研究论文

DOI：10.11949/0438-1157.20260225

基于化学-生物合成融合策略的丙交酯生产工艺设计与评价

张莉[1]，段睿阳[1]，康丽霞[1,2]，刘永忠[1,2]

（[1]西安交通大学化学工程系，陕西 西安 710049；[2]新能源系统工程与装备陕西高校工程研究中心，陕西 西安 710049）

摘要： 为破解聚乳酸产业依赖粮食基原料引发的资源冲突与成本制约难题，结合化学-生物合成融合技术发展趋势，构建了以厨余垃圾（S1工艺）与天然气（S2工艺）为原料制备丙交酯的完整工艺路线，从固碳率、环境性和经济性三个维度对两种工艺进行了综合评估，结合敏感性分析识别关键影响因素和关键优化点。研究结果表明，两种工艺的固碳率分别为32.07%和21.01%，S1工艺较S2工艺高52.64%。这主要得益于厨余垃圾中碳的高效转化。两种工艺的碳排放分别为8.41 kg CO_2 eq/kg和9.90 kg CO_2 eq/kg，S2工艺较S1工艺低15.05%。这是由于天然气获取过程中的碳排放低于厨余垃圾的处理过程，且S2工艺通过设置碳捕集装置削减了直接碳排放；S2工艺总资本投资与操作成本分别为S1工艺的1.78和2.07倍，丙交酯最低售价较S1工艺高出0.96倍，S1工艺综合性能更优。这是因为S1工艺原料成本更低，流程更加简单，在相同产能下装机容量更小。敏感性分析显示，S1工艺的经济性核心瓶颈为发酵罐成本。S2工艺经济性的关键影响因素为乳酸滴度，反映出C1分子生物转化效率仍是该工艺优化的关键。研究可为可持续丙交酯生产工艺的选择与优化奠定理论基础。

关键词： 丙交酯；模拟；化学-生物融合策略；非粮原料；经济；环境

中图分类号： TQ 316.2　　**文献标志码：** A

文章编号： 0438-1157（2026）10-6297-12

Design and evaluation of lactide production processes based on chemo-biosynthetic fusion strategy

ZHANG Li[1], DUAN Ruiyang[1], KANG Lixia[1,2], LIU Yongzhong[1,2]

([1]*School of Chemical Engineering and Technology, Xi'an Jiaotong University, Xi'an* 710049, *Shaanxi, China*; [2]*Engineering Research Center of New Energy System Engineering and Equipment, University of Shaanxi Province, Xi'an* 710049, *Shaanxi, China*)

Abstract: To address the resource conflict and cost restriction caused by the dependence of polylactic acid industry on grain-based raw materials, combined with the development trend of chemo-biosynthetic fusion strategy, the completed processes for preparing lactide from kitchen waste (process S1) and natural gas (process S2) were constructed and systematically compared from the three dimensions of carbon fixation rate, carbon footprint and economic effectiveness. Meanwhile, the key influencing factors were identified *via* sensitivity analysis. The results indicated that the carbon fixation rates of S1 and S2 were 32.07% and 21.01%, with S1 being 52.64% higher than the S2. This superiority is attributed to the efficient fixation and conversion of carbon in kitchen waste. The carbon emissions of the two processes are 8.41 kg CO_2 eq/kg and 9.90 kg CO_2 eq/kg, respectively, with the S2 process being 15.05% lower than the S1 process. The main reason is that the carbon emission associated with the natural gas

收稿日期： 2026-02-13　　**修回日期：** 2026-03-31

通信作者： 康丽霞（1989—），女，博士，副教授，lx_kang@mail.xjtu.edu.cn

第一作者： 张莉（1995—），女，博士研究生，zl1105@stu.xjtu.edu.cn

基金项目： 国家自然科学基金项目(22378323，U24B6016，22238006)

引用本文： 张莉, 段睿阳, 康丽霞, 刘永忠. 基于化学-生物合成融合策略的丙交酯生产工艺设计与评价[J]. 化工学报, 2026, 77(10): 6297-6308

Citation: ZHANG Li, DUAN Ruiyang, KANG Lixia, LIU Yongzhong. Design and evaluation of lactide production processes based on chemo-biosynthetic fusion strategy[J]. CIESC Journal, 2026, 77(10): 6297-6308

acquisition process in S2 is lower than that of the kitchen waste treatment process in S1, coupled with the reduction of direct carbon emission in S2 through carbon capture technology. Economic analysis revealed that S1 is more competitive than S2, where the total capital investment and operating cost of S2 are 468.1×10^6 USD and 27.9×10^6 USD, respectively, which are 1.78 and 2.07 times that of S1. Correspondingly, the minimum selling price of lactide in S2 is 5.84 USD/t, which is 0.96 times higher than that in S1. This economic discrepancy arises from the lower raw material cost, shorter process flow, and smaller installed capacity of S1 under the same production scale. Sensitivity analysis showed that the core bottleneck restricting the economic viability of S1 is the cost of fermenter, while the key influencing factor of S2 is lactic acid titer. These findings further indicated that the bioconversion efficiency of C1 molecule remains the core challenge in the lactide preparation process. These results are expected to lay a theoretical foundation for the selection and optimization of sustainable lactide processes.

Keywords: lactide; simulation; chemo-biosynthetic fusion strategy; non-grain raw material; economics; environment

引 言

随着全球“双碳”目标推进与生物制造技术升级,“融合化学与生物的合成科学”已成为构建制造体系的核心方向[1-2]。该技术可耦合生物合成与化学工程优势,降低工业能耗、减少污染物排放,是生物制造产业可持续发展的必由之路,为绿色工业提供关键路径[2]。聚乳酸作为生物基可降解材料的核心品类,具有生物相容性、生物可降解性[3]和高机械强度等优良性能,完整串联了生物合成与化学转化的全链条,是生物化学融合技术的典型应用[4-5]。我国的聚乳酸产业正处于快速扩张、技术升级的关键阶段,目前已形成规模化量产和高端技术突破的双重进步[6-7]。然而,聚乳酸产业发展依赖粮食基原料[8],制约了聚乳酸产业的可持续扩张与成本控制[9]。

为破解这一难题,聚乳酸行业正加速推动原料体系的迭代升级,逐步构建起从粮食基到有机废弃物再到非生物质原料的多元化演变过程[10-11]。它不仅能降低聚乳酸生产成本,还能缓解环境压力,有望彻底摆脱对生物质资源的依赖,实现“碳循环”生产,是未来聚乳酸原料发展的终极方向[12-13]。目前的前沿研究主要集中于两大方向:一是向有机废弃物原料的拓展,采用废弃物作为发酵糖源[14-15]。Liu等[16]设计了一种开放模式下以厨余垃圾为原料向乳酸高效生物转化系统,乳酸的产量为115 g/L,收率为0.97 g/g_{suger},同时得出维持开放系统中产乳酸菌株的关键因素是糖化和实时pH控制,定向乳酸生物转化具有碳固定能力,为0.021 kg CO_2 eq/kg(厨余垃圾)。Kwan等[17]设计了一座处理能力达10 t/h的厨余垃圾处理厂,用以生产乳酸,结果表明,在经济上具有可行性。通过灵敏度分析发现,产品售卖价格是影响工厂盈利的最关键因素。二是向非生物质原料的跨越。合成生物学的发展[18],使得基因编辑和代谢工程技术发展迅速,利用具有特殊代谢路径的微生物作为“细胞工厂”,将C1分子转化为乳酸[19-20],可实现碳的循环利用甚至负碳生产。以甲烷营养菌为代表的菌株以CH_4作为唯一碳源,在合成乳酸的过程中具有理论产量较高和副产种类少的特点,因此备受关注。Henard等[19]发现了一种新型*M. buryatense*,并提出了CH_4生物催化制备乳酸的可行路径。在5 L连续搅拌槽式生物反应器中得到乳酸产量为0.05 $g_{乳酸}/g_{甲烷}$,生产率为0.008 $g_{乳酸}/(L\cdot h)$,乳酸滴度达到0.8 g/L,相比初始滴度提高约13倍。Henard等[21]以沼气中的CH_4为原料,预测了*M. alcaliphilum* 20Z^R通过乳酸脱氢酶(LDH)生成乳酸路径的性能。结果表明,在连续进料培养时,乳酸的滴度与野生型菌株相比提高2~3倍,单位生产率达到0.027 $g_{乳酸}/(g_{DWC}\cdot h)$,增加了4倍,是表达天然LDH的甲烷营养菌中报道的最高乳酸单位生产率。Garg等[22]建立了一个以中高通量培养*M. buryatense*的实验平台,菌株的生长速度与常规型相比提高约2倍,通过对*M. buryatense*进行改造,使得L-乳酸的通量提高近50倍,滴度为0.6 g/L。该发现使得*M. buryatense*成为将CH_4工业转化为乳酸的首选菌株,也使得CH_4生物转化制备高附加值化学品成为可能。关于C1气体转化为乳酸的研究仅局限于实验室水平,转化系统的技术、经济可行性及其限制瓶颈尚不明确。上述研究阐述了聚乳酸原料的更迭,并在乳酸生物转化层面取得了显著进展。无论是

废弃物的高效发酵，还是甲烷等C1气体的直接生物催化，其核心目标均聚焦于如何以更可持续的方式，高效获得高光学纯度的乳酸，关注的过程主要是原料转化为乳酸的过程。

综上所述，现有研究主要集中于“原料到乳酸”的生物转化过程，对乳酸作为中间体进一步通过化学过程合成丙交酯的工艺衔接[23]、系统设计及其技术—经济—环境综合可行性研究仍相对不足。为此，本文从生物合成与化学工程耦合的系统视角出发，突破现有研究主要集中于乳酸生物转化阶段的局限，构建原料制乳酸并进一步化学合成丙交酯的完整工艺路线。针对第二代有机废弃物原料和第三代非生物质(C1)原料制乳酸的特点，提出相适配的丙交酯合成工艺方案，并系统比较不同原料下丙交酯生产的技术可行性。进一步对各工艺路线的经济性和环境影响进行定量分析，识别影响丙交酯非粮化与低碳化生产的关键因素，为可持续丙交酯工艺路线的选择与优化提供定量化依据。

1 可持续丙交酯生产系统流程设计

本文设计了基于生物化学融合的分别以厨余垃圾和天然气为原料制备可持续丙交酯的生产工艺，如图1所示。其中，虚线框内进行生物反应，实线框内进行化学合成。以下以相同产能为基准，对两种工艺路线进行描述。

图1(a)为厨余垃圾制备丙交酯的工艺流程(S1)，整个流程包括原料预处理、水解、乳酸合成、废物处理、乳酸纯化、丙交酯合成和丙交酯纯化7个单元。厨余垃圾经过粉碎机与水混合粉碎，实现均质化处理和杂质分离，为后续的处理过程提供合格的原料。由于预处理单元采用Aspen Plus模拟较为困难，本文采用预处理后的原料进行模拟。处理后的原料通过水解生成葡萄糖，同时除去料液中的灰分和脂质，获得富含葡萄糖的料液。富含葡萄糖的料液作为底物经过微生物发酵合成乳酸，通过中和反应，乳酸以乳酸钙的形式进行富集。在纯化阶段，乳酸钙与硫酸反应生成乳酸，经过纯化处理脱除杂质和水，将排出的硫酸钙进行填埋，同时获得乳酸含量为85%的乳酸溶液。乳酸溶液通过高温环化反应合成丙交酯，实现丙交酯的定向转化。对粗丙交酯溶液进行提纯处理，获得精制丙交酯，纯度为99%。该过程中乳酸合成反应和丙交酯合成反应如式(1)~式(3)所示：

$$(C_6H_{10}O_5)_n + nH_2O \longrightarrow nC_6H_{12}O_6 \tag{1}$$

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2C_3H_6O_3 \tag{2}$$

$$2C_3H_6O_3 \longrightarrow C_6H_8O_4 + 2H_2O \tag{3}$$

图1(b)为天然气制备丙交酯的工艺流程(S2)，整个系统包括原料预处理、乳酸合成、乳酸纯化、丙交酯合成、丙交酯纯化、热电联产、溶剂回收7个单元。天然气和空气经过预处理，获得满足发酵条件的原料气。原料气与营养物质进入发酵罐，发酵合成乳酸，同时除去副产生物质。粗乳酸溶液经过离子交换和脱水处理，得到乳酸含量为85%的乳酸溶液。乳酸溶液在丙交酯合成反应器中通过高温环化合成丙交酯。对粗丙交酯溶液进行真空精馏，获得高纯度丙交酯，纯度为99.1%。引入热电联产单元，将副产生物质进行燃烧发电，供给整个生产系统，减少外购的公用工程。考虑到发酵液中的营养物质和缓冲溶剂用量大，引入回收单元实现溶剂的循环利用，降低原料使用量，同时溶剂回收的热量还可进一步回收用于后续乳酸的纯化单元。该工艺通过热集成与回收，使热量和电能消耗分别减少了29.08%和53.27%，显著提升了经济性和能量利用效率。该工艺的反应如式(4)~式(6)所示：

$$3CH_4 + 3O_2 \longrightarrow C_3H_6O_3 + 3H_2O \tag{4}$$

$$CH_4 + 1.5O_2 + 0.118NH_4^+ \longrightarrow 0.118C_4H_8O_2N + 1.71H_2O + 0.529CO_2 + 0.118H^+ \tag{5}$$

$$2C_3H_6O_3 \longrightarrow C_6H_8O_4 + 2H_2O \tag{6}$$

两种工艺采用Aspen Plus建模，工艺的关键设备在建模时选用的模型以及操作参数如表1所示。

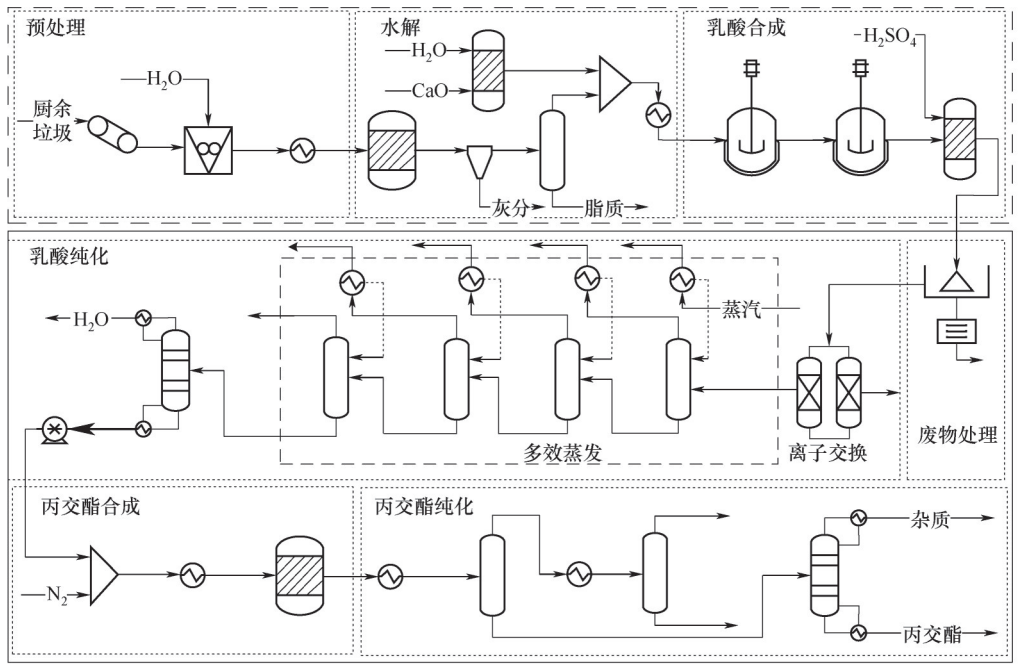
为了获得两条路径完整的设计方案，本文首先通过全流程模拟获得系统完整的基础设计方案；然后，通过系统内部的热集成提升系统的能量利用效率，降低系统能耗；最后，基于设计方案，完成对两条路径的技术经济性分析和环境影响评价，以验证两条路径的经济可行性与可持续性。

2 可持续丙交酯生产系统分析模型

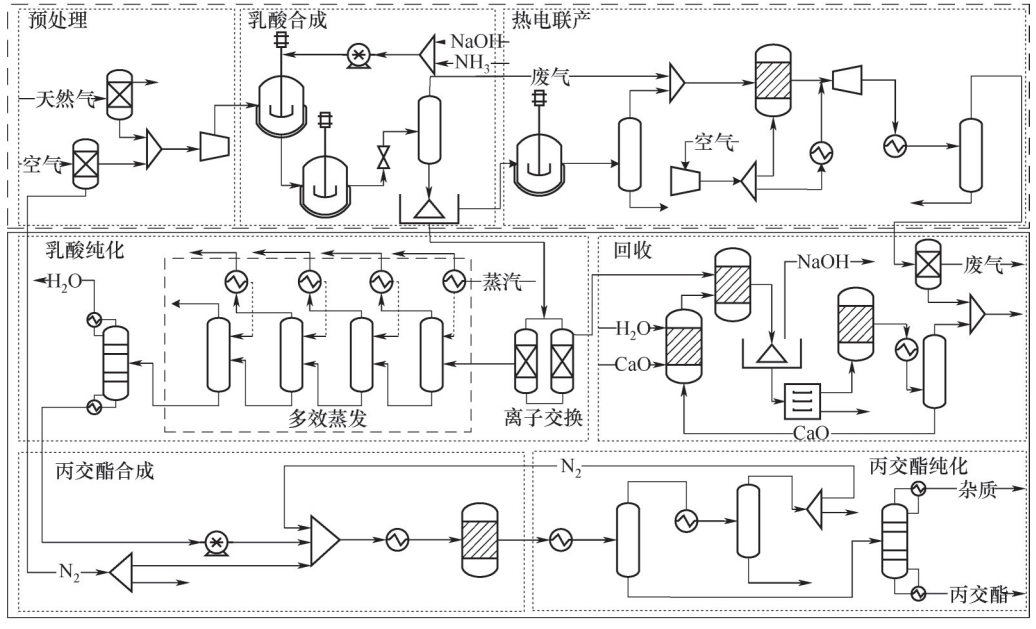
2.1 固碳率分析模型

两条路径的固碳率(η^{carbon})等于最终固定到丙交酯中的碳与系统总的输入碳的比值。

$$\eta^{\text{carbon}} = \frac{Wf^{\text{lactide}}}{\sum_k M_k f_k^{\text{carbon}}} \times 100\% \tag{7}$$



(a) S1工艺设计



(b) S2工艺设计

图1 两种可持续丙交酯生产工艺设计流程

Fig.1 Two sustainable lactide production processes

式中，W为丙交酯产量；M_k为主要原料k的流量；f^{lactide}为丙交酯的含碳率；f_k^{carbon}为主原料k的含碳率。

2.2 碳足迹分析模型

为了进一步评估两种工艺的温室气体(GHG)排放潜力，采用碳足迹模型对该工艺进行评估，参与评估的温室气体类别为CO_2和CH_4。系统边界采用“gate-to-gate”，即原材料、生产过程以及能源消耗排放都需要考虑。功能单元为1 kg丙交酯，则丙交酯的碳足迹计算如下所示：

$$\text{GHG}_{\text{Total}} = \sum \text{GHG}_p,\ p = \text{feedstock,utilities,process} \quad (8)$$

式中，$\text{GHG}_{\text{Total}}$为整个系统评估时间范围内温室气体排放总量，包括原料收集($\text{GHG}_{\text{feedstock}}$)，公用工程收集($\text{GHG}_{\text{utilities}}$)和过程排放($\text{GHG}_{\text{process}}$)。

2.3 经济性分析模型

在本节中，两条路径的总投资成本(TCI)可计

表1 关键设备选用的模型与操作参数

Table 1 Models and operating parameters selected for critical equipment

工艺	单元	设备	模型	操作参数
S1	预处理	冷却器	Heater	温度:37℃,压力:1.01 bar
	水解	水解反应器	RStoic	温度:37℃,压力:1.01 bar
	乳酸合成	发酵罐	RStoic	温度:42℃,压力:1.01 bar
	乳酸纯化	消化器	RStoic	温度:90℃,压力:1.01 bar
		多效蒸发	Flash2	温度:120℃
		精馏塔	RadFrac	塔顶压力:0.2 bar,塔底压力:0.23 bar
	丙交酯合成	反应器	RStoic	温度:240℃,压力:1 bar
	丙交酯纯化	精馏塔	RadFrac	塔顶压力:0.01 bar,塔底压力:0.02 bar
S2	预处理	压缩机	Compr	排放压力:1.18 bar
	乳酸合成	发酵罐	RStoic	温度:30℃,压力:1.18 bar
	热电联产	燃烧室	REquil	温度:1400℃,压力:17.33 bar
	回收	消化器	RStoic	温度:84℃,压力:1.01 bar
		苛化器	RStoic	温度:70℃,压力:1.01 bar
		煅烧炉	RStoic	温度:825℃,压力:1.01 bar
	乳酸纯化	多效蒸发	Flash2	温度:120℃
		精馏塔	RadFrac	塔顶压力:0.2 bar,塔底压力:0.23 bar
	丙交酯合成	反应器	RStoic	温度:240℃,压力:1 bar
	丙交酯纯化	精馏塔	RadFrac	塔顶压力:0.01 bar,塔底压力:0.02 bar

注:1 bar=0.1 MPa。

算为

$$\mathrm{TCI} = \mathrm{FCC} + \mathrm{WCC} = 1.15 \times 2.875 \times C_0\left(\frac{S}{S_0}\right)^n \tag{9}$$

式中,FCC是固定投资成本;WCC是周转成本;C_0是各单元的基本成本;S_0和S分别为基准负荷和本工艺负荷kg/s,m^3/s或MW;n是各操作单元的规模化因子[24]。

系统的总操作成本(TOC)是原材料(RMC)和公用工程成本(UC)之和。

$$\mathrm{TOC} = \mathrm{RMC} + \mathrm{UC} = \sum_i\left(c_i M_i\right) + \left(Q^{\mathrm{cu}}c^{\mathrm{cu}} + Q^{\mathrm{hu}}c^{\mathrm{hu}} + E^{\mathrm{ele}}c^{\mathrm{ele}}\right) \tag{10}$$

式中,c^{cu}、c^{hu}、c^{ele}和c_i分别为冷公用工程、热公用工程、电力以及原料(包括主要原料和辅助原料)i的价格;Q^{cu}、Q^{hu}、E^{ele}和M_i分别为冷公用工程、热公用工程、电力以及原料i的用量。

净现值(NPV)是产品总收益(TPR)和系统总成本之间的差额。

$$\begin{cases} \mathrm{NPV} = \mathrm{TPR} - \mathrm{TOC} - \mathrm{TCI} \\ \mathrm{TPR} = \sum_{j=1}^{N}\dfrac{R_j^{\mathrm{lactide}}}{(1+d)^j} \quad \left(R_j^{\mathrm{lactide}} = \mathrm{MSP} \times W_j\right) \\ \mathrm{TOC} = \sum_{j=1}^{N}\dfrac{\mathrm{TOC}_j}{(1+d)^j} \end{cases} \tag{11}$$

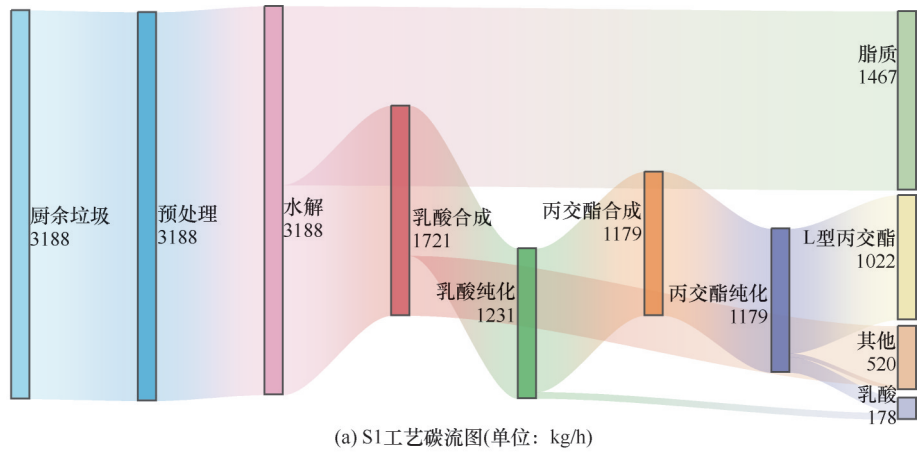
假设工厂的生命周期为N年,TCI在建设初期一次性投入,TOC和TPR使用标准贴现率d折现。TOC_j和R_j^{lactide}分别为第j年运营成本和丙交酯的收益[25]。W_j为丙交酯在j年的产量。当NPV为0时,丙交酯具有最低销售价格(MSP)。

3 可持续丙交酯生产系统分析结果

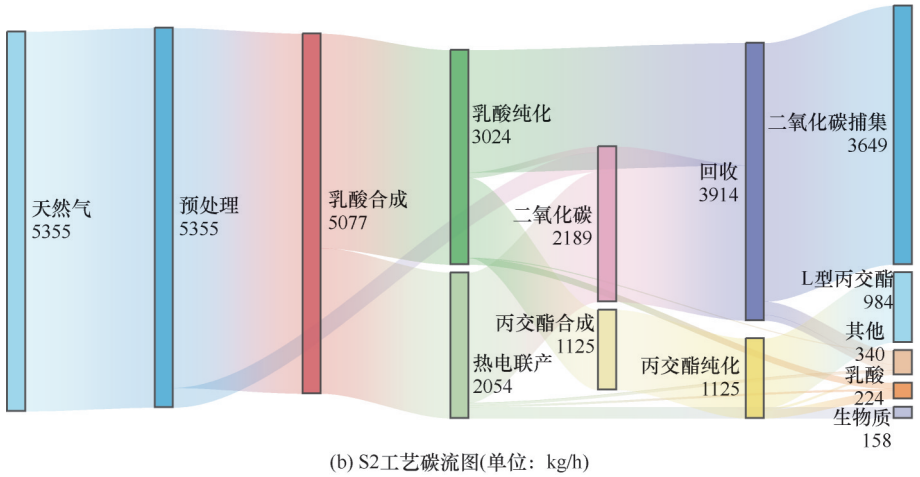
3.1 固碳能力评价

图2展示了两种工艺的碳流图。图中竖向线条代表不同的生产单元,横向线条宽度代表碳含量。图2(a)为S1的碳流图,进入该工艺的碳流量为3188 kg/h,都来自厨余垃圾。经过预处理,没有明显损失,全部完整进入水解单元。在水解单元,脂质、灰分等碳流量共1467 kg/h,通过分离直接进行排放,剩余1721 kg/h碳流量一部分转化为乳酸,其他未反应物质直接进行排放。1231 kg/h碳流量的乳酸溶液进行乳酸纯化单元进行提纯处理,该过程中1179 kg/h碳流量进入丙交酯合成单元,最终产品中含碳量为1022 kg/h。可以计算得到该工艺的固碳能力为32.07%。

图2(b)为S2工艺的碳流图。由图可知,进入该系统的总碳流量为5355 kg/h,其中CH_4和CO_2分别包括4815 kg/h和540 kg/h。经过预处理,约278 kg/h的碳直接排放,5077 kg/h的碳流量进入乳酸合成单



(a) S1工艺碳流图(单位：kg/h)



(b) S2工艺碳流图(单位：kg/h)

图2 两种工艺的碳流图

Fig.2 Carbon flow diagrams of the two processes

元，92.94%CH_4转化为乳酸和生物质。碳含量为2054 kg/h的生物质流股进入热电联产，经过燃烧发电，约1896 kg/h碳进行排放；碳含量为3024 kg/h流股进入乳酸纯化单元，1725 kg/h的碳含量进入回收单元，主要是Na_2CO_3。1125 kg/h的碳流量进入丙交酯合成单元，后续直接进入丙交酯纯化单元进行提纯，最终产品中含碳量为984 kg/h。CO_2中共有2189 kg/h碳流量进入回收单元，回收单元共有3649 kg/h的碳流量可进行CO_2捕集。最终计算可得该系统的固碳率是21.01%。

从图2可知，在设计工况下，且不考虑电力和公用工程输入碳的条件下，S1工艺的固碳能力相较于S2工艺提升52.64%，且在不考虑间接排放的前提下，S1工艺没有CO_2和CH_4等温室气体的直接排放，碳损失以固体废物的形式排放；而S2工艺生产过程存在固-液-气三种相态，天然气作为原料输入，未转化为产品的碳元素主要以CO_2的形式直接排放。

3.2 全生命周期碳足迹分析

表2为原材料和公用工程的温室气体排放潜能。两种工艺制备丙交酯的碳足迹评估结果如图3所示，它展示了整个过程的温室气体排放以及各个阶段的排放。本文中考虑的碳排放主要来自三个过程，即原料获取过程、公用工程获取过程和生产过程直接排放。

表2 原料和公用工程的温室气体排放因子

Table 2 Greenhouse gas emission factors of raw materials and utilities

种类	GHG	种类	GHG
天然气[26]	0.391 kg CO_2 eq/kg	氢氧化钠[27-28]	1.06 kg CO_2 eq/kg
电力[26]	0.365 kg CO_2 eq/kWh	氧化钙[29]	0.77 kg CO_2 eq/kg
氨气[26]	1.694 kg CO_2 eq/kg	蒸汽[30]	0.237 kg CO_2 eq/kg

由图3可知，S1工艺的温室气体排放量为9.90 kg CO_2 eq/kg，其中厨余垃圾收运和堆放过程的排放量最高，为6.69 kg CO_2 eq/kg，占比为67.58%。氧化钙获取过程的碳排放为0.61 kg CO_2 eq/kg，硫酸和水

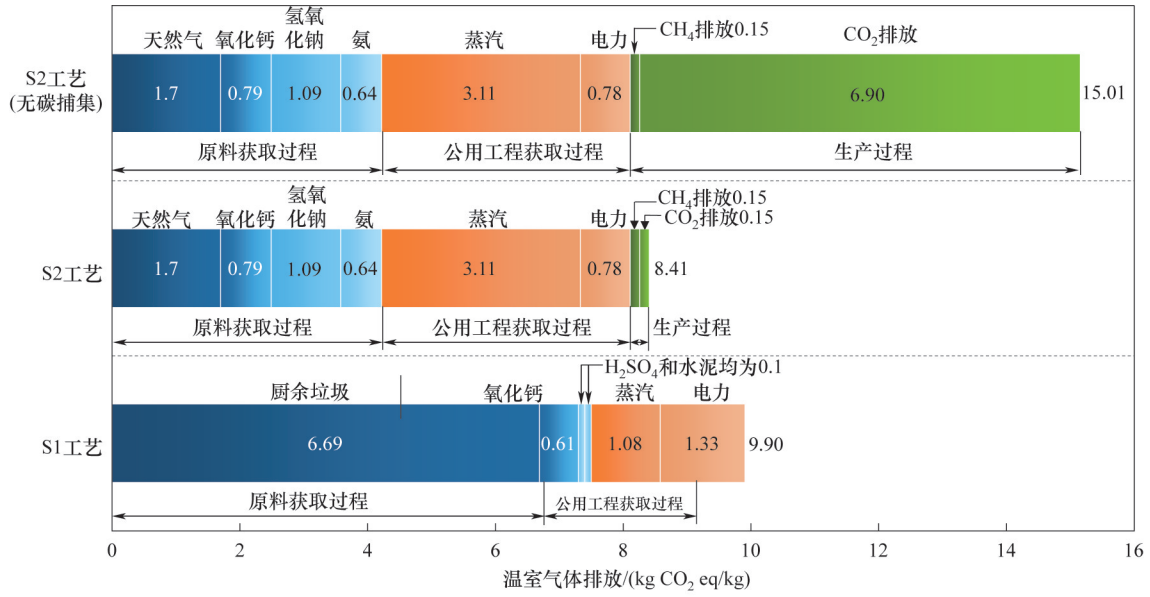


图3 两种工艺的温室气体排放

Fig.3 Greenhouse gas emissions from the two processes

泥获取过程的碳排放均为0.10 kg CO_2 eq/kg,原料获取过程总排放占比75.76%。公用工程获取阶段包括生产蒸汽和电力,二者碳排放分别为1.08 kg CO_2 eq/kg和1.33 kg CO_2 eq/kg。S1工艺无直接排放。

S2工艺的温室气体排放量为8.41 kg CO_2 eq/kg,原料获取过程的碳排放为4.22 kg CO_2 eq/kg,占比50.18%。其中,天然气开采获取过程的排放量最高,为1.7 kg CO_2 eq/kg。公用工程获取过程碳排放为3.89 kg CO_2 eq/kg。该部分排放高于S1工艺的原因是,S2为气相反应,用水量大,纯化过程能耗高,碳排放量高。且S2工艺中增加的碳捕集装置显著降低了整个过程CO_2直接排放。两个工艺对比可知,S2工艺的碳排放量相较于S1工艺降低了15.05%。进一步,本文对S2工艺中无碳捕集过程的碳足迹进行分析,无碳捕集工艺的碳排放量为15.01 kg CO_2 eq/kg,相较于S2工艺和S1工艺的碳排放分别提升78.48%和51.62%。这验证了S2中增设碳捕集单元对降低碳排放的重要作用。

3.3 经济性分析结果

本文中丙交酯产能为1.55×10^4 t/a,两种工艺的原材料消耗量如表3所示。天然气和厨余垃圾是合成过程的主要碳源,其中厨余垃圾的年消耗量为14.2×10^4 t,每天的供应量为389 t,一个常住人口大于344万的城市即可满足该规模厨余垃圾的供应。氨是主要的氮源,氢氧化钠、硫酸和氧化钙是维持弱酸性环境(pH5.0~6.5)的缓冲剂,水泥为废物固体

表3 两种工艺的原材料消耗量

Table 3 The raw material consumption of the two processes

项目	种类	单位	S1工艺	S2工艺
原料消耗	天然气	t/a	—	67304
	厨余垃圾	t/a	142000	—
	硫酸(98%)	t/a	13600	—
	氢氧化钠	t/a	—	12997
	氧化钙	t/a	8240	10092
	氨	t/a	—	5864
	水泥	t/a	1840	—
能量消耗	蒸汽	t/a	115292	333664
	电力	MW/a	59556	33128

稳定化的胶凝材料,而蒸汽和电力提供了过程中所需的热量和动力。值得注意的是,S2工艺消耗的蒸汽几乎是S1工艺的3倍。这是由于S2工艺以天然气为原料,天然气在体系中的溶解度低,导致水耗量大,进而使得蒸发所需蒸汽量大幅增加。反过来,厨余垃圾在水解前和废物填埋过程中需通过粉碎机进行粉碎,电力消耗相对较大。

两种工艺的经济性分析结果如表4所示。S1工艺的总投资成本和总操作成本均低于S2工艺。在S2过程中,由于增加了热电联产和回收单元,总投资成本是S1过程的1.77倍。总操作成本是S1工艺的2.07倍,这是由于厨余垃圾的采购成本较低,远低于天然气的成本,且转化率较高。经计算,S1工艺中丙交酯的MSP为2.98 USD/kg,与交易价格2.8

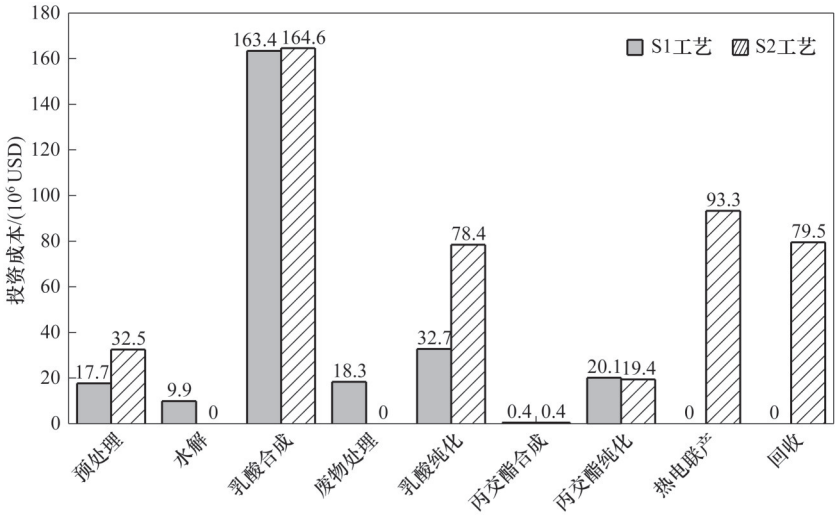
表4 两种工艺的经济性评价

Table 4 Economic evaluation of two processes

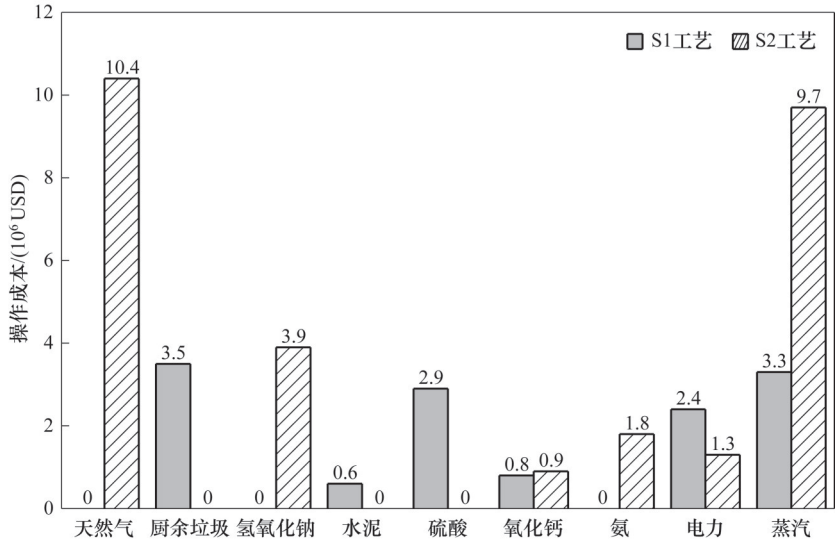
成本	S1工艺	S2工艺	差值/%
总投资成本/(10^6 USD)	262.5	468.1	78
操作成本/(10^6 USD)	13.5	27.9	107
MSP/(USD/kg)	2.98	5.84	96

USD/kg相比[17]高出6.43%。S2工艺中丙交酯的MSP为5.84 USD/kg，比S1工艺高出近0.96倍，两种工艺均缺乏市场竞争力，其中S2工艺的经济性更差。

图4(a)给出了两种工艺的投资详细结果。S1和S2工艺均包括7个单元。显然，两条工艺的乳酸合成单元资本投资都是最高的，且基本相等，所占比值分别为62.25%和35.16%，这是由于乳酸合成单元采用了昂贵的生物反应器。S2工艺的预处理单元和乳酸纯化单元成本均高于S1工艺，S2工艺采用气体原料，通过空分和变压吸附装置对原料进行处理，其成本高于S1工艺的固体原料均质化处理装置；同时为提高原料气的溶解量，发酵过程所需水量显著增加，导致后续乳酸纯化单元设备容量显著高于S1工艺，投资成本增加1.4倍。在后续研究中，采用萃取精馏法提纯乳酸将是一个较好的选择，可以显著降低能耗，提高经济效益和环境效益。两种工艺丙交酯合成和纯化单元投资成本基本相同，且占比较低，这是由于经过乳酸纯化单元，除去杂质和大量水分，流量骤降，且进入丙交酯合成单元的乳酸溶液流量基本相同。热电联产和回收单元只



(a) 两种工艺生产单元投资成本



(b) 两种工艺详细的操作成本

图4 两种工艺的经济性分析与对比

Fig.4 Economic analysis and comparison of two processes

存在于S2工艺中，由于其高温高压的操作条件，以及煅烧设备和透平的高成本，也具有较高的成本，占比分别为19.93%和16.98%。因此，去除热电联产单元，利用副产品生物质通过厌氧发酵生产沼气循环利用，减少天然气的投入和设备成本，将是提高经济性的更好方法。然而，该做法会进一步增加系统公用工程费用。因此，在系统的资金成本和运行成本之间进行权衡，才能设计出最优生产路径。水解单元和废物处理单元只存在于S1工艺，成本分别为9.9×10^6 USD和18.3×10^6 USD。其中废物处理单元主要处理硫酸钙膏体，通过固体稳定化处理后进行填埋处理。

两种工艺的操作成本包括原料成本和公用工程成本。如图4(b)所示，S1工艺总操作成本为13.5×10^6 USD。其中厨余垃圾、蒸汽和硫酸成本占比较高，分别为25.93%、24.44%和21.48%。S1工艺公用工程成本占比总和达到42.22%，该工艺中无副产生物质，不涉及热电联产，氧化钙用量极低而无须回收，耗水量远低于S2工艺，纯化单元耗能低，不考虑热集成，所需热量均来自公用工程。H_2SO_4可与乳酸钙反应生成乳酸和硫酸钙糊状物，从而实现乳酸和无机盐的分离。CaO的成本为0.8×10^6 USD，占总成本的5.93%。S1工艺中厨余垃圾价格为24.3 USD/t，远低于天然气的价格154 USD/t，导致该工艺的总成本较低。S2工艺总操作成本为28.0×10^6 USD。氢氧化钠和氨气只存在于S2工艺中，总占比20.36%。该工艺成本高度集中于天然气(10.4×10^6 USD)与蒸汽(9.7×10^6 USD)，二者占比71.78%，说明S2工艺对化石能源依赖度更高。其中，S2工艺原料为气体，需要更多的水，故纯化过程中所需蒸汽量更多。CaO的成本相对较低，占总成本的3.21%，这是由于其需求量较小。S1工艺的用电量高于S2工艺，这是由于S1工艺的预处理单元和废物处理单元需要粉碎机，用电量更多。

3.4 敏感性分析

基于3.3节投资与原料结果对比可知，两条工艺的经济性均受反应器投资、原料价格、公用工程费用及分离单元成本等多种因素的共同影响，不同单元设备、原料价格和产品转化率等的波动均可能对丙交酯MSP产生影响。为进一步量化各关键参数对MSP的敏感程度，识别工艺优化的核心瓶颈与潜在风险点，本文对两条路径分别展开敏感性分析。图5展示了各关键技术和经济参数在基准值±30%扰动区间内，对单位产品MSP的边界影响幅

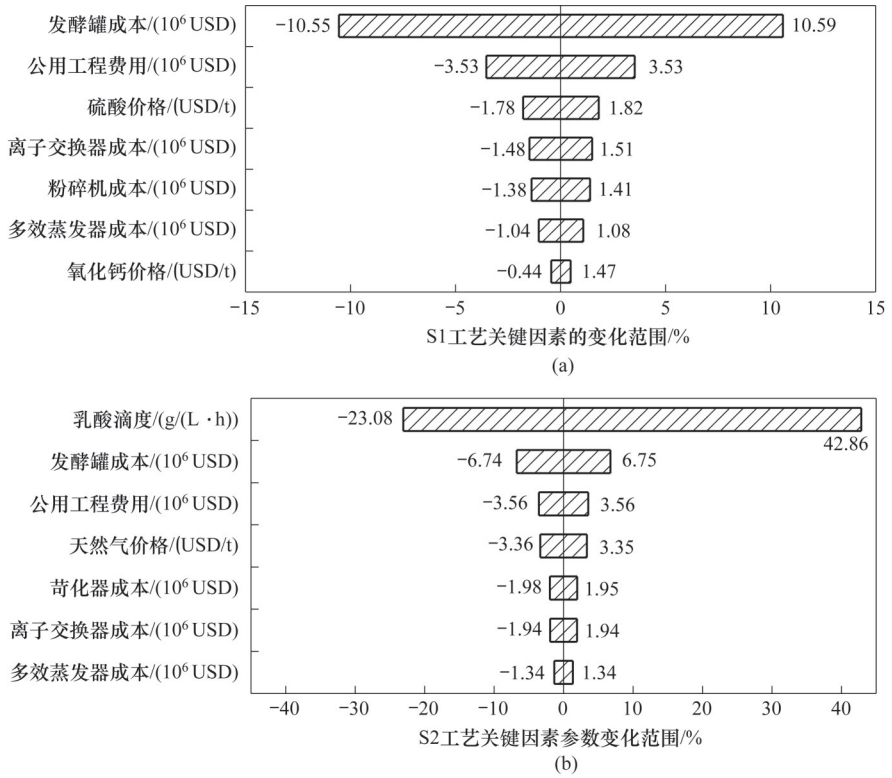


图5 两种工艺关键因素的灵敏度分析

Fig.5 Sensitivity analysis of the key factors of two processes

度和敏感性排序。

S1工艺的关键因素的影响幅度由高到低如图5(a)所示，该工艺的乳酸合成过程属于同型乳酸发酵途径。葡萄糖转化为乳酸的产率已处于较高水平[31]。与原料价格、能耗、投资等对经济性影响显著的因素相比，其已不是敏感性最强的关键参数。其中，发酵罐成本的影响幅度最大，是决定S1工艺经济性的核心因素。作为乳酸合成单元的核心反应设备，其投资在总资本投资中占比62.25%。发酵罐成本±30%的波动可导致产品MSP在近±10.6%水平变化，说明S1工艺的经济性高度依赖发酵装备的投资强度与容积产率；提升发酵强度、缩小反应器体积、提高设备利用率是降低该因子敏感性的关键技术路径。公用工程费用对MSP的影响仅次于发酵罐成本。公用工程涵盖多个核心单元，是总操作成本的核心构成部分(42.22%)，其高敏感性反映出S1工艺能耗较大，需通过热集成和余热回收等技术手段，降低工艺的能耗敏感性，实现节能降耗。硫酸价格影响相对较弱。作为S1工艺中的关键消耗性原料，其成本刚性较强，可采用膜分离、电渗析、萃取等非消耗型分离工艺替代该工艺，降低原料价格波动带来的经济风险。其他因素的影响小于±2%。因此，在各关键参数±30%的扰动范围内，为提升工艺的经济稳健性，应优先围绕发酵罐强化、热网络集成优化、非消耗型乳酸分离技术替代三大方向，开展过程集成与节能降耗改造，进一步压缩工艺成本，降低经济风险。

S2工艺的关键因素的影响幅度由高到低如图5(b)所示，其中乳酸滴度的影响幅度最大，是决定S2工艺经济性的核心因素。乳酸滴度±30%波动可导致丙交酯的MSP在−23.08%~42.86%变化，说明S2工艺的经济性高度依赖发酵效率；通过菌种改造、发酵工艺优化提升乳酸滴度与产率，是降低该因子敏感性的核心技术路径。发酵罐成本作为次敏感因子，其投资在总投资中占比35.18%，可导致MSP产生−6.74%~6.75%的变化；可通过发酵工艺强化缩小反应器体积、采用模块化设计提升设备利用率，或推进装备国产化降低投资强度，以削弱该因子对经济性的约束。公用工程费用和天然气价格的影响在±3%~±4%，相对于前两个因素影响较小。其他因素的影响小于±2%。

图6展示了S1工艺中政府补贴与MSP之间的负相关关系，随着政府补贴值从0 USD/t提升至50 USD/t，产品最低销售价格由2.98 USD/kg逐步降至2.54 USD/kg，体现出政府补贴对降低MSP的直接支撑作用。生物转化过程的政府补贴约为32.35 USD/t，丙交酯的MSP为2.69 USD/kg，这一节点可作为工艺经济性的关键参考基准。当政府补贴值为20 USD/t时，丙交酯的MSP为2.8 USD/kg，该工艺开始具有市场竞争力。在无补贴或补贴低于20 USD/t时，MSP高于2.8 USD/kg，市场竞争力较弱；当补贴超过20 USD/t后，MSP逐步降至2.8 USD/kg以下，工艺经济性显著改善，进一步增强了产品的市场渗透能力。

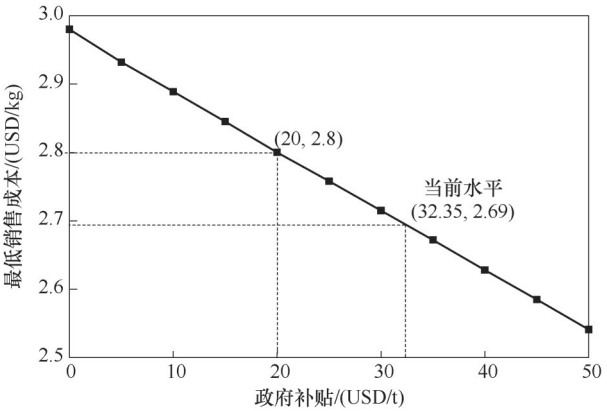


图6 S1工艺政府补贴对最低销售价格的影响

Fig.6 The impact of government subsidies on the MSP of S1 process

综上，在各关键参数的扰动范围内，乳酸发酵单元的技术性能与核心设备投资为关键敏感性因素，表明本工艺的经济性主要受生物反应单元效率、核心设备投资强度的共同约束。为提升工艺的经济性，应优先围绕提升发酵效率和降低核心装备投资两大方向，进一步压缩工艺成本，降低经济风险。从扰动区间与风险不对称性来看，乳酸滴度的提升增益幅度显著高于下降的损失幅度，呈现出工艺技术优化收益大于性能波动风险的特征。这表明本工艺在发酵效率提升方面具备显著的成本下降空间，可通过针对性改进增强经济可行性。特别地，对S1工艺，政府补贴是提升经济性的核心外部驱动因素，通过梯度化补贴政策可有效降低MSP，推动工艺的市场化应用。

4 结 论

针对聚乳酸(PLA)产业依赖粮食基原料所引发的资源冲突与成本制约问题，结合生物−化学合成

融合策略的发展趋势，本文构建了以第二代/第三代原料合成丙交酯的两种工艺，并从固碳率、环境性和经济性三个维度对两种工艺进行了系统的分析和对比。同时，通过敏感性分析识别了影响两条工艺经济性性能的关键因素，明确了影响两种工艺的成本瓶颈和未来工艺改进方向，为可持续丙交酯工艺的技术优化、成本削减和绿色生产提供了理论支持。主要结论如下。

（1）S1工艺中丙交酯产品的含碳量为1022 kg/h，该工艺的固碳能力为32.07%；S2工艺中丙交酯产品的含碳量为984 kg/h，该工艺的固碳率达到21.01%。相较于S2工艺，S1工艺的固碳能力提升52.64%。这一优势主要因为S2工艺存在乳酸选择性差、滴度低、副产生物质产能高的问题，而S1工艺可实现厨余垃圾水解葡萄糖向乳酸的高效转化。碳足迹分析表明，S1工艺温室气体排放量为9.90 kg CO_2 eq/kg；S2工艺温室气体排放量为8.41 kg CO_2 eq/kg。通过对比，S2工艺的碳排放量相较于S1工艺降低了15.05%。进一步对S2工艺中无碳捕集过程的碳足迹分析发现，无碳捕集工艺碳排放量为15.01 kg CO_2 eq/kg，相较于S2工艺和S1工艺碳排放分别提升78.48%和51.62%。

（2）经济性对比结果表明，S1工艺的总投资成本和总操作成本均低于S2工艺。由于S2工艺进行了热集成，并增加了热电联产和回收单元，总资本投资成本是S1工艺的1.77倍。而S2工艺的原料为气体，生产纯化过程耗能更高，且原料价格远高于S1工艺，导致总操作成本是S1工艺的2.07倍。S1和S2工艺中丙交酯的MSP分别为2.98 USD/kg和5.84 USD/kg，比S1工艺高出近0.96倍，当前两种S2工艺均不具有市场竞争力，但S1工艺整体综合性能更优。

（3）敏感性分析表明，通过引入政府补贴，S1工艺的MSP降低至2.69 USD/kg，该工艺具备市场竞争力，体现出政府补贴对降低MSP的直接支撑作用。S1工艺关键因素为发酵罐成本，是决定S1工艺经济性的核心瓶颈，其波动可导致最低售价（MSP）产生±10.6%的变化，通过提升发酵强度及设备利用率可显著降低最低售价；S2工艺的关键影响因素为乳酸滴度，其波动可导致最低售价在-23.08%~42.86%范围内变化。因此，通过菌种改造、发酵工艺优化以提高乳酸滴度，是提升S2工艺经济性的核心措施。

符 号 说 明

C——各单元成本，10^6 USD
c——原材料价格
d——标准贴现率
E——耗电量
FCC——固定投资成本，10^6 USD
f——碳含率，kg C/kg原料
GHG——温室气体排放潜力，kg CO_2 eq/kg
M——原料使用量，kg/a
MSP——最低销售价格，USD/kg
N——工厂的生命周期
NPV——净现值，10^6 USD
n——各操作单元的规模化因子
Q——公用工程用量
R——丙交酯的收益，10^6 USD
RMC——总原材料成本，10^6 USD
S——工艺负荷，kg/s，m^3/s或MW
TCI——总资本投资成本，10^6 USD
TOC——总操作成本，10^6 USD
TPR——产品总收益，10^6 USD
UC——总公用工程成本，10^6 USD
WCC——周转资本成本，10^6 USD
η——效率（固碳率），%

上角标

carbon——碳元素
cu——冷公用工程
ele——电力
hu——热公用工程
lacitide——丙交酯

下角标

feedstock——原料排放
i——原料种类
j——年限
k——主要原料种类
process——过程排放
total——总排放
utilities——公用工程排放
0——基准

参考文献

[1] 瞿旭东, 唐功利, 丁奎岭. 打破学科界限——合成科学的新发展[J]. 合成生物学, 2024, **5**(5): 909-912.
Qu X D, Tang G L, Ding K L. Breaking the boundaries of disciplines—the new developments of synthetic science[J]. Synthetic Biology Journal, 2024, **5**(5): 909-912.

[2] Xi J, Ma J H, Yang Y Q, et al. Chemo-bio catalytic strategy for upcycling carbonaceous waste to value-added products[J]. Carbon Future, 2026, **3**(1): 9200065.

[3] Rajeshkumar G, Arvindh Seshadri S, Devnani G L, et al. Environment friendly, renewable and sustainable poly lactic acid (PLA) based natural fiber reinforced composites — a comprehensive review[J]. Journal of Cleaner Production, 2021, **310**: 127483.

[4] Qiu J F, Tao K N, Yang Y C, et al. Environmental impacts of polylactic acid synthesis *via* diverse biorefinery strategies: progressive analysis based on dynamic lifecycle assessment[J]. ACS Sustainable Chemistry & Engineering, 2025, **13**(2): 898-910.

[5] Mehmood A, Raina N, Phakeenuya V, et al. The current status and market trend of polylactic acid as biopolymer: awareness and needs for sustainable development[J]. Materials Today: Proceedings, 2023, **72**: 3049-3055.

[6] 胡彪, 黄吉东, 苑凯, 等. 我国聚乳酸产业发展现状及对策建议[J]. 塑料工业, 2025, **53**(11): 10-16, 41.
Hu B, Huang J D, Yuan K, et al. Development statuses and countermeasures of Chinese polylactic acid industry[J]. China Plastics Industry, 2025, **53**(11): 10-16, 41.

[7] 王成龙, 高维圣, 张颖超, 等. 我国生物基材料产业发展现状及趋势[J]. 化学工业, 2024, **42**(4): 40-46.
Wang C L, Gao W S, Zhang Y C, et al. Development situation and tendency of bio-based materials industry in China[J]. Chemical Industry, 2024, **42**(4): 40-46.

[8] Babu R P, O′Connor K, Seeram R. Current progress on bio-based polymers and their future trends[J]. Progress in Biomaterials, 2013, **2**(1): 8.

[9] 刘春阳, 叶强. 聚乳酸产业发展机遇与挑战[J]. 当代石油石化, 2022, **30**(1): 22-27.
Liu C Y, Ye Q. Development opportunities and challenges of polylactic acid industry[J]. Petroleum & Petrochemical Today, 2022, **30**(1): 22-27.

[10] 孙晓红, 汪群慧, 马睿, 等. 用厨房垃圾的乳酸发酵液合成丙交酯的研究[J]. 高校化学工程学报, 2005, **19**(6): 859-863.
Sun X H, Wang Q H, Ma R, et al. Study on synthesis of lactide originated from kitchen garbage[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2005, **19**(6): 859-863.

[11] Fei Q, Liang B B, Tao L, et al. Biological valorization of natural gas for the production of lactic acid: techno-economic analysis and life cycle assessment[J]. Biochemical Engineering Journal, 2020, **158**: 107500.

[12] Tan C L, Tao F, Xu P. Direct carbon capture for the production of high-performance biodegradable plastics by cyanobacterial cell factories[J]. Green Chemistry, 2022, **24**(11): 4470-4483.

[13] Zhang R R, Jia S Y, Li J, et al. Techno-economic assessment of a closed-loop circular economy for polylactic acid[J]. ACS Sustainable Chemistry & Engineering, 2025, **13**(29): 11226-11237.

[14] Rueda-Duran C A, Ortiz-Sanchez M, Cardona-Alzate C A. Detailed economic assessment of polylactic acid production by using glucose platform: sugarcane bagasse, coffee cut stems, and plantain peels as possible raw materials[J]. Biomass Conversion and Biorefinery, 2022, **12**(10): 4419-4434.

[15] Ma K D, Hu G Q, Pan L W, et al. Highly efficient production of optically pure L-lactic acid from corn stover hydrolysate by thermophilic *Bacillus coagulans*[J]. Bioresource Technology, 2016, **219**: 114-122.

[16] Liu S, Wang Q H, Li Y, et al. Highly efficient oriented bioconversion of food waste to lactic acid in an open system: microbial community analysis and biological carbon fixation evaluation[J]. Bioresource Technology, 2023, **370**: 128398.

[17] Kwan T H, Hu Y Z, Lin C S K. Techno-economic analysis of a food waste valorisation process for lactic acid, lactide and poly (lactic acid) production[J]. Journal of Cleaner Production, 2018, **181**: 72-87.

[18] 徐彦芹, 杨锡智, 罗若诗, 等. 合成生物学在生物基塑料制造中的应用[J]. 化工学报, 2020, **71**(10): 4520-4531.
Xu Y Q, Yang X Z, Luo R S, et al. Application of synthetic biology in manufacture of bio-based plastics[J]. CIESC Journal, 2020, **71**(10): 4520-4531.

[19] Henard C A, Smith H, Dowe N, et al. Bioconversion of methane to lactate by an obligate methanotrophic bacterium[J]. Scientific Reports, 2016, **6**: 21585.

[20] Yu W, Zhang C Y, Li Y X, et al. Methanol biotransformation for the production of biodegradable plastic monomer L-lactate in yeast[J]. Nature Communications, 2025, **16**: 10756.

[21] Henard C A, Franklin T G, Youhenna B, et al. Biogas biocatalysis: methanotrophic bacterial cultivation, metabolite profiling, and bioconversion to lactic acid[J]. Frontiers in Microbiology, 2018, **9**: 2610.

[22] Garg S, Clomburg J M, Gonzalez R. A modular approach for high-flux lactic acid production from methane in an industrial medium using engineered *Methylomicrobium buryatense* 5GB1[J]. Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology, 2018, **45**(6): 379-391.

[23] 胡建军. 聚乳酸合成技术研究进展[J]. 化工进展, 2012, **31**(12): 2724-2728, 2735.
Hu J J. Research progress in polylactic acid synthesis[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2012, **31**(12): 2724-2728, 2735.

[24] Munagala M, Shastri Y, Nalawade K, et al. Life cycle and economic assessment of sugarcane bagasse valorization to lactic acid[J]. Waste Management, 2021, **126**: 52-64.

[25] Spurgeon J M, Kumar B. A comparative technoeconomic analysis of pathways for commercial electrochemical CO_2 reduction to liquid products[J]. Energy & Environmental Science, 2018, **11**(6): 1536-1551.

[26] Demirhan C D, Tso W W, Powell J B, et al. Sustainable ammonia production through process synthesis and global optimization[J]. AIChE Journal, 2019, **65**(7): e16498.

[27] Ouffa N, Trauchessec R, Benzaazoua M, et al. A methodological approach applied to elaborate alkali-activated binders for mine paste backfills[J]. Cement and Concrete Composites, 2022, **127**: 104381.

[28] Turner L K, Collins F G. Carbon dioxide equivalent (CO_2-e) emissions: a comparison between geopolymer and OPC cement concrete[J]. Construction and Building Materials, 2013, **43**: 125-130.

[29] Shahbaz F, Singh I, Krishnan P, et al. Life cycle assessment of brucite and synthetic MgO produced from reject brine using different alkalis[J]. Journal of Cleaner Production, 2022, **380**: 135071.

[30] Heo S, Park H W, Lee J H, et al. Design and evaluation of sustainable lactide production process with an one-step gas phase synthesis route[J]. ACS Sustainable Chemistry & Engineering, 2019, **7**(6): 6178-6184.

[31] Thygesen A, Tsapekos P, Alvarado-Morales M, et al. Valorization of municipal organic waste into purified lactic acid[J]. Bioresource Technology, 2021, **342**: 125933.