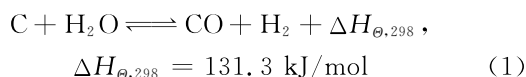
统的钙循环气化炉相比,叠式流化床气化炉提升管在高温下运行,能够更好地促进焦油裂解重整,提高合成气的产氢量,显著降低焦油含量。根据 Chen 等^[12]的模拟,系统产生的合成气中氢气体积分数可以达到 96%。Wang 等^[13]建造了一座 1 MW 加压钙循环生物质富氢气化试验装置,目标是实现 90% 的氢气体积分数。

本文对基于叠式流化床气化炉的钙循环气化制氢零碳(ZC)和负碳(NC) 2 种工艺进行了模拟,并对其技术经济性能进行了比较和评估。

1 叠式钙基化学链气化炉气化过程

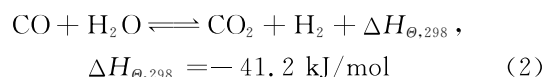
使用 Aspen 工具软件对气化炉进行模拟,本研究选择了 RYield 反应器来计算生物质热解产物,并使用 3 个 RGibbs 反应器来模拟鼓泡流化床、提升管和再生器。模拟中气化炉压力设定为 2 MPa,假设鼓泡流化床气化炉的碳转化率为 50%,没有考虑空分单元(ASU)和备煤单元,但性能分析中考虑了其功耗。在叠式气化炉的下部鼓泡床气化炉中,生物质与蒸汽在适当的温度和压力下发生反应,实现生物质气化过程。气化炉中主要发生的反应有焦炭气化反应、水气变换反应、Boudouard 反应、碳酸化反应。

焦炭气化反应式为

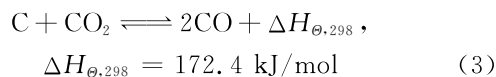


式中: ΔH 为反应焓变;下标 θ 表示标准压力(100 kPa),298 表示温度为 298 K。

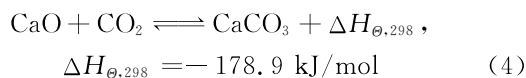
水气变换反应式为



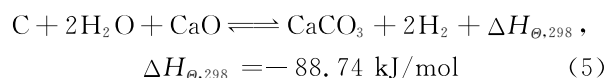
Boudouard 反应式为



碳酸化反应式为

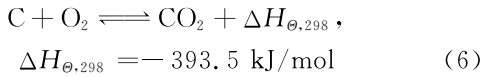


总反应式为

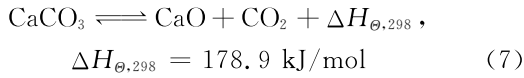


气化炉中剩余的焦炭和 CaCO₃ 进入再生反应器。焦炭与空气或来自 ASU 的纯氧燃烧,释放热量。CaCO₃ 通过在再生器中吸收热量分解而再生出 CaO。CaO 经过旋风分离器后被分离出来,高浓度 CO₂ 被送至压缩净化装置。高温 CaO 进入提升

管。再生器中的反应包括焦炭燃烧和 CaCO_3 分解。
焦炭燃烧反应式为

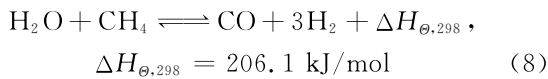


CaCO_3 分解反应式为

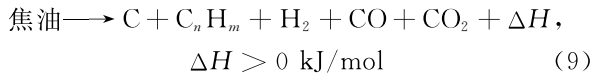


提升管在高温 ($750 \sim 1\,000\text{ }^\circ\text{C}$) 下运行,促进蒸汽-甲烷重整、焦油裂解和蒸汽-焦油重整反应。甲烷重整反应是吸热反应,高温有利于反应的进行。经过提升管后,来自下部鼓泡流化床气化炉的合成气中的 CH_4 和焦油明显减少, H_2 产量显著增加。

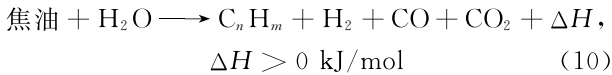
蒸汽-甲烷重整反应式为



焦油裂解反应式为



蒸汽-焦油重整反应式为



在模拟中气化系统中使用的石灰石假定为

100% (质量分数,下同) CaCO_3 。未反应的残余焦炭、灰分和 CaCO_3 的固体从下部鼓泡流化床气化炉循环至再生器。在 NC 系统中,纯 O_2 与循环烟气混合,进入再生器的 O_2 体积分数为 35%。在 ZC 系统中,空气经空气预热器预热后流入再生器。未反应的碳与 O_2 完全燃烧,灰分从再生器中完全除去。模拟中假设再生器出口烟气的 O_2 体积分数约为 3%。

2 生物质制氢(BTH)系统建模

2 种 BTH 系统流程如图 2 和图 3 所示。BTH 的具体工艺流程可概括为:生物质经预处理后送至叠式流化床下部鼓泡床气化炉,出口有富氢合成气和含 CO_2 烟气 2 股气流。富氢合成气首先通过废锅(WB)将气体温度降低至 $150\text{ }^\circ\text{C}$ 左右,随后进入洗涤器,有效去除细颗粒。此外,该过程导致富氢合成气中存在水蒸气的冷凝和分离。由于此时富氢合成气中含有酸性气体,因此需要对富氢合成气进行纯化,以除去这些杂质气体。洗涤后的富氢合成气进入 selexol 装置,去除 H_2S 等酸性气体,然后脱硫的合成气进入变压吸附(PSA)装置, H_2 体积分数可达 99.99%^[14]。来自 PSA 的弛放气送往再生器燃

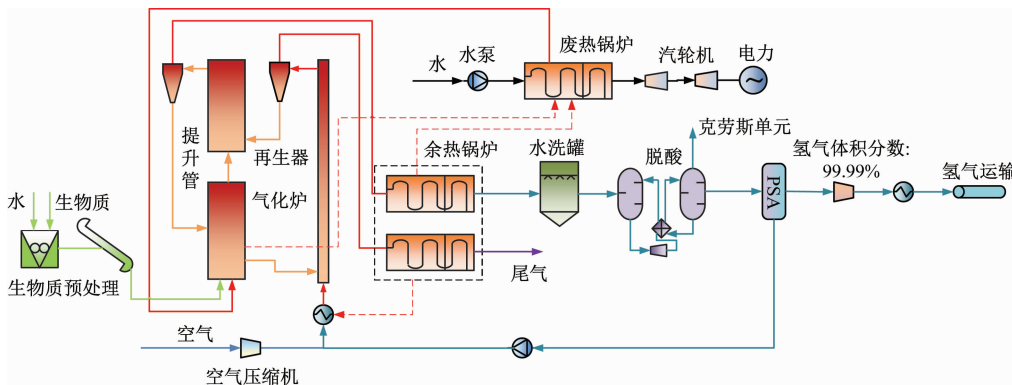


图 2 ZC 系统生物质制氢系统流程图

Fig. 2 Process diagram of biomass hydrogen production system for ZC system

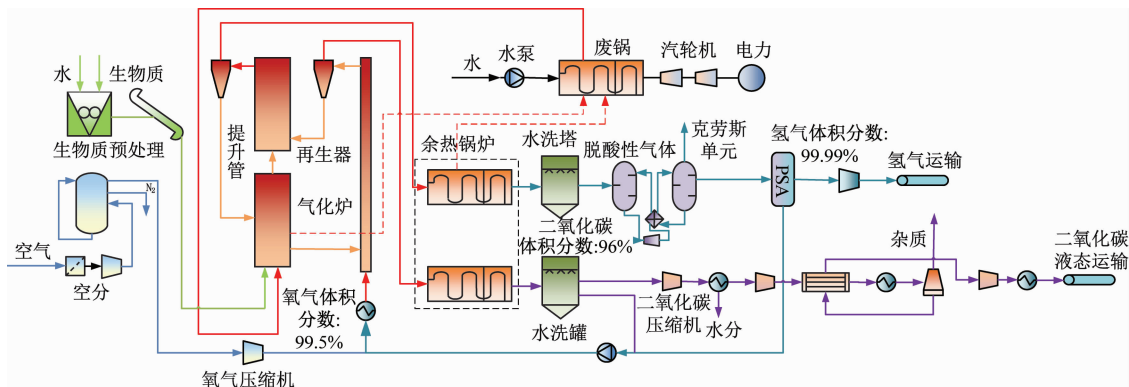


图 3 NC 系统生物质制氢系统流程图

Fig. 3 Process diagram of biomass hydrogen production system for NC system

尽。与 ZC 排放 BTH 工艺相比,NC 排放 BTH 工艺需要 ASU 提供纯氧,用于再生器中焦炭的燃烧。 CO_2 压缩和净化单元(CPU)用于将 WB 出口冷却后的再生器烟气送入 CO_2 管道。

使用 Aspen Plus 软件对 ZC 和 NC 排放系统进行稳态模拟。仿真中采用带有 Boston-Mathias 的 α 函数的 PengRobinson 状态方程(PR-BM)作为基本物性方法。本文使用秸秆作为生物质燃料,其工业分析、元素分析及低位热值(LHV)见表 1,各部分仿真输入参数见表 2。将进入气化炉的秸秆质量流量设置为 6 kg/s,总热值相当于 129.18 MW。BTH 和电制氢(PTH)系统的制氢能力均为 1 780 kg/h。

表 1 秸秆分析结果

Tab. 1 Analysis results of straw

项目	数值	
工业分析	$w(\text{水分})/\%$	4.65
	$w(\text{灰分})/\%$	17.29
	$w(\text{固定碳})/\%$	72.12
	$w(\text{挥发分})/\%$	5.94
元素分析	$w(\text{C})/\%$	52.900
	$w(\text{H})/\%$	6.533
	$w(\text{O})/\%$	40.000
	$w(\text{N})/\%$	0.542
	$w(\text{S})/\%$	0.025
LHV/(MJ · kg ⁻¹)	21.53	

模拟中进行以下假设:(1)气化模型为稳态模型;(2)反应器内压力均匀分布,无压降;(3)鼓泡床气化炉运行温度为 700 °C,多余热量由水冷管带走,提升管和再生器热损失为 0.5%;(4)焦油被 CaO 催化完全分解。

2.1 Selxol 单元和 PSA 单元

利用单级 Selxol 技术脱除酸性气体,其中 H_2S 被分离并发送到克劳斯装置。来自吸收塔的气体被送至 PSA 装置用于 H_2 提纯。分离出来的 H_2S 被输送到克劳斯单元进行硫回收。本文未对克劳斯单元进行建模,也没有考虑硫磺产品带来的经济收入。在此模拟中,使用 Sep 模块来代替酸性气体去除过程。分离效率和功耗主要参数来自美国能源部的技术报告^[15], H_2S 剔除效率设为 100%。

PSA 作为一种现代气体分离技术被广泛用于实现 H_2 纯化。本文假设 PSA 的 H_2 回收效率为 90%^[16]。在 NC 系统中,由于再生反应器中 CO_2 分压较高,CaCO₃ 分解温度提高,需要提高再生器温度,从而再生 CaO。所以需要提高 PSA 的 H_2 回

表 2 模型输入参数

Tab. 2 Model input parameters

项目	数值	
环境温度/°C	25	
环境压力/MPa	0.1	
鼓泡床气化炉	温度/°C	700
	压力/MPa	2
	碳转化率/%	50
	生物质进料质量流量/(kg · s ⁻¹)	6
	$m(\text{水蒸气})/m(\text{生物质})$	0.5~1.0
	$m(\text{石灰石})/m(\text{生物质})$	5~20
再生反应器	NC 温度/°C	1 120
	ZC 温度/°C	1 050
	压力/MPa	2
	热损失率/%	0.5
ASU	每千克氧耗功/(kW · h)	0.26
生物质备料	每千克生物质耗功/(kW · h)	0.022
提升管	ZC 温度/°C	930
	NC 温度/°C	980
	压力/MPa	2
汽轮机	热损失率/%	0.5
	等熵效率/%	92
	机械效率/%	98
空气/O ₂ 压缩机	压比	21
	等熵效率/%	85
	机械效率/%	98
CO ₂ 压缩机	等熵效率/%	75

流量,使得系统 H_2 回收效率降低为 85%。假设使用 PSA 在 35 °C 下从清洁合成气中提取高纯度(99.99%) H_2 。 H_2 离开 PSA 后,需要被进一步加压才能达到管道运输标准。弛放气在再生器中用于分解 CaCO₃。Selxol 装置和 PSA 的功耗是通过参考文献^[17]模拟得到的。

2.2 CPU 单元

在 NC 系统中,来自再生器的富含 CO_2 的烟气首先通过 CO_2 余热回收器(WHR)冷却,然后被送入 CO_2 压缩单元。由于 CO_2 是三原子气体,因此升温没有空气高。 CO_2 压缩单元有多个带有级间冷却器的多级压缩机,每次压缩后, CO_2 烟气冷凝至 30 °C。烟气经过除尘装置去除固体粉尘后送至 CPU,然后经过多级压缩、冷却和脱水, CO_2 被液化,从而与其他不凝气体分离。CPU 出口为可以进行管道运输和储存的高纯度 CO_2 ,其体积分数为 99.8%,压力为 10.0 MPa,温度为 30 °C^[18]。

3 技术经济性模型

3.1 资本投资计算

项目的总资本投资(TCI)由 2 个主要部分组成:营运资本(WC)和固定资本投资(FCI)。营运资金对于维持工厂的运转至关重要,其中包括成品和税收等要素。相比之下,FCI 主要用于购买设备、管道等大型资产。

TCI 估算主要基于设备总投资成本。该成本可作为计算其他 TCI 组件的基准,利用其各自相对于设备成本的百分比(见表 3^[14-15])计算其成本。设备

成本可以使用公式(11)^[14]进行估算。

$$C_{2023} = C_{ref} \times \left(\frac{S}{S_{ref}}\right)^N \times \left(\frac{R_{CEPCI,2023}}{R_{CEPCI,ref}}\right) \times f \quad (11)$$

式中: C_{2023} 为 2023 年的设备成本; C_{ref} 为参考案例中的设备成本; S 为实际容量; S_{ref} 为参考容量; N 为比例因子; $R_{CEPCI,2023}$ 为 2023 年化工装置成本指数(CEPCI),取 870; $R_{CEPCI,ref}$ 为参考案例中的 CEPCI; f 为国内因素影响因子。

CEPCI 用于表征根据通货紧缩和通货膨胀导致的货币价值变化,估算从过去到现在的设备成本。BTH 系统设备计算数据见表 3^[16]。

表 3 BTH 系统设备计算数据

Tab. 3 Calculation data of the BTH equipment

设备	容量参考物	S_{ref}	S	N	f	C_{ref} /美元	$R_{CEPCI,ref}$
空分系统	O ₂ 质量流量	21.3 kg/s	3.84 kg/s	0.50	0.5	41.85×10 ⁶	575.4(2008 年)
Selxol 系统	H ₂ S 物质的量流量	29.3 mol/s	0.037 mol/s	0.67	0.6	60.66×10 ⁶	584.6(2012 年)
CO ₂ 压缩净化设备	压缩耗功	27.4 MW	2 MW	1.00	0.6	60.67×10 ⁶	525.4(2007 年)
H ₂ 变压吸附设备	H ₂ 物质的量流量	16 616 kmol/h	880 kmol/h	0.74	0.6	17.79×10 ⁶	607.5(2019 年)
汽轮机	发电量	100 MW	5 MW	0.67	1.0	9.77×10 ⁶	525.4(2007 年)

3.2 制氢平准化成本(LCOH)

为了比较评估 BTH 和 PTH 系统的经济性能,引入了 LCOH 的概念^[19-20]。平准化成本是指在行业平均社会投资回报的机会成本下,计算项目产品的平均成本,贴现至现值。在该项目中,使用平准化成本来评估制造氢气的成本,具体公式为

$$C_{LCOH} = \frac{C_{TCI} - \frac{R}{(1+K)^J} + \sum_{j=1}^J \frac{A_j}{(1+K)^j}}{\sum_{j=1}^J \frac{Y_j}{(1+K)^j}} \quad (12)$$

式中: C_{LCOH} 为氢气平准化成本; C_{TCI} 为项目总投资; K 为项目贴现率; R 为项目残值; A_j 为项目 j 年运行成本; Y_j 为 j 年的产品数量; J 为使用寿命。

3.3 经济指标

为了评估该过程的经济性,引入了 4 个额外的经济指标,即投资回收期(N_{PBP})、净现值(C_{NPV})、投资回报率(λ_{ROI})和内部收益率(λ_{IRR})^[21]。 N_{PBP} 越低,化工厂的盈利能力越高。 λ_{IRR} 、 C_{NPV} 和 λ_{ROI} 越高,表明化工厂的盈利能力越好。

$$N_{PBP} = \frac{C_{FCI}}{C_{PAT} + D} \quad (13)$$

$$C_{NPV} = Q_{ATCF} \times \frac{(1+K)^j - 1}{K \times (1+K)^j} - C_{TCI} \quad (14)$$

$$\lambda_{ROI} = \frac{C_{PAT}}{C_{TCI}} \quad (15)$$

$$C_{NPV} = \sum_{n=0}^j \frac{Q_{CF}}{(1+\lambda_{IRR})^n} = 0 \quad (16)$$

式中: C_{PAT} 为税后利润; D 为折旧价格; Q_{CF} 为现金流量; Q_{ATCF} 为税后现金流量; C_{FCI} 为固定资本投资; n 为系统运行年数。

BTH 工厂的年收入现金流考虑了 H₂ 的销售价格和捕获的高浓度 CO₂ 销售盈利。CO₂ 销售价格定为 45 美元/t^[22],CO₂ 及 H₂ 管道运输成本一般低于 1 美元/t^[23],可以忽略不计。本 BTH 系统的原材料价格及其余经济计算假设见表 4^[17,24-28]。

表 4 系统经济计算假设

Tab. 4 Assumption of system economic calculation

项目	数值
贴现率/%	8
年工作时间/h	8 000
税率/%	25
系统运行年限/a	30
维修费用/美元	2% · C ₂₀₂₃
建设周期/a	3
工人数量	250
工人每人每年工资/元	100 000
生物质价格/(美元 · t ⁻¹)	65
石灰石价格/(美元 · t ⁻¹)	19.97
石灰石流失率/%	5
项目残值/%	4

4 结果与讨论

4.1 提升管效果

提升管的设计是该钙基化学循环气化炉与传统钙基化学循环气化炉的区别。因此,本文对提升管的作用进行了研究,其进出口组分如图4所示。当在再生器入口使用空气时, $m(\text{CaO})/m(\text{生物质})=5$, $m(\text{蒸汽})/m(\text{生物质})=0.5$,气化炉出口 CH_4 质量流量为 1 101.01 kg/h,提升管出口 CH_4 质量流量为 411.26 kg/h。其中, m 表示质量。在高温下,随着甲烷重整反应的进行, CH_4 产量显著减少, H_2 产量显著增加。同时, CO_2 和 CO 的含量也增加, H_2O 质量流量降低, H_2 纯度从 90.5% 增加到 91.9%, H_2 体积分数略有增加。因此,提升管不仅可以提高 H_2 产量,还可以提高 H_2 浓度。

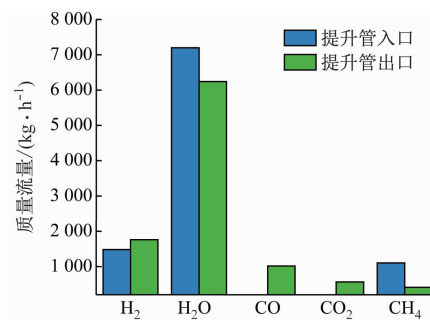


图4 提升管进出口气体组成

Fig. 4 Inlet and outlet gas composition of riser

图5显示了气体产量和 H_2 浓度(干基)与提升管温度的关系。气化器温度为 $700\text{ }^\circ\text{C}$,再生器温度为 $1\ 050\text{ }^\circ\text{C}$,系统操作压力为 $2\ \text{MPa}$, $m(\text{蒸汽})/m(\text{生物质})=0.5$, $m(\text{CaO})/m(\text{生物质})=5$ 。随着提升管温度从 $800\text{ }^\circ\text{C}$ 升高到 $1\ 000\text{ }^\circ\text{C}$, H_2O 和 CH_4 含量显著降低, CO 含量显著增加。 CO_2 含量在 $900\sim 920\text{ }^\circ\text{C}$ 达到最大值,然后开始下降。这是因为随着温度升高,蒸汽-甲烷重整反应加剧, CH_4 产量减少, CO 含量增加, CO 分压升高, CO_2 浓度也随着

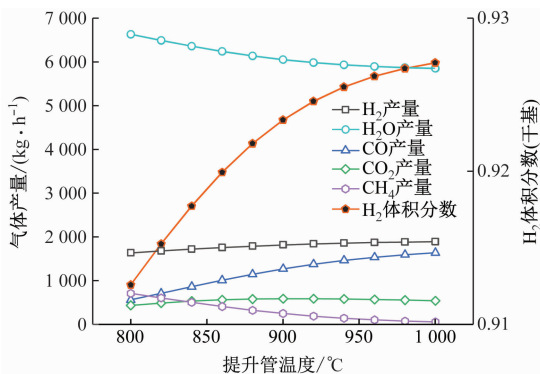


图5 不同温度下提升管气体产量

Fig. 5 Gas yields of riser under different temperatures

水煤气变换进一步增加。然而,水煤气变换是放热反应,并且在高温下反向进行。 $920\text{ }^\circ\text{C}$ 后 CO_2 含量开始下降。

模拟结果表明,升高温度可以有效提高 H_2 产量并降低 CH_4 浓度。然而,在 $1\ 000\text{ }^\circ\text{C}$ 左右, CH_4 完全分解。若温度进一步升高,会发生逆水煤气变换, CO_2 含量下降, H_2 含量也会减少。因此,提升管温度的最佳工作范围为 $900\sim 1\ 000\text{ }^\circ\text{C}$ 。实际操作中,可通过再生器的补燃和增加载热体流量,从而提高提升管的反应温度,增加 H_2 产量。

4.2 $m(\text{蒸汽})/m(\text{生物质})$ 与 $m(\text{CaO})/m(\text{生物质})$ 对氢气产量影响

当气化炉温度为 $700\text{ }^\circ\text{C}$ 、碳转化率为 0.5、再生器和提升管无热损失时,不同操作压力下 $m(\text{CaO})/m(\text{生物质})$ 和 $m(\text{蒸汽})/m(\text{生物质})$ 对氢气产量的影响如图6所示。

从图6可以看出:随着蒸汽流量的增加,由蒸汽分压增加引起的水煤气变换向前推进,进一步增加了 H_2 质量流量。另外,随着 CaO 质量流量的增加,再生反应器的热量进一步向提升管移动,导致提升管温度升高,产氢量增加。但如果进一步提高蒸汽流量,会导致蒸汽浪费,并且需要提高 CaO 流量来降低再生反应器温度。一方面,再生器温度降低,在高压下,再生器温度不足以分解 CaCO_3 和 CaO 进行再生。另一方面,气化炉的成本将会上升,从经济性角度来看, CaO 流量的增加也会导致设备尺寸和设备成本增加,降低气化系统的经济性。由于 BTH 工艺中 PSA 废气返回再生器进行补充燃烧,使再生反应器温度较高,可实现更高的 H_2 产量。此外,当 $m(\text{蒸汽})/m(\text{生物质})$ 较小时,氢气产量并不总是随着 $m(\text{CaO})/m(\text{生物质})$ 的增加而增加。这表明高温 CaO 携带的再生反应器热量并不一定随着 CaO 流量的增加而增加。如果将叠式流化床气化技术用于其他化学工艺(例如甲醇合成),则需要仔细选择叠式气化炉的操作参数和操作范围,以获得合成气中理想的氢碳比。

从图6可以看出,随着反应器压力的增加, H_2 质量流量减小。这可以用蒸汽甲烷重整反应来解释。系统压力增加导致反应平衡向相反方向进行,产生更多的 CH_4 和蒸汽。因此,需要适当降低反应器压力,以提高氢气产量,并降低反应器和系统成本。

4.3 系统原材料价格敏感性分析

原材料价格对系统的经济性有很大影响。在本研究中,对系统进行了生物质和石灰石价格的敏感性分析,结果如图7所示。生物质市场价格为 $15\sim$

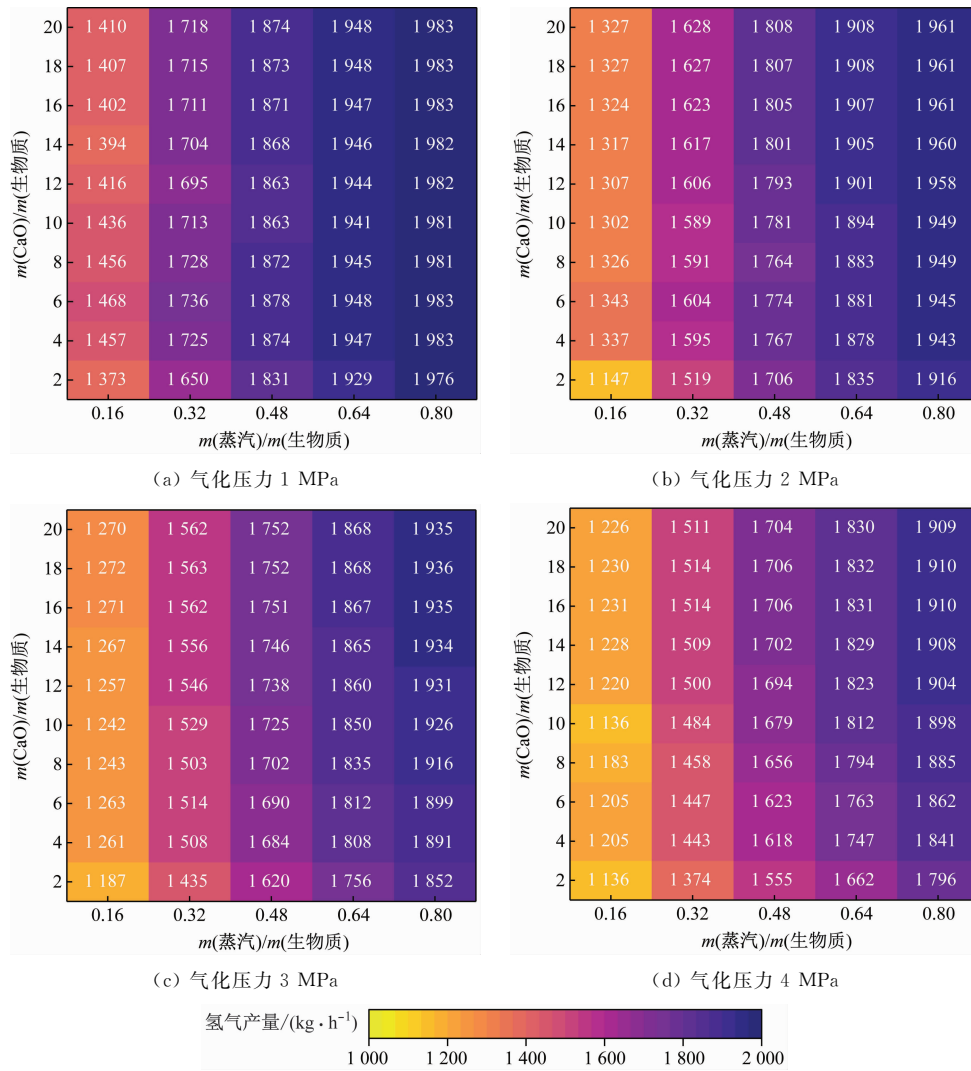


图 6 高压下不同 $m(\text{CaO})/m(\text{生物质})$ 和 $m(\text{蒸汽})/m(\text{生物质})$ 下氢气产量

Fig. 6 Hydrogen production with different $m(\text{CaO})/m(\text{biomass})$ and $m(\text{steam})/m(\text{biomass})$ under high pressure

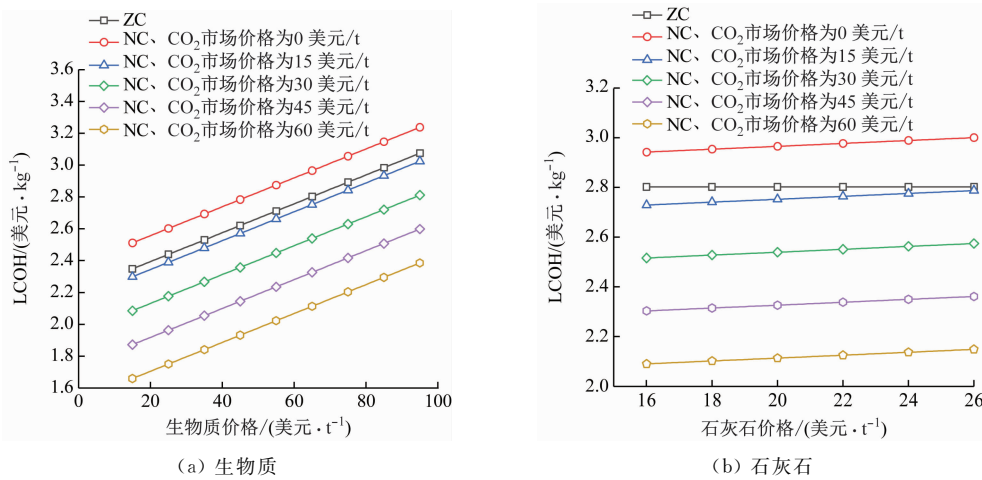


图 7 原材料价格敏感性分析

Fig. 7 Sensitivity analysis of raw material prices

95 美元/t^[28], 石灰石市场价格为 16~26 美元/t^[25]。由图 7 可以看出:在所选择的石灰石价格区间内, ZC 体系的 LCOH 低于 NC 体系的 LCOH。在 ZC 和 NC 排放工况下, 叠式流化床气化炉的 LCOH 分

别为 2.78 和 2.93 美元/kg, 在考虑 CO₂ 销售收入的情况下, NC 排放工况下 LCOH 可进一步降低至 2.47 美元/kg。当 CO₂ 市场价格为 15 美元/t 时, 2 个系统的 LCOH 相似。生物质价格对系统成本的

影响比石灰石更大,随着生物质价格从 15 美元/t 上涨至 95 美元/t,ZC 系统的 LCOH 增加约 0.73 美元/kg,NC 系统成本的增幅与 ZC 系统相同。如果生物质价格从 65 美元/t 下降到 15 美元/t,BTH 系统的 LCOH 将下降约 15%。石灰石价格敏感性分析表明,当石灰石价格从 16 美元/t 上涨至 26 美元/t 时,BTH 系统的 LCOH 并没有明显增加。总而言之,原材料价格敏感性分析表明,控制生物质成本对于 BTH 系统非常重要。因此,可考虑在生物质生产区附近建设 BTH 工厂,以降低生物质储存和运输成本。

4.4 经济性指标对比

氢气价格是对影响氢气生产系统的关键变量。中国市场绿氢的价格一般在 3.1~4.5 美元/kg^[29]。 C_{NPV} 、 N_{PBP} 和 λ_{ROI} 随着氢价的变化而大幅波动,如图 8 所示。当绿氢价格从 4.5 美元/kg 下降到 3.1 美元/kg 时,ZC 系统的投资回收期从 3.6 a 增加到

5.9 a,CO₂ 价格为 0 美元/t 的 NC 系统的投资回收期从 4.2 a 增加到 7.2 a。CO₂ 价格为 45 美元/t 的 NC 系统的投资回收期从 3.35 a 增加到 4.59 a。假设氢气市场价格为 3.9 美元/kg,图 8(a)~图 8(c) 中 3 个系统的 C_{NPV} 分别为 1.53 亿美元、1.5 亿美元和 2.3 亿美元。CO₂ 价格为 45 美元/t 的 NC 系统的 C_{NPV} 接近 CO₂ 价格为 0 美元/t 的 NC 系统 C_{NPV} 的 2 倍。3 个系统的 λ_{IRR} 均在 20% 以上,表明系统经济效益良好。

5 结论

(1) 2 MPa 运行压力下,提升管温度为 900~1 000 °C 时,系统产氢量最大。实际操作中,可以通过控制 CaO 通量及再生器温度来调控提升管温度。

(2) $m(\text{蒸汽})/m(\text{生物质})$ 对系统产氢量影响较大, $m(\text{蒸汽})/m(\text{生物质})$ 越高,系统产氢量也越高。

(3) 生物质的价格对 BTH 系统的经济性影响很大,可以将制氢系统部署在农业园区附近。当生物质价格从 65 美元/t 下降到 15 美元/t 时,LCOH 将降低约 15%。

(4) ZC 排放的 BTH 系统的氢气成本略低于 NC 排放的 BTH 系统,但在考虑 CO₂ 售价情况下,NC 排放系统制氢成本可以大幅降低。

参考文献:

[1] RAIHAN A. A review of the global climate change impacts, adaptation strategies, and mitigation options in the socio-economic and environmental sectors[J]. **Journal of Environmental Science and Economics**, 2023, 2(3): 36-58.

[2] 倪维斗,郑洪涛,李政,等. 多联产系统:综合解决我国能源领域五大问题的重要途径[J]. **动力工程**, 2003, 23(2): 2245-2251.

NI Weidou, ZHENG Hongtao, LI Zheng, et al. Polygeneration: a very important way to overcome five challenges in energy field of China[J]. **Power Engineering**, 2003, 23(2): 2245-2251.

[3] 郑婉婷,赵倩宇,王璇,等. 绿证-碳交易机制下新型电力系统电-氢-气混合储能容量优化配置方法[J]. **供用电**, 2024, 41(3): 24-31, 41.

ZHENG Wanting, ZHAO Qianyu, WANG Xuan, et al. Optimization configuration method for hybrid energy storage capacity of electricity-hydrogen-gas for new power system under the green certificate carbon trading mechanism[J]. **Distribution & Utilization**, 2024, 41(3): 24-31, 41.

[4] 宋浩铭,任宏宇,刘冰峰,等. 添加不同基质促进污

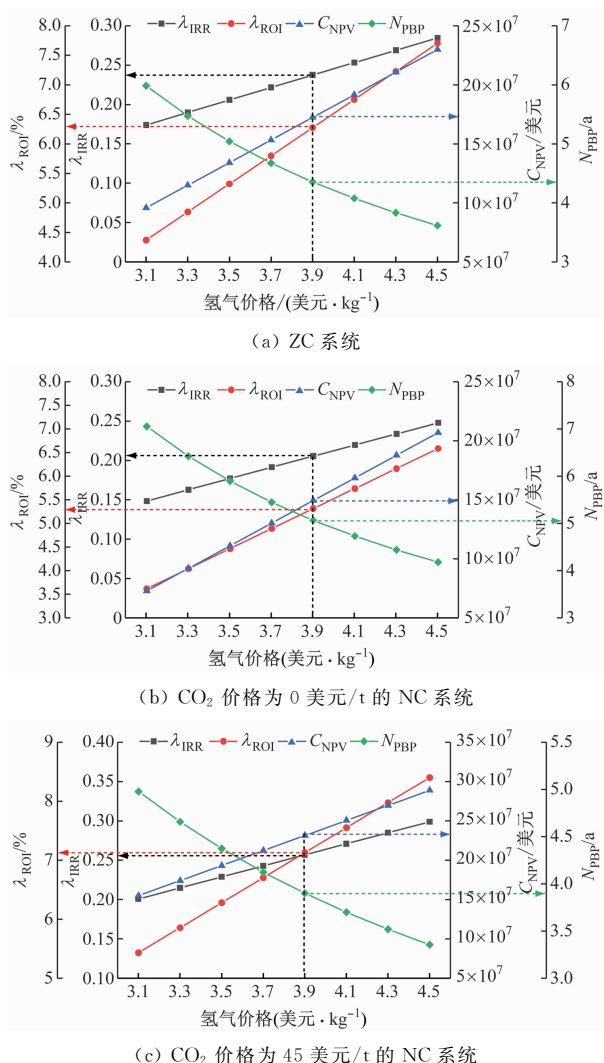


图 8 氢气价格对不同系统经济指标的影响
Fig. 8 Influences of hydrogen price on economic parameters for different systems

- 泥共发酵产氢研究进展[J]. *中国环境科学*, 2023, 43(增刊1): 70-78.
- SONG Haoming, REN Hongyu, LIU Bingfeng, et al. Research progress on hydrogen production by co-fermentation of different substrates and sludge[J]. *China Environmental Science*, 2023, 43 (Supl): 70-78.
- [5] MAITLO G, ALI I, MANGI K H, et al. Thermochemical conversion of biomass for syngas production; current status and future trends[J]. *Sustainability*, 2022, 14(5): 2596.
- [6] SIMELL P, KURKELA E, STÅHLBERG P, et al. Catalytic hot gas cleaning of gasification gas[J]. *Catalysis Today*, 1996, 27(1/2): 55-62.
- [7] 赵亮, 王勤辉, 樊宏韬, 等. 基于 Ca 循环的生物质加压气化制氢系统的模拟与优化[J]. *动力工程学报*, 2013, 33(11): 883-889.
- ZHAO Liang, WANG Qinhuai, FAN Hongtao, et al. Simulation and optimization on hydrogen production by pressurized biomass gasification based on Ca-looping[J]. *Journal of Chinese Society of Power Engineering*, 2013, 33(11): 883-889.
- [8] KAISER S, LÖFFLER G, BOSCH K, et al. Hydrodynamics of a dual fluidized bed gasifier. part II: simulation of solid circulation rate, pressure loop and stability[J]. *Chemical Engineering Science*, 2003, 58(18): 4215-4223.
- [9] 高杨, 肖军, 沈来宏. 串行流化床生物质气化制取富氢气体模拟研究[J]. *太阳能学报*, 2008, 29(7): 894-899.
- GAO Yang, XIAO Jun, SHEN Laihong. Hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds[J]. *Acta Energetica Sinica*, 2008, 29(7): 894-899.
- [10] 家丽非, 秦梦鑫, 邵正日, 等. 吸附强化生物质蒸汽重整气化制氢的热力学研究[J]. *可再生能源*, 2024, 42(2): 143-150.
- JIA Lifei, QIN Mengxin, SHAO Zhengri, et al. Thermodynamic study on adsorption enhanced biomass steam reforming gasification for hydrogen production[J]. *Renewable Energy Resources*, 2024, 42(2): 143-150.
- [11] WU Na, LAN Kai, YAO Yuan. An integrated techno-economic and environmental assessment for carbon capture in hydrogen production by biomass gasification [J]. *Resources, Conservation and Recycling*, 2023, 188: 106693.
- [12] CHEN Shiyi, WANG Dong, XUE Zhipeng, et al. Calcium looping gasification for high-concentration hydrogen production with CO₂ capture in a novel compact fluidized bed: simulation and operation requirements[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2011, 36(8): 4887-4899.
- [13] WANG Fangjun, CHEN Shiyi, DUAN Lunbo, et al. Carbon dioxide capture and hydrogen production with a chemical looping concept; a review on oxygen carrier and reactor[J]. *Energy & Fuels*, 2023, 37(21): 16245-16266.
- [14] LI Guang, LIU Zheyu, LIU Tao, et al. Techno-economic analysis of a coal to hydrogen process based on ash agglomerating fluidized bed gasification[J]. *Energy Conversion and Management*, 2018, 164: 552-559.
- [15] HASLBACK J, KUEHN N, LEWIS E, et al. Cost and performance baseline for fossil energy plants, volume 1: bituminous coal and natural gas to electricity, revision 2a [R]. Pittsburgh: National Energy Technology Laboratory, 2010.
- [16] 陶宇鹏. 不同氢气净化提纯技术在煤制氢中的经济性分析[J]. *四川化工*, 2021, 24(4): 13-16.
- TAO Yupeng. Economic analysis of different hydrogen purification technologies in coal hydrogen production[J]. *Sichuan Chemical Industry*, 2021, 24(4): 13-16.
- [17] WEI Di, JIA Zekun, SUN Zhao, et al. Process simulation and economic analysis of calcium looping gasification for coal to synthetic natural gas[J]. *Fuel Processing Technology*, 2021, 218: 106835.
- [18] ZHOU Nan, DU Jun, WU Mudi, et al. Thermo-economic investigation of pressurized oxy-fuel combustion integrated with supercritical CO₂ Brayton cycle [J]. *Energy Conversion and Management*, 2023, 276: 116538.
- [19] YU Qian Yue, HAO Yongsheng, ALI K, et al. Techno-economic analysis of hydrogen pipeline network in China based on levelized cost of transportation[J]. *Energy Conversion and Management*, 2024, 301: 118025.
- [20] 余潜跃, 张玉琼, 赵强, 等. 综合能源生产单元的全生命周期碳足迹评价与技术经济性评估[J]. *中国电机工程学报*, 2024, 44(8): 3115-3124.
- YU Qian Yue, ZHANG Yuqiong, ZHAO Qiang, et al. Life-cycle carbon footprint assessment and techno-economic analysis of integrated energy production unit[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2024, 44(8): 3115-3124.
- [21] 麻林巍, 韩储银, 李卓然, 等. 氢-水逆向运输系统工程的设计及可行性分析[J]. *动力工程学报*, 2022, 42(11): 1024-1032.

- MA Linwei, HAN Chuyin, LI Zhuoran, et al. Technical scheme and feasibility analysis of the system engineering of hydrogen-water reverse transportation [J]. *Journal of Chinese Society of Power Engineering*, 2022, 42(11): 1024-1032.
- [22] LUCKOW P, STANTON E A, FIELDS S, et al. 2015 carbon dioxide price forecast[M]. Cambridge: Synapse Energy Economics, Inc., 2015.
- [23] 徐冬, 刘建国, 王立敏, 等. CCUS中CO₂运输环节的技术及经济性分析[J]. *国际石油经济*, 2021, 29(6): 8-16.
- XU Dong, LIU Jianguo, WANG Limin, et al. Technical and economic analysis on CO₂ transportation link in CCUS [J]. *International Petroleum Economics*, 2021, 29(6): 8-16.
- [24] WANG Dong, CHEN Shiyi, XU Changchun, et al. Energy and exergy analysis of a new hydrogen-fueled power plant based on calcium looping process[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2013, 38(13): 5389-5400.
- [25] SHAIKH A R, WANG Qinhui, HAN Long, et al. Techno-economic analysis of hydrogen and electricity production by biomass calcium looping gasification [J]. *Sustainability*, 2022, 14(4): 2189.
- [26] 孙立, 余潜跃, 张玉琼, 等. 基于绿电转氨的综合能源生产单元经济性与碳足迹评估[J/OL]. *中国电机工程学报*, (2024-09-12) [2025-01-13]. <https://doi.org/10.13334/j.0258-8013.pcsee.232068>.
- SUN Li, YU Qian Yue, ZHANG Yuqiong, et al. Evaluation of economy and carbon footprint of integrated energy production unit based on green electricity to ammonia[J/OL]. *Proceedings of the CSEE*, (2024-09-12) [2025-01-13]. <https://doi.org/10.13334/j.0258-8013.pcsee.232068>.
- [27] WANG Yinglong, LI Guoxuan, LIU Zhiqiang, et al. Techno-economic analysis of biomass-to-hydrogen process in comparison with coal-to-hydrogen process [J]. *Energy*, 2019, 185: 1063-1075.
- [28] 翟明岭, 张旭, 程飞, 等. 生物质发电中农户秸秆供应成本敏感性分析[J]. *动力工程学报*, 2016, 36(7): 569-574, 588.
- ZHAI Mingling, ZHANG Xu, CHENG Fei, et al. Sensitivity analysis on supply cost of farmer straw for power generation [J]. *Journal of Chinese Society of Power Engineering*, 2016, 36(7): 569-574, 588.
- [29] 北极星氢能网. 最新发布: 长三角氢价为 33.69 元/公斤 清洁氢价格为 34.16 元/公斤[EB/OL]. (2022-10-26) [2024-05-08]. <https://news.bjx.com.cn/html/20221026/1264005.shtml>.