

# 从绿氢到可持续航空煤油：化工灵活性对技术经济性的影响

沙廉栋<sup>1</sup>, 林 今<sup>1,2</sup>, 余志鹏<sup>1</sup>, 秦国辉<sup>3</sup>, 杜旺明<sup>3</sup>

(1.清华大学电气工程与应用电子技术系,北京 100084; 2.清华大学四川能源互联网研究院,四川成都 610213;  
3.万华化学集团技术开发中心电化学课题组,山东烟台 264000)

**摘要:**可持续航空煤油(SAF)是航空领域脱碳的重要途径,生物质技术路径受限于原料限制难以实现规模化。电制可持续航煤(e-SAF)技术路径利用可再生能源发电制绿氢,再与CO<sub>2</sub>结合合成SAF,解决了原料限制的题。但受限于绿氢成本较高,缺乏经济可行性,一个关键的原因是当下e-SAF项目规划时并未考虑SAF合成侧的灵活性,可再生能源的波动性全部由制氢侧和储能承担,增加了制氢成本。为了研究SAF合成装置灵活性(包括调节周期和调节范围)对绿氢成本的影响,以可再生能源离网型制e-SAF系统为例,利用容量规划优化方法对比分析了不同e-SAF技术路径的技术经济性。根据SAF合成装置的灵活性特点,将e-SAF相关技术路径分为“一步合成法”和“两步合成法”,并对比分析了两类技术路径在灵活化工场景下的SAF成本。分析结果表明:SAF合成装置的灵活性对绿氢降本至关重要,当SAF合成装置的运行下限达到30%且调节周期达到7d时,相比完全不可调节的SAF场景,系统在并未增加额外储能的情况下大幅降低了弃电率,减少了对可再生能源装机的投入,使系统的绿氢成本下降了约45%。“两步合成法”通过易存储的液态中间产物将复杂的SAF合成过程解耦,不仅满足了e-SAF系统对SAF合成装置的灵活性要求,而且降低了SAF合成装置实现灵活运行的附加成本,进一步将绿氢成本降低了约5%。

**关键词:**电制可持续航空煤油;绿氢;灵活化工;技术经济可行性;两步合成法

**中图分类号:**TK91 **文献标志码:**A **文章编号:**1006-6772(2025)03-0137-10

## From green hydrogen to sustainable aviation fuel: Impact of chemical flexibility on technical economics

SHA Liandong<sup>1</sup>, LIN Jin<sup>1,2</sup>, YU Zhipeng<sup>1</sup>, QIN Guohui<sup>3</sup>, DU Wangming<sup>3</sup>

(1. Department of Electrical Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China; 2. Tsinghua Sichuan Energy Internet Research Institute, Chengdu 610213, China; 3. Wanhua Chemical Group Co., Ltd., Yantai 264000, China)

**Abstract:** Sustainable aviation fuel (SAF) is an important way to decarbonize the aviation sector. However, the biomass technical path is difficult to scale up due to the shortage of raw materials. The electric sustainable jet fuel (e-SAF) technical path uses renewable energy to produce green hydrogen, which is then combined with CO<sub>2</sub> to synthesize SAF. This technology solves the problem of raw materials, but it is limited by the high cost of green hydrogen and the lack of economic feasibility. A key reason is that the flexibility of SAF synthesis is not considered in the current e-SAF project planning. The volatility of renewable energy is entirely borne by the hydrogen production side and energy storage, which increases the cost of hydrogen production. In order to study the effect of the flexibility of SAF synthesizers (including the period and range of regulation) on the cost of green hydrogen, taking the off-grid hydrogen production system for SAF as an example, the techno-economic characteristics of different e-SAF technical paths are compared by capacity planning optimization method. According to the flexibility characteristics of SAF synthesis equipment, e-SAF related technical paths are divided into "one-step

收稿日期:2024-09-14;策划编辑:白娅娜;责任编辑:刘雅清 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.BB24091401

基金项目:国家自然科学基金(U22A20220);大规模风光发电制-储-用氢柔性系统研究

作者简介:沙廉栋(1999—),男,河南新乡人,博士研究生。E-mail: sld21@mails.tsinghua.edu.cn

通讯作者:林 今(1985—),男,福建福州人,长聘副教授,博士。E-mail: linjin@tsinghua.edu.cn

引用格式:沙廉栋,林今,余志鹏,等.从绿氢到可持续航空煤油:化工灵活性对技术经济性的影响[J].洁净煤技术,2025,31(3):137-146.

SHA Liandong, LIN Jin, YU Zhipeng, et al. From green hydrogen to sustainable aviation fuel: Impact of chemical flexibility on technical economics[J]. Clean Coal Technology, 2025, 31(3): 137-146.



synthesis" and "two-step synthesis", and the SAF costs of the two kinds of technical paths in flexible chemical industry scenarios are compared and analyzed. The analysis results show that the flexibility of the SAF synthesis device is very important for the cost reduction of green hydrogen. When the lower operating limit of the SAF synthesis device reaches 30% and the regulation period reaches 7 days, the system significantly reduces the power curtailment rate without adding additional energy storage compared with the completely unregulated SAF scenario. Thus, it reduces investment in renewable energy installations, leading to a 45% decrease in the cost of green hydrogen. Besides, the "two-step synthesis method" decouples the complex SAF synthesis process through the easily stored liquid intermediate, which not only meets the flexibility requirements of the e-SAF system, but also reduces the additional cost of the SAF synthesis device for flexible operations, which further reduces the cost of green hydrogen by about 5%.

**Key words:** Power-to-Liquid; green hydrogen; flexible chemical industry; techno-economic feasibility; two-step synthesis method

## 0 引言

根据国际能源署 (IEA) 的统计, 航空领域的碳排放约占全球碳排放的 2%, 其中燃料碳排放约占 65%。由于传统航空燃煤 (CAF) 很难被其他燃料替代, 可持续航空燃煤 (SAF) 是航空领域实现碳中和最重要解决方案。生物航煤是目前的主流技术路径, 共有 8 条技术路线通过了美国测试和材料学会认定, 其中酯和脂肪酸加氢 (HEFA)、生物质气化费托合成和醇合成制石蜡煤油技术路径被认为有明确化的商业前景<sup>[1-2]</sup>。然而, 受原料来源限制, 生物航煤技术难以实现规模化, 无法满足未来对 SAF 的需求。

随着可再生能源制氢的发展, 电制可持续航空煤油 (PTL) 技术路径成为了研究的热点。PTL 是指将可再生能源产生的  $H_2$  与碳捕集得到的  $CO_2$  通过一定的化学反应合成电子可持续航空煤油 (e-SAF), 克服了原料来源问题。主要的 PTL 技术路径包括费托合成 (FT)、甲醇合成 (MTJ) 和其他新型技术路径。ROJAS-MICHAGA 等<sup>[3]</sup> 通过仿真分析计算了由直接空气碳捕集 (DAC)、海上风电、碱性电解水 (AE) 和 FT 合成装置构成的 PTL 工厂的技术经济性。EYBERG 等<sup>[4]</sup> 利用 Aspen 对比了 FT 和 MTJ 及其不同工艺的碳利用率和能量利用效率, 认为两种技术路径各有优劣但区别较小。BUBE 等<sup>[5]</sup> 和 ATSONIOS 等<sup>[6]</sup> 仿真了稳定工况下 FT 和 MTJ 技术路径的详细能量流动和碳元素流动, 对比发现 FT 的产物选择性较差而整体的碳利用率和能量利用效率更高。TAHERZADEH 等<sup>[7]</sup> 研究了包含烟气碳捕集、高温制氢和 FT 合成装置的系统, 充分利用 FT 合成产生的高品质热量为高温制氢设备供热, 提高制氢的能效。TIAN 等<sup>[8]</sup> 研发了一种通过分子筛自催化得到单环芳烃, 再通过芳烃加氢得到 SAF 的技术路径, 实现了  $C_{10+}$  碳链的高选择性。综上, 目前关于 PTL 的相关讨论集中于分析比较不同技术路径的能量利用率, 探究提升能效的系统设计方法。

然而, PAVLENKO 等<sup>[9]</sup> 的研究表明, 在所有 PTL 技术路径中, 绿氢成本占 e-SAF 成本的 80% 以上, 工业界普遍认为, 绿氢降本为解决 e-SAF 经济可行性最关键的技术问题。从绿氨<sup>[10-12]</sup>、绿甲醇<sup>[13-15]</sup> 的相关研究来看, 化工合成侧实现灵活运行来适应可再生能源的波动性对绿氢降本至关重要。然而, 现有关于 PTL 技术路径的研究往往将固定的绿氢成本边界条件展开讨论, 未考虑 SAF 合成灵活性对绿氢成本的影响。

因此, 本文针对 PTL 技术路径的灵活性对系统技术经济性的影响, 对以费托合成 (FT) 为代表的“一步合成法”和以甲醇制航空煤油 (MTJ) 为代表的“两步合成法”进行了对比研究, 综合考虑 SAF 合成侧的产物选择性、能量利用率和化工灵活性, 探究未来在波动性可再生能源消纳场景下的 PTL 技术路径的选择依据, 为我国布局 PTL 相关产业技术提供参考。

## 1 PTL 技术路径分类

典型的 PTL 技术路径包括可再生能源、电解水制氢系统、二氧化碳捕集装置和化工合成装置, 如图 1 所示。可再生能源系统通常由风电 (WT) 和光伏 (PV) 构成风光互补系统<sup>[10]</sup>, 电解水系统采用碱性电解水制氢装置 (AE), 二氧化碳捕集装置采用成熟的烟气碳捕集技术<sup>[16]</sup>, 并且在研究中忽略  $CO_2$  的供应灵活性问题。

根据化工合成的技术特点, 将 PTL 技术路径分为“一步合成法”和“两步合成法”。两种技术路径类型的关键区别在于是否存在易于存储的中间产物, 并且化工合成 A 流程简单, 能够实现高度的灵活性。本文所研究的灵活性包括调节周期和调节范围 2 个维度<sup>[10,13]</sup>, 调节周期越短、调节范围越大, 则系统的灵活性越好。

FT 技术路径和 MTJ 技术路是被广泛认可的 PTL 技术路径, 也是“一步合成法”和“两步合成法”的典型代表。

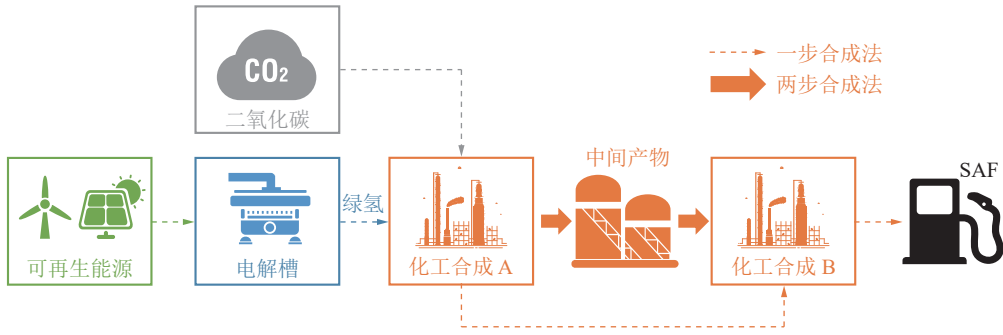


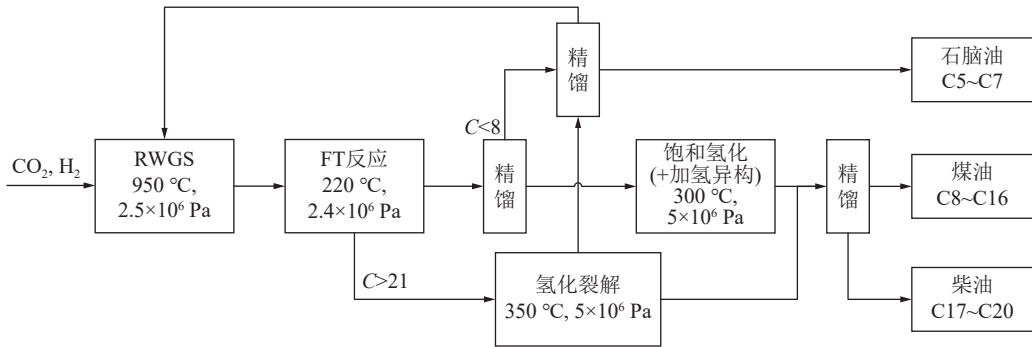
图 1 2 类 PTL 技术路径:按照化工合成环节的灵活性特点分类

Fig. 1 Two types of technical paths for e-SAF (according to flexibility characteristics of synthesis)

### 1.1 “一步合成法”:以费托合成为代表

所谓“一步合成法”是指在 SAF 的合成路径中,所有环节耦合紧密,且不存在任何便于存储的

中间产物,或者中间产物之前的化工合成 A 的灵活性较差。其中 FT 技术路径属于典型的“一步合成法”,如图 2 所示。



注: C 表示碳链长度。

图 2 氢气制 SAF 的费托合成技术路径 (FT)

Fig. 2 Technical path of Fischer-Tropsch synthesis of H<sub>2</sub> to SAF, where C represents the length of the carbon chain

FT 工艺包含 3 个主要的化工流程<sup>[6]</sup>:首先对 H<sub>2</sub> 和 CO<sub>2</sub> 进行逆水煤气变换 (RWGS) 生成合成气 (CO 和 H<sub>2</sub>),再利用 FT 合成反应将合成气催化生成不同碳链长度的烃类,最后经过精馏、氢化处理等石油加工手段生成所需的航空煤油。虽然 FT 合成反应的产物经过精馏后得到液态和固态的产物,而费托合成反应涉及到复杂的产物选择性问题<sup>[17]</sup>,并且精馏环节会降低整体的响应速度<sup>[13]</sup>,因此 FT 合成路径中的化工合成 A 部分灵活性较差,属于“一步合成法”。

在稳态工况下,FT 工艺的优势是碳利用率和能量利用率高,其缺点是热管理系统复杂且产物选择性差<sup>[6-7]</sup>。利用 RWGS 装置,FT 工艺可以将 FT 反应产生的短链烃重整后重新利用,因此其碳利用率几乎能达到 100%,但最多只有 50% 的碳元素进入 e-SAF。另外 RWGS 反应温度高,需要大量的能量投入和复杂的热能梯级利用系统,提高了装置的投资成本。

此前文献研究认为,FT 合成工艺的灵活性较差,但具有有限的灵活性<sup>[18]</sup>。如 LOEWERT 等<sup>[19-20]</sup>

在 FT 合成微型反应器上的研究发现,CO/H<sub>2</sub> 的比例或者合成气进料速率在 40% ~ 100% 波动时对于费托合成产物的分布影响不大。也有部分研究以动态的进料速率进行 FT 反应强化<sup>[21]</sup>。然而,一方面小试装置的动态特性研究无法反映工业级设备的真实特性,另一方面化工过程中蒸馏、精馏等分离单元的动态特性更差,是限制合成过程灵活性的关键原因<sup>[13]</sup>。因此本文认为,FT 合成技术路径的灵活性较差,其负载调节范围为 70% ~ 100%,最短调节周期为 7 d。目前这 2 个参数的设定缺乏工业级设备的文献结果和试验数据佐证,其调节范围的选取是根据 LOEWERT 等<sup>[19-20]</sup>人在微型反应器上的研究结果并结合行业经验的保守估计,可能存在一定的偏差,因此在后续论述中也给出了 50% ~ 100% 的结果,如 2.3.2 节所示。对于最短调节周期的估计也较为保守,选取原则是升降负载的暂态时间间隔应远小于调节周期,以保证仿真的合理性,根据后文 2.3.1 节的仿真结果,这一保守估计的影响非常小。

### 1.2 “两步合成法”:以甲醇合成为代表

“两步合成法”是指在 SAF 的合成路径中,存

在易于存储的中间产物，并且中间产物之前的合成过程 A 具有较好的灵活性，这一类技术路径以 MTJ 为代表。从氢气合成甲醇包含两种技术路径<sup>[22]</sup>，间接合成法通过 RWGS 反应先将  $\text{CO}_2$  转化为  $\text{CO}$ ，再利用合成气合成甲醇；直接合成法对  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2$  催化直接合成甲醇。考虑到甲醇的直接合成法在能效和经济性上都更优<sup>[22]</sup>，甲醇的直接合成方法是重点的研究方向。

如图 3 所示，MTJ 技术路径包括四个主要化工流程<sup>[6-7]</sup>：甲醇合成环节将  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2$  直接转化为甲醇和水，降温后通过气液分离装置分离出液态的甲醇和水得到粗甲醇；然后将粗甲醇蒸馏后得到的纯甲醇通入甲醇制烯烃（MTO）反应器，催化合成  $\text{C}_2 \sim \text{C}_{4+}$  的烯烃；接着通过烯烃的低聚反应得到更长的链烃；最后对长链烃类加氢处理，通过精馏得到

需要的 e-SAF 产物。上述 4 个环节中，甲醇合成环节的产物是甲醇和水的液态混合物，非常适合大规模存储。若在气液分离后增加储罐，则可以实现甲醇合成和 MTJ 工艺的解耦，降低可再生能源波动性对后端复杂化工过程 B 的影响。因此 MTJ 工艺是典型的“两步合成法”。

稳态工况下，直接甲醇合成路径对 SAF 具有较好的选择性，但是其综合能量利用效率和碳元素利用率较差<sup>[6-7]</sup>。MTJ 路径舍弃了高温的 RWGS 环节，因此无法回收利用甲醇合成环节的副产  $\text{CH}_4$ ，需要排出少量燃料气来降低  $\text{CH}_4$  的含量。虽然燃料气燃烧后增加碳捕集装置可以回收碳元素，但甲醇合成导致的  $\text{H}_2$  浪费难以避免，即使 MTJ 技术路径的温度较低，减少了对电能的消耗，其综合能量利用效率仍相对 FT 技术路径偏低。

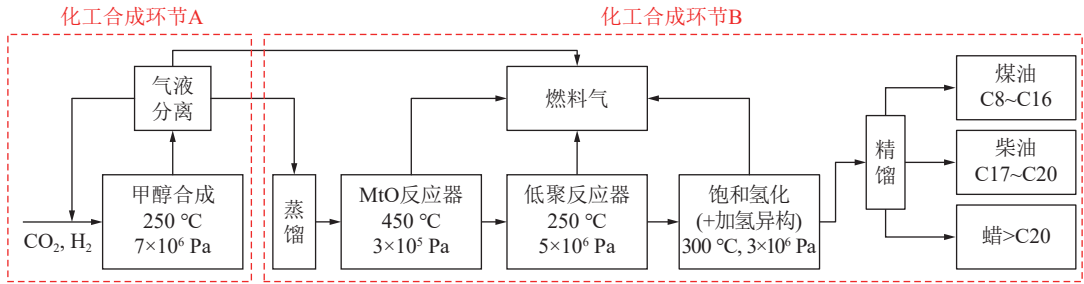


图 3 氢气制 SAF 的甲醇合成技术路径, C 表示碳链长度

Fig. 3 Technical path of methanol synthesis of  $\text{H}_2$  to SAF, where C represents the length of the carbon chain

甲醇合成的灵活性已得到了大量文献的证明<sup>[13-15,17-18]</sup>，其变负载范围可以达到 10~100%，并且至少能够在 4 h 内完成 1 次升降循环<sup>[23]</sup>。MTJ 技术路径在甲醇合成降温分离后的产物是液态甲醇和水，可以以粗甲醇的形式进行常温常压大规模存储，将蒸馏等响应速度较慢的分离操作单元划入化工合成环节 B，保证和环节 A 的灵活性。依托粗甲醇储罐缓冲，复杂的化工合成环节 B 可以维持稳定运行，或进行低频次地调节。因此，MTJ 技术路线被认为具有与甲醇合成相同的灵活性，其调节范围为额定负载的 10%~100%，调节周期最短为 1 d。

## 2 技术经济性对比分析

针对“一步合成法”和“两步合成法”在化工灵活性上区别，以 FT 和 MTJ 两种技术路径为例，利用容量规划优化方法计算了图 1 所示系统的最优容量配置。分析了在无化工灵活性场景下和考虑灵活化工场景下，不同 PTL 技术路线的平准化制氢成本 (LCOH) 和平准化制可再生航空煤油成本 (LCOJ) 及其构成，并研究了不同灵活性条件下 PTL 技术路径的技术经济性变化。表 1 总结了

FT 技术路径和 MTJ 技术路径的技术参数设定值。

表 1 FT 和 MTJ 的技术参数设定

Table 1 Technical parameter setting of FT and MTJ

指标	FT	MTJ
碳利用率/%	100 <sup>[5-7]</sup>	88 <sup>[5-6]</sup>
总能量利用率/%	64 <sup>[5-7]</sup>	52 <sup>[5-6]</sup>
SAF 选择性/%	60 <sup>[5-7]</sup>	75 <sup>[5-6]</sup>
吨燃料用氢量/ $\text{Nm}^3$	4 895 <sup>[5-7]</sup>	6 239 <sup>[5-6]</sup>
吨燃料用电量/kWh	1 730 <sup>[5-7]</sup>	1 102 <sup>[5-6]</sup>
调节范围/%	70~100 <sup>[18-21]</sup>	10~100 <sup>[13-15]</sup>
调节周期/d	7 <sup>*</sup>	1 <sup>[23]</sup>

注：\*数据为保守估计值。

### 2.1 离网型 PTL 系统

构建典型的 PTL 系统模型如图 4 所示<sup>[10]</sup>，包括 7 个系统的主要单元，包括风电、光伏、电池储能、碱性电解水制氢系统、PEM 燃料电池、储氢和 SAF 合成装置。本文认为  $\text{CO}_2$  的来源是烟气碳捕

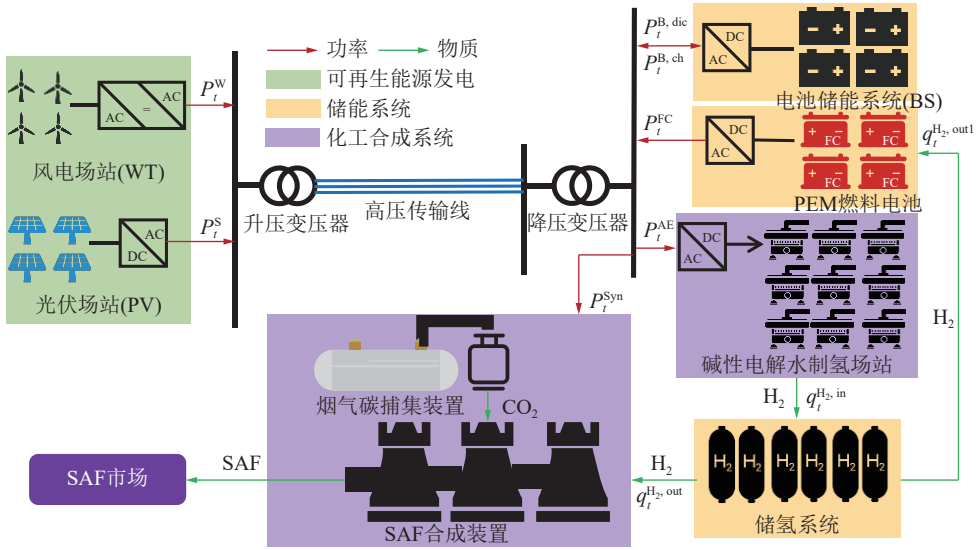


图4 PTL系统构成与物质能量流动框图

Fig. 4 PTL system structure and flow of matter and energy

集并且能够根据需要进行调节。其中,对于 $CO_2$ 的来源问题已有文献进行讨论,其中直接空气碳捕集技术(DAC)的 $CO_2$ 成本过高,若以此为碳源则e-SAF将毫无经济性可言<sup>[15]</sup>。另外现阶段的工业废气数量庞大且直接排空,烟气碳捕集技术在现阶段更为适用。

根据上述离网型PTL系统建立确定性混合整数线性分式规划问题,以LCOJ最小为优化目标,考虑系统的容量约束、出力范围约束、物质平衡约束、储能状态约束、产能约束、合成侧灵活性约束等,具体模型式如下:

式(1)~(4)描述了模型目标函数,即LCOJ,包括了固定投资成本 $B_{inv}$ 和运维成本 $B_{O\&M}$ 、加上二氧化碳的采购成本,并减去副产物的销售收入:

$$LCOJ = \frac{B_{inv} + B_{O\&M}}{\gamma_j O_L} - \frac{p_{CO_2} C_{cHL}}{\gamma_j} - \frac{1 - \gamma_j}{\gamma_j} p_{by} \quad (1)$$

$$B_{inv} = \sum CRF(r, Y_j) C_j I_j^{init}, j \in \Omega_F \quad (2)$$

$$B_{O\&M} = \sum k_j^{O\&M} C_j I_j^{init}, j \in \Omega_F \quad (3)$$

$$O_L = \Delta T \sum q_t^{Syn}, t \in \mathbb{T} \quad (4)$$

式中: $\gamma_j$ 为所有产物中SAF的占比。 $O_L$ 为液态产物的年产量, t/a。 $p_{CO_2}$ 为二氧化碳的价格,本文选取烟气碳捕集的价格为350元/t; $C_{cHL}$ 为吨燃料的 $CO_2$ 消耗量, t $CO_2$ /t。 $p_{by}$ 为除了SAF以外其他液态产物的价格,生物柴油的价格设置为6500元/t;石脑油的价格设定为7400元/t。CRF根据运行年限和投资回报率将固定投资折算到第1年,其中 $r$ 为投资回报率,设定为8%, $Y$ 为运行年限。 $I_j^{init}$ 为单位容量投资; $k_j^{O\&M}$ 为年运维成本占总投资成本的比例。 $C$ 表示设备装机容量(下同), kW; $\Delta T$ 表示仿真

所选时间步长,本文设置为1h; $q$ 为物质的质量流量, kg/h。

考虑电解水制氢(AE)容量约束,如式(5)~(6):

$$P_t^{AE} = \kappa_{AE} q_t^{H_2, in} \quad (5)$$

$$\underline{\lambda}^{AE} C_{AE} \leq P_t^{AE} \leq \bar{\lambda}^{AE} C_{AE}, \forall t \in \mathbb{T} \quad (6)$$

式中: $P$ 表示电功率(下同), kW; $\kappa$ 为质量流量到功率的转换系数(下同), kWh/kg; $\bar{\lambda}$ 和 $\underline{\lambda}$ 分别表示模块运行范围上下限(下同)。

考虑燃料电池(FC)容量约束,如式(7)~(8):

$$P_t^{FC} = \kappa_{FC} q_t^{H_2, back} \quad (7)$$

$$\underline{\lambda}^{FC} C_{FC} \leq P_t^{FC} \leq \bar{\lambda}^{FC} C_{FC}, \forall t \in \mathbb{T} \quad (8)$$

考虑合成侧(Syn)容量约束和运行约束,如式(9)~(12):

$$q_t^{Syn} = C_{HtL} q_t^{H_2, out} \quad (9)$$

$$P_t^{Syn} = \kappa_{Syn} q_t^{Syn} \quad (10)$$

$$\underline{\lambda}^{Syn} Q_{Syn} \leq q_t^{Syn} \leq \bar{\lambda}^{Syn} Q_{Syn}, Q_{Syn} = C_{Syn}/H_{Syn} \quad (11)$$

$$\bar{r}^{Syn} Q_{Syn} \leq q_{t+1}^{Syn} - q_t^{Syn} \leq \underline{r}^{Syn} Q_{Syn}, \forall t \in \mathbb{T} \quad (12)$$

式中: $\bar{r}$ 和 $\underline{r}$ 分别为爬坡上限和下限。 $H_{Syn}$ 表示合成侧设计容量利用小时数, h。

考虑储氢侧动态过程、储量约束、和仿真周期首尾对应约束,如式(13)~(15):

$$n_{t+1}^{HS} = n_t^{HS} + (q_t^{H_2, in} - q_t^{H_2, out} - q_t^{H_2, back}) \Delta T \quad (13)$$

$$\underline{\lambda}^{HS} C_{HS} \leq n_t^{HS} \leq \bar{\lambda}^{HS} C_{HS}, \forall t \in \mathbb{T} \quad (14)$$

$$n_t^{HS}|_{t=0} = n_t^{HS}|_{t=N} = 50\% C_{HS} \quad (15)$$

式中: $n^{HS}$ 为储氢罐内所储氢气质量, kg。假设在研究周期开始和结束时储氢量都为50%。

考虑电池储能 (BS) 动态过程、容量约束、储量约束、和仿真周期首尾对应约束, 如式 (16) — 式 (19) 所示:

$$s_{t+1}^{BS} = s_t^{BS} + \left( \eta_{BS} P_t^{ch} - \frac{P_t^{disc}}{\eta_{BS}} - \xi_{BS} s_t^{BS} \right) \Delta T \quad (16)$$

$$\underline{\lambda}^{BS} C_{BS} \leq s_t^{BS} \leq \bar{\lambda}^{BS} C_{BS} \quad (17)$$

$$0 \leq P_t^{ch}, P_t^{disc} \leq C_{BS}/H_{BS}, \forall t \in \mathbb{T} \quad (18)$$

$$s_t^{BS}|_{t=0} = s_t^{BS}|_{t=N} = 50\% C_{BS} \quad (19)$$

式中:  $s^{BS}$  为电池内储存电量, kWh。假设在研究周期开始和结束时储电量都为 50%。

最后, 考虑系统集成约束, 如式 (20) — 式 (23)。系统应满足功率平衡, 并且弃电 (curt) 率应大于 0:

$$P_t^j = C_j P_t^{j, norm}, j \in \{WT, PV\}, \forall t \in \mathbb{T} \quad (20)$$

$$\sum P_t^j = \sum P_t^k, j \in \{WT, PV, disc, FC\}, \quad (21)$$

$$k = \{AE, Syn, ch, curt\}, \forall t \in \mathbb{T}$$

$$P_t^{curt} \geq 0, \forall t \in \mathbb{T} \quad (22)$$

$$C_j = N_j C_j^0, N_j \in \mathbb{Z}, j \in \{WT, PV, AE\} \quad (23)$$

式中:  $P_t^{j, norm}$  给出了标么化风电光伏出力曲线。N 为风电、光伏和电解槽所用模块的数量。disc 和 ch 分别表示电池储能的充电和放电。

求解算法参考团队此前的论文<sup>[10]</sup>。各模块经济性指标见表 2。

表 2 系统经济性参数设置

模块	单位容量投资	运维/%	年限/a
WT	4 000 元/kW	1	20
PV	3 000 元/kW	1	20
BESS	1 800 元/kWh	1	15
AWE	4 000 元/kW	3	10
HS	250 元/Nm <sup>3</sup> H <sub>2</sub>	2	20
PEMFC	5 000 元/kW	3	10
Syn	30 000 元/(t/a)	4	10

### 2.2 非灵活化工场景技术经济性分析

首先分析非灵活化工场景下 e-SAF 的主要成本构成, 此时 SAF 合成以额定产能运行, 并要求稳定的 H<sub>2</sub> 供应。如图 5a、图 5b 所示, FT 和 MTJ 两种技术路径的 LCOJ 相差不多, 约为目前传统航空煤油 (CAF) 价格的 3.8 倍, 约为 HEFA 技术路径的 2 倍。其中, 设备投资和氢气成本分别占总投资的 30% 和 60%, 值得注意的是, 虽然 MTJ 技术路径的 CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub> 的利用效率相对较低, 每吨产物的平均成本比 FT 技术路径多 2 400 元, 但 MTJ 较好的产品选择性弥补了其能量效率上的缺失, 使其 LCOJ 与 FT 相差仅相差约 520 元。

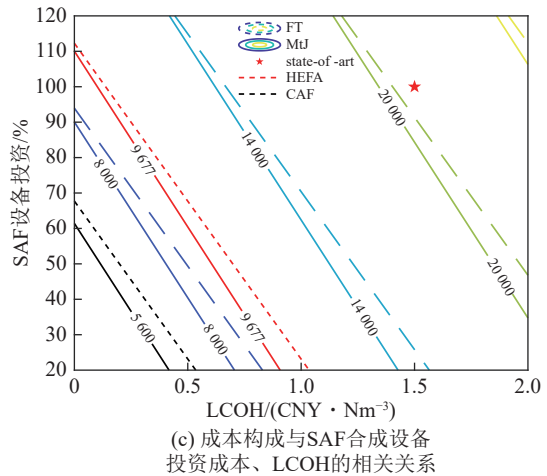
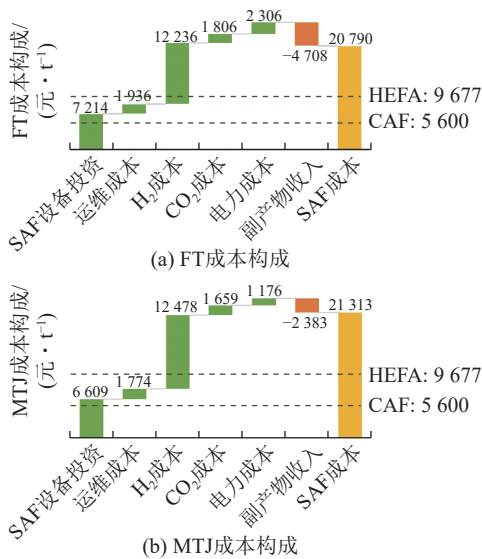


图 5 FT 和 MTJ 路径 SAF 成本构成和灵敏度分析

Fig. 5 SAF cost composition and sensitivity analysis for FT and MTJ paths

图 5c 给出了 2 种技术路径关于 SAF 固定设备投资 (CAPEX) 和 H<sub>2</sub> 价格的灵敏度分析, 五角星标出的位置为根据当前技术经济性指标计算的 LCOJ。当 CAPEX 降低至当前参考值的一半, H<sub>2</sub> 价

格降低到 0.75 元/Nm<sup>3</sup> 时, PTL 技术路径在成本上与 HEFA 路径持平。当 CAPEX 降低至 20%, H<sub>2</sub> 价格降低到 0.4 元/Nm<sup>3</sup> 时, PTL 技术路径的 e-SAF 价格与 CAF 持平。考虑到 CAPEX 会随着技术的成熟

度增加而降低,因此,如何降低 $H_2$ 的成本是所有PTL路径面临的共同问题。

对比图5c中2种技术路径随CAPEX和 $H_2$ 价格的变化趋势可知,在不考虑化工灵活性时,FT技术路径的经济性总是优于MTJ,且随着设备投资成本下降,FT经济性优势更加明显。因此,“一步合成法”凭借较短的合成环节和集中的能量管理策略,有着较高的能量利用率,在非灵活化工场景下具有经济性优势。

### 2.3 灵活化工场景技术经济性分析

平准化可再生航空煤油成本LCOJ中SAF合成装置投资和绿氢成本LCOH占主导,其中LCOH包括可再生能源的投资成本、电解槽投资成本、电储能/燃料电池成本、储氢成本,以及整个制氢工厂的运维成本、原料成本等。考虑到LCOH中装置投资成本为主导因素,对整个PTL工厂来说,装置投资成本也是主要构成。装置投资成本是单位投资成本和装机容量的乘积,单位投资成本的下降会直接降低绿氢成本,但会压缩设备生产厂家的利润空间,不利于整个行业的健康发展。因此,应从系统整体考虑,充分挖掘SAF化工合成灵活性,在满足生产需求的前提下,通过增加合成侧的投资成本来降低系统的弃风、弃光率,以及对于储能容量的需求,进一步减少可再生能源和储能的装机容量配置,实现PTL系统全局经济最优。

#### 2.3.1 灵活化工是廉价绿氢的必要条件

图6展示了LCOH随合成侧调节周期和调节范围的变化趋势,根据曲线的特点,将LCOH的下降过程分为3个阶段。

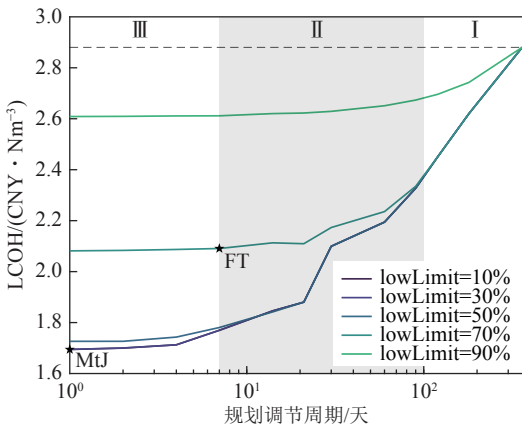


图6 LCOH随合成侧调节周期的变化  
(负载调节范围10%~100%)

Fig. 6 Trend of LCOH with the scheduling period of synthesis at a load adjustment range of 10% ~ 100%

在阶段I, LCOH随合成侧调节周期的缩短而快速下降了约0.6元/ $Nm^3$ ,并且合成侧的调节范围

对LCOH的影响较小,70%~100%的负载调节范围即可满足灵活性的需求;在阶段II, LCOH随规划调节周期缩短而降低的趋势逐渐放缓,但对于负载调节范围的要求有所加强,当合成侧调节范围为50%~100%时,在阶段I的基础上进一步使LCOH下降了约0.6元/ $Nm^3$ ;在阶段III,在合成侧调节周期缩短且最低负载达到30%额定负载时, LCOH进一步下降约0.1元/ $Nm^3$ ,在此阶段,虽然LCOH对于合成侧调节周期的变化不再敏感,但是容易受到合成侧的调节范围的影响。对于1天的调节周期,最低负载从90%开始每下降20%,分别会带来约0.5、0.4、0.1元/ $Nm^3$ 的LCOH下降,但最低负载低于30%后继续降低负载下限带来的收益几乎可以忽略。

为了探究灵活化工带来LCOH下降的原因,图7以非灵活化工场景下的系统容量配置作为参考值,展示了灵活化工场景下,系统最优容量配置结果随SAF合成装置调节周期的变化。其中,饼图展示了非灵活化工场景下LCOJ中固定投资成本的构成,其中风电和光伏的投资占比超过了50%,而SAF合成装置投资占比不到1/4。

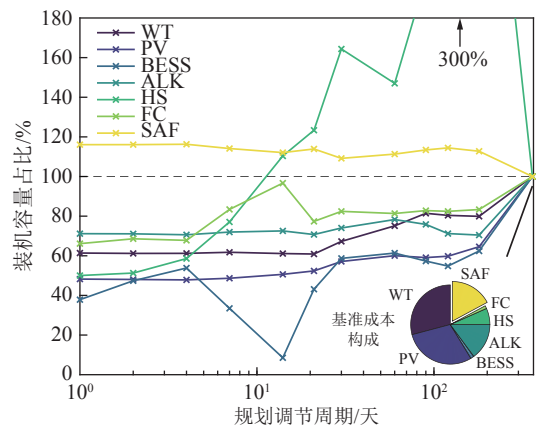


图7 系统装机容量随合成侧规划周期的变化趋势  
(负载调节范围30%~100%)

Fig. 7 Trend of installed capacity with the scheduling period of synthesis at a load adjustment range of 30% ~ 100%

图7折线图表明,在SAF合成装置具有较长的调节周期和较小的调节范围时(阶段I),模型中便宜的储氢容量增加以充分开发合成侧的灵活性,进而大幅降低了可再生能源的装机容量。因此,可以通过增加合成侧的装机容量来满足年产能的要求,利用化工灵活性降低电力侧和制氢侧的装机容量,进而降低LCOJ;而在阶段II,随着合成侧调节范围的缩短,储氢容量大幅下降,并且伴随着可再生能源装机容量的小幅降低,二者共同促进了LCOH的降低;在阶段III,可再生能源的装机容量

几乎不再发生变化,仅有储氢容量减小带来少量优化效果。整体来看,在调节周期为1 d时,SAF合成装置的容量上升了约20%,可再生能源和制氢装机容量平均下降约40%。

之所以灵活化工场景下能够大幅降低可再生能源和制氢侧的装机容量,最重要的因素是系统弃电率的降低,如图8所示。在非灵活化工场景下,系统的综合弃电率达到了惊人的50%以上,此时系统配置中因用氢侧没有灵活性,模型在经济最优的条件下所配储氢容量较低,导致大量的弃风弃光,因此,配置的可再生能源容量也相对较大;在阶段I,当合成侧有较长的调节周期和较小的调节范围时,系统大幅增加储氢容量来挖掘这一灵活性,将弃电率降低至35%,减少了对可再生能源装机的需求;在阶段II,虽然储氢的容量有所降低,但凭借合成侧更短的调节周期,系统弃电率进一步降低至15%,进一步降低了对可再生能源和制氢侧装机容量的需求。而在阶段III,当调节范围一定时,合成侧调节周期对弃电率几乎没有影响,这也导致图6中这一阶段LCOH的变化较小,进而图7阶段III中可再生能源和制氢侧的装机容量基本不变。

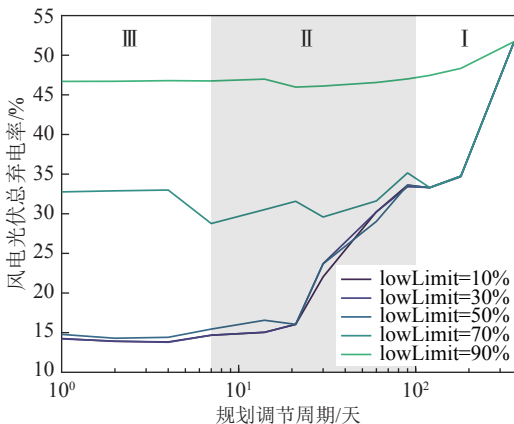


图8 弃电率随合成侧调节周期的变化  
(负载调节范围10%~100%)

Fig. 8 Trend of electricity curtailment rate with the scheduling period of synthesis at a load adjustment range of 10% ~ 100%

综合图6—图8的结果来看,合成侧灵活性的提高有利于降低系统的弃电率,减少了系统对可再生能源和制氢侧装机容量的需求,进而降低了绿氢成本。在调节周期较短时,合成侧的调节范围也需随之增大,才能共同满足灵活性的需求。当合成侧的调节周期小于1周且合成侧最低负载低于30%额定负载时,系统以合成侧装机容量小幅增加为代价,大大降低了电力侧和制氢侧的装机容量,将LCOH相对非灵活化工降低了1.3元/Nm<sup>3</sup>(约

42%)。因此,提高SAF合成装置的灵活性是廉价绿氢的必要条件。

### 2.3.2 “两步合成法”更符合灵活化工需求

在灵活化工场景下,MTJ相比FT更有优势。如图9所示,MTJ技术路径的LCOH比FT低0.5元/Nm<sup>3</sup>左右,其LCOJ比FT低2500元/t e-SAF。然而值得注意的是,当FT的最低负载达到50%时,虽然MTJ技术在LCOH上仍有一定优势,其LCOJ与FT基本持平。

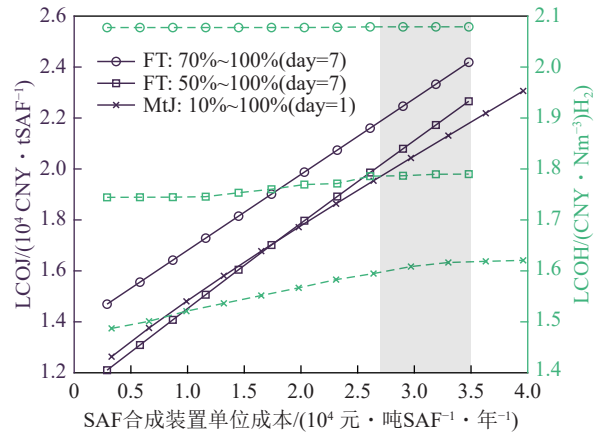


图9 LCOJ与合成装置单位产能投资成本的相关关系

Fig. 9 Correlation between LCOJ and investment cost per unit capacity of synthetic device

在合成装置投资成本随着技术成熟度降低,且“风-光-氢-储”系统的成本不变的情况下,灵活化工场景下的LCOH会进一步下降。图9中虚线展示了LCOH随合成装置投资成本变化的关系,随着合成装置投资成本下降,3条曲线的LCOH都得到了一定程度的下降。其中MTJ技术的LCOH下降最为明显,当合成装置投资成本降低至目前成本的1/3时,LCOH下降了约0.1元/Nm<sup>3</sup>。这是由于合成装置投资成本的降低会进一步刺激合成装置装机容量的增加,更充分地挖掘系统的灵活性,降低弃电率,进而降低“风-光-氢-储”系统的容量配置,降低总的LCOJ。

另外,“两步合成法”除了拥有更好的灵活性,其分段工艺设计保证了其在产业发展初期更早地利用合成装置投资降本的优势。如图10所示,对于同样的MTJ工艺成本作为边界条件,当采用“两步合成法”设计时,由于其波动性主要由投资较少的合成阶段A承担,在增加合成侧装机容量时可以仅调整阶段A而保持阶段B不变,在技术尚不成熟时可以快速兑现上述0.1元/Nm<sup>3</sup>的LCOH下降。因此“两步合成法”更容易在激烈的市场竞争中占据先机。



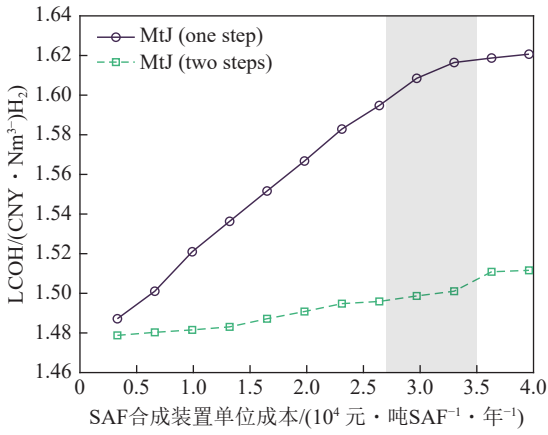


图10 “两步合成法”与“一步合成法”的LCOH对比

Fig. 10 Comparison of LCOH between "two-step synthesis" and "one-step synthesis"

### 3 结论

1) e-SAF 降本的关键要素在于 LCOH, 灵活化工是降低 LCOH 的核心。相比非灵活化工场景, 在单位产能装置固定投资不变的前提下, 灵活化工以合成侧装置容量的小幅增加为代价, 大幅降低了系统的弃电率, 进而减少了“风-光-氢-储”系统的装机容量需求, 将 LCOH 降低了约 50%。

2) 以 MTJ 技术路径为代表的“两步合成法”凭借易存储的液态中间产物做缓冲, 将化工合成分为灵活性较高的阶段 A 和集成度较好的阶段 B, 以轻量化的化工合成阶段 I 解耦“风-光-氢-储”系统和化工合成系统, 使整个 PTL 系统兼顾制氢侧的灵活性和化工侧“安稳长满优”的属性, 并且在产业初期能够充分利用成本优势, 其 LCOH 进一步降低 0.1 元/Nm<sup>3</sup>。在缺乏其他 PTL 技术路径时, 应优先发展 MTJ 技术路线, 并且重点关注该技术路径下的系统灵活运行能力。

3) 对于 PTL 新技术路线的开发: 若新技术路线属于“一步合成法”, 应对标 FT 技术路线, 在达到相应的能量利用效率和 SAF 选择性时, 重点关注装置灵活性, 应达到小于 7 d 的灵活调节周期, 负荷调节下限达到 50% 额定值; 若新技术路线属于“两步合成法”, 则应对标 MTJ 技术路线, 灵活调节周期达到 1 d, 负荷调节下限达到 30% 额定值, 重点关注装置的能量利用效率。

### 参考文献 (References):

[1] 乔凯, 傅杰, 周峰, 等. 国内外生物航煤产业回顾与展望 [J]. 生物工程学报, 2016, 32(10): 1309–1321.  
QIAO Kai, FU Jie, ZHOU Feng, et al. Progress and prospect of bio-jet fuels industry in domestic and overseas[J]. Chinese Journal

of Biotechnology, 2016, 32(10): 1309–1321.  
[2] NG K S, FAROOQ D, YANG A D. Global biorenewable development strategies for sustainable aviation fuel production[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2021, 150: 111502.  
[3] ROJAS-MICHAGA M F, MICHAILOS S, CARDOZO E, et al. Sustainable aviation fuel (SAF) production through power-to-liquid (PtL): A combined techno-economic and life cycle assessment[J]. *Energy Conversion and Management*, 2023, 292: 117427.  
[4] EYBERG V, DIETERICH V, BASTEK S, et al. Techno-economic assessment and comparison of Fischer-Tropsch and Methanol-to-Jet processes to produce sustainable aviation fuel via Power-to-Liquid[J]. *Energy Conversion and Management*, 2024, 315: 118728.  
[5] BUBE S, BULLERDIEK N, VOB S, et al. Kerosene production from power-based syngas—A technical comparison of the Fischer-Tropsch and methanol pathway[J]. *Fuel*, 2024, 366: 131269.  
[6] ATSONIOS K, LI J, INGЛЕZAKIS V J. Process analysis and comparative assessment of advanced thermochemical pathways for e-kerosene production[J]. *Energy*, 2023, 278: 127868.  
[7] TAHERZADEH M, TAHOUNI N, PANJESHAHI M H. Design of an integrated system for electrofuels production through Fischer-Tropsch process[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2024, 75: 515–528.  
[8] TIAN G, ZHANG C X, WEI F. Fueling the future: Innovating the path to carbon-neutral skies with CO<sub>2</sub>-to-aviation fuel[J]. *Carbon Future*, 2024, 1(2): 9200010.  
[9] PAVLENKO N, SEARLE S, CHRISTENSEN A. The cost of supporting alternative jet fuels in the European Union[J]. International Council on Clean Transportation (ICCT), Washington DC, USA, 2019.  
[10] YU Z P, LIN J, LIU F, et al. Optimal sizing of isolated renewable power systems with ammonia synthesis: Model and solution approach[J]. *IEEE Transactions on Power Systems*, 2024, 39(5): 6372–6385.  
[11] LI J R, LIN J, HEUSER P M, et al. Co-planning of regional wind resources-based ammonia industry and the electric network; A case study of Inner Mongolia[J]. *IEEE Transactions on Power Systems*, 2022, 37(1): 65–80.  
[12] SCHULTE BEERBÜHL S, FRÖHLING M, SCHULTMANN F. Combined scheduling and capacity planning of electricity-based ammonia production to integrate renewable energies[J]. *European Journal of Operational Research*, 2015, 241(3): 851–862.  
[13] CHEN C, YANG A D. Power-to-methanol: The role of process flexibility in the integration of variable renewable energy into chemical production[J]. *Energy Conversion and Management*, 2021, 228: 113673.  
[14] MUCCI S, MITSOS A, BONGARTZ D. Cost-optimal power-to-methanol: Flexible operation or intermediate storage?[J]. *Journal of Energy Storage*, 2023, 72: 108614.  
[15] LI P Y, LIN J, YU Z P, et al. Feasibility study of renewable e-methanol production: A substitution pathway from blue to green[J]. *iEnergy*, 2024, 3(2): 108–114.  
[16] 王涛, 董昊, 侯成龙, 等. 直接空气捕集 CO<sub>2</sub> 吸附剂综述 [J]. 浙

- 江大学学报(工学版), 2022, 56(3): 462–475.
- WANG Tao, DONG Hao, HOU Chenglong, et al. Review of CO<sub>2</sub> direct air capture adsorbents[J]. Journal of Zhejiang University (Engineering Science), 2022, 56(3): 462–475.
- [17] IGLESIAS GONZÁLEZ M, EILERS H, SCHAUB G. Flexible operation of fixed-bed reactors for a catalytic fuel synthesis: CO<sub>2</sub> hydrogenation as example reaction[J]. *Energy Technology*, 2016, 4(1): 90–103.
- [18] DIETERICH V, BUTTLER A, HANEL A, et al. Power-to-liquid *via* synthesis of methanol, DME or Fischer-Tropsch-fuels: A review[J]. *Energy & Environmental Science*, 2020, 13(10): 3207–3252.
- [19] LOEWERT M, PFEIFER P. Dynamically operated Fischer-Tropsch synthesis in PtL-part 1: System response on intermittent feed[J]. *ChemEngineering*, 2020, 4(2): 21.
- [20] LOEWERT M, RIEDINGER M, PFEIFER P. Dynamically operated Fischer-Tropsch synthesis in PtL: Part 2: Coping with real PV profiles[J]. *ChemEngineering*, 2020, 4(2): 27.
- [21] WENTRUP J, PESCH G R, THÖMING J. Dynamic operation of Fischer-Tropsch reactors for power-to-liquid concepts: A review[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2022, 162: 112454.
- [22] ANICIC B, TROP P, GORICANEC D. Comparison between two methods of methanol production from carbon dioxide[J]. *Energy*, 2014, 77: 279–289.
- [23] CUI X T, KÆR S K, NIELSEN M P. Energy analysis and surrogate modeling for the green methanol production under dynamic operating conditions[J]. *Fuel*, 2022, 307: 121924.