研究论文

DOI: 10.12211/2096-8280.2026-054

秸秆糖的干法生物炼制生产及其技术经济性评价

韩涛，向志强，UMUTUMWA Eric Principe，张斌，鲍杰
（华东理工大学 生物工程学院 生物反应器工程全国重点实验室，上海 200237）

摘要：糖是生物制造和合成生物产业的核心原料和物质基础。来自玉米原料的淀粉糖体量远不足以支撑未来大规模生物制造和合成生物学产业所需糖原料的体量。通过生物炼制技术从木质纤维素类非粮生物质（如农作物秸秆）生产秸秆糖是未来最重要的出路之一。目前常规生物炼制技术存在着大量有毒废水排放、低转化指标、高化石能源消耗等重大技术障碍。本文以突破上述关键技术障碍为目标，通过干法预处理、低酶糖化、液态生物脱毒等步骤构成的干法生物炼制技术为过程平台，对零废水/零抑制物排放、过程能量自给以及低水耗、低腐蚀、长期储存等因素限制下的秸秆糖过程技术和技术经济性进行了深入研究。对以麦秆为原料的干法生物炼制技术生产秸秆糖的转化、排放、能耗等指标，以及发酵性能、稳定性、可运输性等各方面进行了实验研究；以年加工5万吨（干重）麦秆原料生产秸秆糖的干法生物炼制过程为案例进行了技术经济性分析。结果表明，干法生物炼制生产秸秆糖在转化、排放、能耗、成本等各项可量化指标方面与玉米干法加工生产葡萄糖基本一致，而生产成本仅为淀粉糖的一半。本研究为非粮生物质为原料进行大宗生物基化学品的低碳制造提供了可规模化供应的糖原料平台，也为合成生物学研究提出了丰富的科学问题，并极大拓展了其研究领域。

关键词：干法生物炼制；秸秆糖；非粮生物质；零废水排放；能耗；发酵性能；技术经济性评价

中图分类号：Q819　　**文献标志码：**A

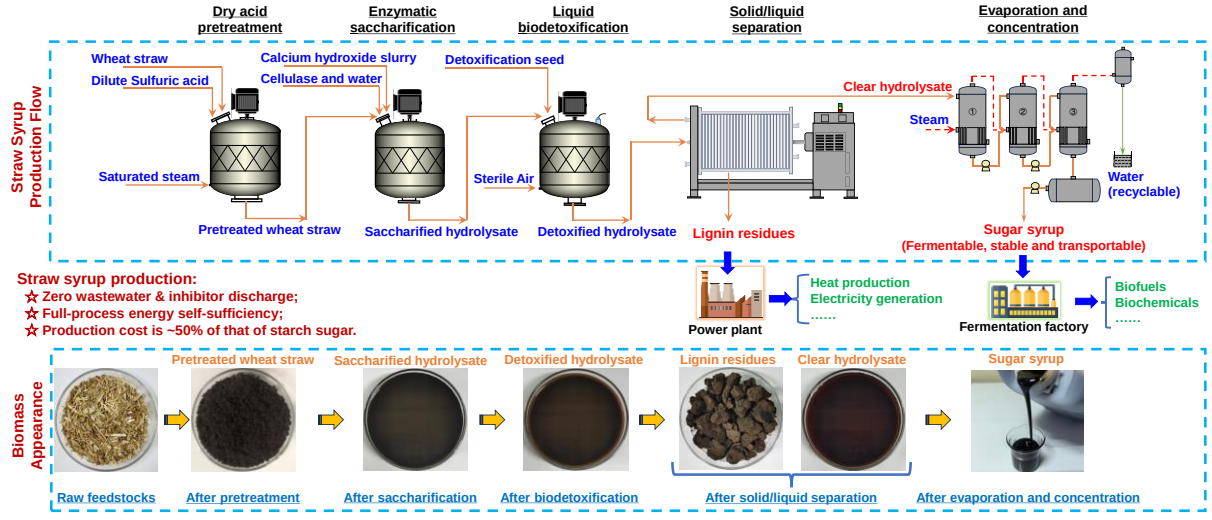
Dry biorefining production of straw sugar from wheat straw feedstock and its techno-economic assessment

HAN Tao，XIANG Zhiqiang，UMUTUMWA Eric Principe，ZHANG Bin，BAO Jie
（*East China University of Science and Technology*， *School of Bioengineering*， *State Key Laboratory of Bioreactor Engineering*，*Shanghai 200237*， *China*）

Abstract: Sugar serves as the core raw material and material foundation of the biomanufacturing industry, and also constitutes the essential carbon source and energy supply for the growth of downstream cell factories in synthetic biology and their conversion to target products. Starch-derived sugars from corn-based feedstocks are far from sufficient to meet the demand for sugar feedstocks required by future large-scale biomanufacturing and the

收稿日期：2026-06-09 修回日期：2026-09-16
基金项目：国家重点研发计划（2023YFA0914400）
引用本文：韩涛，向志强，UMUTUMWA Eric Principe，张斌，鲍杰. 秸秆糖的干法生物炼制生产及其技术经济性评价[J]. 合成生物学，2026，7. DOI：10.12211/2096-8280.2026-054
Citation：HAN Tao，XIANG Zhiqiang，UMUTUMWA Eric Principe，ZHANG Bin，BAO Jie. Dry biorefining production of straw sugar from wheat straw feedstock and its techno-economic assessment[J]. Synthetic Biology Journal，2026，7. DOI：10.12211/2096-8280.2026-054

industrialization of synthetic biology. The production of straw sugar from lignocellulosic non-food biomass (e.g., crop straw) via biorefinery technologies represents one of the most promising pathways forward. However, current conventional biorefinery technologies face major technical obstacles, including the discharge of large volumes of toxic wastewater, low conversion performance, and high fossil energy consumption. Aiming to overcome these key technical barriers, this study employs a dry biorefining technology platform consisting of dry pretreatment, low-enzyme saccharification, and liquid-phase biodetoxification steps to conduct an in-depth investigation into the process technology and techno-economics of straw sugar production under the constraints of zero wastewater/inhibitor discharge, process energy self-sufficiency, low water consumption, low corrosiveness, and long-term storage. Experimental studies were carried out on the conversion, emission, and energy consumption metrics, as well as the fermentation performance, stability, and transportability of straw sugar produced via the dry biorefining technology using wheat straw as the feedstock. A techno-economic analysis was performed based on a case study of a dry biorefining process with an annual processing capacity of 50,000 metric tons (dry weight) of wheat straw for straw sugar production. The results show that all quantifiable metrics—including conversion, emissions, energy consumption, and cost—of straw sugar production via dry biorefining are essentially consistent with those of glucose production via dry corn processing, while the production cost is only half that of starch sugars. This study establishes a scalable sugar feedstock platform for the low-carbon production of bulk bio-based chemicals from non-food biomass. In addition, it raises a wealth of scientific questions for synthetic biology research and significantly expands the frontiers of this field.



Keywords: dry biorefinery technology; straw sugar; non-food biomass; zero wastewater generation; energy consumption; fermentation performance; techno-economic assessment

糖是生物制造和合成生物产业的核心原料和物质基础。我国每年用于生产淀粉糖、酒精、氨基酸等的玉米深加工消费量约为数千万吨[1, 2]。在“双碳”目标和粮食安全的双重背景下，以玉米等粮食原料生产工业发酵用糖的产能难以进一步扩张。因此，通过先进生物炼制技术生产秸秆糖，替代我国每年数千万吨的淀粉糖，是未来大规模生物制造产业所需糖的根本出路[3, 4]。秸秆糖是一种由葡萄糖、木糖以及少量其它单糖（阿拉伯糖、半乳糖、甘露糖）组成的混合糖，其对淀粉糖的替代必须建立在发酵性能相当、过程排放和能耗接近（或更低）、总体成本更低等综合指标的基础上。当前，我国年产粮食已超过7亿吨[5]，仅主粮作物的秸秆年产量即达8-10亿吨[6]，约为粮食总

产量的1.5倍、工业原料用粮食的30倍，且其价格只有粮食的1/10，具有秸秆糖生产的巨大潜力。从过程效率的角度，酶水解生成的高浓度单糖会对纤维素酶活性产生产物抑制，导致以秸秆糖为终产品的过程效率低于同步糖化与发酵方式。然而，从产业链协同的角度，将秸秆糖生产作为独立环节，可以规避生物炼制加工链中各环节功能不匹配的问题，从而提升生物炼制技术工业应用的可行性。

生物炼制加工链涵盖原料收集、预处理、糖化、脱毒、发酵和产物提纯等诸多复杂步骤[7-11]。过去十年（2013-2023年）全球纤维素乙醇产业化示范表明，现有生物炼制技术在排放、能耗、得率和成本等方面存在显著的技术经济不合理性。主要障碍包括：（i） 预处理和脱毒步骤产生巨大的有毒废水排放[12-17]，进而引发大量秸秆糖损失、抑制物外逸、高难度废水生化处理及设备腐蚀加剧等问题；（ii） 难以在低糖耗、低成本、低排放、低能耗的前提下实现高浓度抑制物的完全脱除[18]；（iii） 过程化石资源能耗量巨大。上述技术障碍不仅制约了秸秆糖作为大宗工业原料的经济可行性，也从根本上限制了合成生物学在非粮生物质转化领域的应用空间。目前，大量产业新闻报道中的秸秆糖技术仅展示了秸秆糖样品，缺乏系统的技术参数、排放数据、能耗指标及技术经济分析等公开信息，相关实验室小试数据也鲜有披露。这一状况不利于秸秆糖技术的产业化应用。

针对上述问题，本文以典型非粮生物质麦秆为原料，构建并实验测试了一套包括高固含量干法预处理、低酶用量酶解糖化、选择性生物脱毒以及糖精制提纯等环节在内的秸秆糖干法生物炼制平台技术[19-22]。该技术不仅实现了工艺用水内部循环、无外排有毒废水、零有毒抑制物排放、过程能量自给，还兼具低水耗、低腐蚀及原料可长周期储存等优势。在此技术平台下，秸秆糖的生产成本仅为淀粉糖（玉米来源的葡萄糖）的一半；获得的秸秆糖在乙醇、L-乳酸和微生物油脂等产品的转化和技术经济指标上与玉米干法加工相近，且具备优良的储运性能。本文为非粮生物质低碳、环保、可持续地生产秸秆糖提供了重要的技术支撑。

1 材料和方法

1.1 原料

麦秆原料2024年9月收集于河南郸城。为保持麦秆的原有特性，不进行除尘处理，仅简单粉碎后过筛（筛孔圆直径10 mm）后室温储存。基于干重的原始麦秆组分参照美国国家可再生能源实验室（NREL）的两步酸解法[23, 24]进行测定。该批麦秆含有纤维素38.78% ± 0.92%，木聚糖20.35% ± 0.33%，木质素17.80% ± 3.25%，灰分7.61% ± 1.26%。

甘蔗糖蜜2025年3月购于广西南宁。其总糖质量占比为47.49% ± 0.45%，其中蔗糖质量占比38.98% ± 0.17%，单糖质量占比8.51% ± 0.28%。使用比重瓶测得常温条件下甘蔗糖蜜的密度为1.423 ± 0.004 g/cm^3。

玉米颗粒2024年春季购于吉林长春。经干磨、过筛（60目，筛孔直径0.3 mm）后制成玉米粉，装入密封塑料袋中储存。采用Ewers偏振法（国际标准：ISO 10520）测定玉米粉的淀粉含量为76.9%（基于干重）[25]，采用Bradford法测定蛋白质含量为16.1%（基于干重）[26]。

1.2 酶和试剂

纤维素酶Cellic CTec 3.0购自诺维信（中国）生物技术有限公司，其蛋白质浓度为90.1 mg/mL[26]，滤纸酶活为220.2 FPU/mL。耐高温α-淀粉酶HTAA购自山东隆科特酶制剂有限公司，糖化酶（葡萄糖淀粉酶）购自张家港大恒生物科技有限公司，酶活分别为20，000 U/g和100，000 U/g。

酵母提取物和蛋白胨均购自英国Oxoid公司。工业级酵母粉购自安琪酵母股份有限公司，玉米浆购自济南清岸化工有限公司。一水葡萄糖等化学试剂购自上海泰坦科技股份有限公司。

总酚测定试剂盒和还原糖测定试剂盒均购自苏州格锐思生物科技有限公司。

1.3 菌种和培养基

生物脱毒所用菌株为宛氏拟青霉*Paecilomyces*

variotii ZW70（CCTCC M 20241863）[27]。该菌是在高浓度抑制物环境下经过长周期适应性进化所得，具备很强的抑制物脱除能力。首先在PDA固体培养基平板上对*P. variotii* ZW70进行初步活化，随后在液体培养基中扩培。具体扩培操作：用10 mL 0.05%（w/w）的Tween-80溶液洗脱PDA平板上的*P. variotii* ZW70孢子，转移到装有100 mL SM液体培养基的500 mL摇瓶内；在37 ℃、300 rpm好氧培养24 h后获得*P. variotii* ZW70种子液。脱毒过程所需培养基包括：（1） PDA固体培养基（去皮马铃薯200 g/L，一水葡萄糖22 g/L，琼脂25 g/L）；（2） 液体培养基（KH_2PO_4 2 g/L，$CaCO_3$ 1 g/L，$(NH_4)_2SO_4$ 1 g/L，酵母提取物1 g/L，$MgSO_4·7H_2O$ 1 g/L，一水葡萄糖22 g/L）。

乙醇发酵菌株为酿酒酵母*Saccharomyces cerevisiae* Z100（CGMCC 17734）[28]。该菌是在麦秆水解液中经过为期91天的热胁迫适应性进化所得，具备耐高温和多种糖共利用的能力。从-80 ℃冰箱取出菌株，用YPD培养基在30 ℃，200 rpm摇床中活化24 h；随后取10%（v/v）的种子液转接至新鲜的YPD培养基中继续活化24 h（30 ℃，200 rpm）。在种子三次活化阶段，采用15%固含量的脱毒后麦秆糖化液作为发酵前活化培养基，接种量为10%（v/v），仍于30 ℃、200 rpm摇床中培养24 h。乙醇发酵的种子培养基和发酵营养盐配方如下：（1） 种子活化阶段YPD培养基：一水葡萄糖22 g/L，蛋白胨10 g/L，酵母提取物20 g/L；（2） 乙醇同步糖化与共发酵（SSCF）阶段营养物质：玉米浆（基于干重）10 g/L，三水合磷酸氢二钾2.6 g/L，硫酸铵2 g/L，七水硫酸镁2 g/L。

L-乳酸发酵菌株为经过218天高温（45 ℃）适应性进化的乳酸片球菌*Pediococcus acidilactici* HT150（CCTCC M 20251092），具备高效协同利用木质纤维素衍生的单糖来合成L-乳酸的能力，且其高温乳酸发酵性能要优于另一株乳酸发酵菌*P. acidilactici* ZB220（CGMCC M 2023151）[29]。从-80℃冰箱取出*P. acidilactici* HT150菌株，用MRS培养基在42 ℃，150 rpm摇床中活化6 h；然后取10%（v/v）的一级种子液转接至新鲜MRS培养基中继续活化6 h（42℃，150 rpm）。在种子二次活化阶段，加入1%（v/v）的糖化酶以防止絮凝，并加入相当于二次活化培养基中总糖质量60%的碳酸钙粉末。乳酸发酵的种子培养基和发酵营养盐配方如下：（1） 种子活化阶段MRS培养基：一水葡萄糖22 g/L，蛋白胨10 g/L，酵母提取物10 g/L，乙酸钠5 g /L，柠檬酸氢二铵2 g/L，三水合磷酸氢二钾2.6 g/L，七水硫酸镁0.58 g/L，一水硫酸锰0.25g /L；（2） 乳酸SSCF阶段营养物质：工业级酵母粉25 g/L、柠檬酸氢二铵2 g/L、一水硫酸锰0.25 g/L。

油脂发酵菌株为皮状丝孢酵母*Trichosporon cutaneum* YY52E（CCTCC M 20222050），经过长周期超离心力胁迫结合纤维素酶适应性进化所得，可稳定适用于高初始糖浓度（~180 g/L）的发酵体系。从-80℃冰箱取出菌株，用YPD固体培养基平板在30 ℃培养箱中活化2天；挑取单菌落在新鲜YPD液体培养基中活化12 h（30 ℃，200 rpm）；然后以10%（v/v）接种量转接至液体合成培养基中（同时添加2%（v/v）纤维素酶），在30 ℃，200 rpm摇床中培养5天；最后以10%（v/v）接种量再次接种于液体合成培养基中，相同条件下培养3天（培养基中的葡萄糖基本被消耗殆尽），用于3L罐油脂发酵。发酵条件为30 ℃、600 rpm、通气量1 vvm。油脂发酵的种子培养基和发酵营养盐配方如下：（1） 种子活化阶段YPD培养基：一水葡萄糖22 g/L，蛋白胨20 g/L，酵母提取物10 g/L；（2） 种子活化阶段液体合成培养基：一水葡萄糖120 g/L，KH_2PO_4 1.0 g/L，酵母提取物1.0 g/L，$MgSO_4·7H_2O$ 1 g/L，$(NH_4)_2SO_4$ 0.44 g/L；（3） 油脂发酵阶段营养盐配方：KH_2PO_4 1.0 g/L，酵母提取物1.0 g/L，$MgSO_4·7H_2O$ 1 g/L，$(NH_4)_2SO_4$ 0.44 g/L。

1.4 干法生物炼制操作

干法生物炼制微型工厂由干法预处理反应器、酶解糖化反应器、液态生物脱毒反应器，以及系列发酵评价反应器系统和分离纯化系统组成。该微型工厂处理能力以20L干法预处理反应器（如附图1所示）的加工能力为基准[30, 31]，单批次处理1.2 kg干麦秆，每小时完成4次预处理操作（即每小时处理4.8 kg干麦秆）；若按年操作时间8，000 h来计算，所用微型工厂加工能力为年处理~40吨干

麦秆原料。

干法预处理的酸催化剂用量为38 mg/g干麦秆[32]，固体部分（干麦秆）与液体部分（酸催化剂溶液与麦秆所含水分之和）的质量比（即固液比）为2∶1（w/w）。在温和螺旋式搅拌和1.6 MPa饱和蒸汽喷射下达到175 ℃（压力为~1.0 Mpa）后维持3-5 min，即完成一次预处理操作。预处理后的麦秆物料呈干固颗粒状态，全过程无任何废水和其它液体物流产生。

酶解糖化在螺带式糖化反应器（BIOTECH，上海保兴生物设备工程有限公司）中进行。对预处理麦秆进行酶促糖化之前，先用20%（w/w）的$Ca(OH)_2$液浆将其pH调至5.5左右。根据糖化体系的目标固含量（15%、20%、25%和30%（w/w））计算糖化过程所需的中和后预处理物料、水和纤维素酶的用量。糖化温度为50 ℃，纤维素酶用量为4 mg酶蛋白/g干物料（约合28 FPU/g纤维素）。加料过程中需实时观察糖化效果，一般在1~2 h内完成加料，总糖化时间均控制在48-72 h。

生物脱毒是在直叶搅拌桨反应器（BIOTECH，上海保兴生物设备工程有限公司）中以液态发酵方式进行。采用*P. variotii* ZW70作为脱毒菌株，对麦秆糖化液中的乙酸、糠醛和5-羟甲基糠醛（HMF）等抑制物进行生物脱除。脱毒菌种子液接种量为10%（v/v），脱毒条件为温度37 ℃、无菌空气通气量0.5-1.0 vvm。脱毒过程中不对体系pH进行调整，仅实时监测其变化，当pH上升迅速而后趋缓并达到峰值时结束脱毒过程。

1.5 糖浆精制

将脱毒后的麦秆糖化液在8，000 rpm（对应离心力9605 g）条件下离心15 min，除去木质素残渣；所得清液用旋转蒸发仪（RE-301，上海力辰仪器科技有限公司）进行减压蒸发浓缩，以获得高糖浓度的麦秆糖浆。旋蒸玻璃瓶体积为3 L，加热温度为110 ℃。

1.6 乙醇、乳酸及油脂发酵

乙醇发酵在3L反应器中进行。将麦秆糖浆用无菌水稀释至总糖浓度约180 g/L后加入反应器中，加入乙醇发酵营养盐和酿酒酵母的三级活化种子液，在30 ℃下开始发酵。体系pH通过自动添加6M NaOH溶液控制在~5.5。

L-乳酸发酵在3L反应器中进行。将麦秆糖浆用无菌水稀释至总糖浓度约180 g/L后加入反应器中，加入乳酸发酵营养盐和乳酸菌的二级活化种子液，在45 ℃下开始乳酸发酵。体系pH通过自动添加25%（w/w）$Ca(OH)_2$液浆控制在~5.5。

油脂发酵在3L反应器中进行。将麦秆糖浆用无菌水稀释至总糖浓度约180 g/L后加入反应器中，加入油脂发酵营养盐和皮状丝孢酵母YY52E的二级活化种子液，在30 ℃下开始油脂发酵。体系pH通过自动添加2 M H_2SO_4和6 M NaOH控制在~5.0。

在1L锥形瓶中对玉米粉进行酶水解（固含量约为25%（w/w））。液化过程的α-淀粉酶HTAA酶用量为44 FPU/mL，在90 ℃、200 rpm条件下反应12 h；糖化过程的葡萄糖淀粉酶GA-L NEW酶用量为200 FPU/mL，在60 ℃、200 rpm条件下反应24 h[33]。

采用甘蔗糖蜜或玉米粉水解液进行乙醇、L-乳酸、油脂发酵时，总糖浓度同样保持约180 g/L，其他条件均保持一致。

1.7 长期储存

将麦秆糖浆（总糖浓度约600 g/L）混匀后分装于4个容积均约2 L的食品级高密度聚乙烯塑料桶（157 mm×104 mm×203 mm），每桶装1 kg左右糖浆，加盖后于室温条件下静置存放6个月。储存期满后取出糖浆进行分析。

糖浆储存前后采用高效液相色谱HPLC测定葡萄糖和木糖的浓度，并用pH计（D09120016，苏州汉星分析传感器有限公司）和比重瓶测定其pH和密度（密度测定参考国标GB 5009.2-2024）。采用粘度计（DV2TLVTJ0，美国Brookfield公司）对糖浆的表观粘度进行测定（样品量5 mL，剪切速率43.5 s^{-1}）[34]。

1.8 分析方法

葡萄糖、木糖、乙酸、糠醛、HMF、乳酸和乙醇浓度通过高效液相色谱法进行测定[35, 36]，使

用LC-20AD色谱泵（日本岛津制作所）、Aminex HPX-87H色谱柱（美国伯乐生命医学产品（上海）有限公司）和RID-10A示差折光检测器（日本岛津制作所）。流动相为5 mM H_2SO_4，流速0.6 mL/min，柱温65 ℃。

甘蔗糖蜜中的蔗糖、葡萄糖、果糖浓度采用高效液相色谱仪（HPLC）进行测定，使用LC-20AD色谱泵、Aminex HPX-87P色谱柱（美国伯乐生命医学产品（上海）有限公司）和RID-10A示差折光检测器，流动相为超纯水，流速0.6 mL/min，柱温80 ℃。

乳酸发酵液样品中的L-乳酸含量通过高效液相色谱法进行测定，采用SPD-20A紫外检测器（日本岛津制作所），手性色谱柱型号为MCI GEL CRS10W（日本三菱化学株式会社，4.6 mm×50 mm），检测波长254 nm，柱温25 ℃，流动相为2 mM的$CuSO_4$水溶液，流速为0.5 mL/min。

1.9 微生物油脂测定

对于细胞干重测定，取10 mL皮状丝孢酵母YY52E油脂发酵液，在12，000 rpm条件下离心3 min，用超纯水洗涤菌体后置于65 ℃条件下烘干至恒重，测得总细胞干重（DCW）。

对于油脂提取分析，取10 mL发酵液在80 ℃下加热3 h，然后采用超声波细胞粉碎机（JY92-IIN，宁波新芝生物科技股份有限公司）在360 W、功率60%、20 ℃、变幅杆直径6 mm的参数下进行细胞破碎。破碎15 min后，加入14 mL氯仿和7 mL甲醇，在30 ℃、200 rpm摇床中振荡1.5 h后离心（12，000 rpm， 3 min），收集下层氯仿层，真空旋蒸（90 ℃， 5 min）后烘干（65℃， 12 h）。根据油脂质量与发酵液体积的比值计算油脂浓度（g/L），根据油脂质量与总细胞干重的比值计算油脂含量（%）。

1.10 木质素残渣热值测定

收集糖化、脱毒、固液分离后所得富含水分的木质素残渣，将湿残渣置于65 ℃烘箱中烘24 h以上，研磨成细粉后装袋，含水率为3.87%。依据中国国家标准GB/T 30727-2014，使用恒温式氧弹量热仪（MMC 274 multi-module，德国耐驰（Netzsch）仪器制造有限公司）来测定木质素残渣的发热值[37]，结果显示其收到基低位发热量为16，667 J/g（即低位热值相当于16.67 GJ/ton）。

1.11 流程模拟

采用Aspen Plus V11（美国AspenTech技术有限公司）对秸秆糖生产工艺全过程进行能耗和成本分析[38]。计算涵盖秸秆糖生产路线中的预处理、糖化、脱毒、固液分离、蒸发浓缩等步骤。物性数据、参数设定以及主要工段（前处理工段A100、生物炼制工段A200、纤维素酶生产工段A400）的流程模拟参考了前期研究结果[39]。简要说明如下：A100（前处理）包括原料拆包、粉碎、除尘等步骤，最终得到圆直径10mm的秸秆；A200（干法生物炼制）包括干法预处理、酶解糖化、液态生物脱毒、固液分离等步骤，最终得到木质素残渣和去除抑制物的低糖浓度秸秆水解清液；A400（酶生产）包括纤维素酶生产菌株的培养、发酵以及粗酶液的制备。A500和A600分别模拟糖液精制过程和木质素残渣燃烧供热的生物质锅炉。基于Aspen流程模拟，计算秸秆糖生产工艺中各主要工段的电耗和蒸汽能耗。

2 结果与分析

2.1 秸秆糖的干法生物炼制生产与质量衡算

干法生物炼制生产麦秆糖浆的技术路线如图1所示。根据麦秆原料的干法预处理、酶解糖化和液态生物脱毒的数据获得的质量衡算结果和糖得率见图2。

图2（a）展示了干法预处理过程质量衡算和糖得率结果。为解决生物炼制预处理环节的大量有毒废水排放问题，经粗粉碎后的麦秆原料以干固颗粒的形态进入反应器内，酸催化剂溶液与麦秆物料不经预浸并流加入反应器，所形成的反应体系中的固体质量含量约为~70%。饱和蒸汽直接喷射至固体物料上，在针对高固体系的特定螺旋搅拌方式下快速实现麦秆固体、酸催化剂和蒸汽三

相的有效混合。全过程未产生游离水相或其它游离液相，实现了有毒废水的零排放[22, 36]。固体麦秆物料在反应器内全部回收，无任何物料损失。同时，由于不存在游离水相或其它游离液相，故干法预处理对304不锈钢材质的预处理反应器的腐蚀性极低[21, 22, 30, 31, 40]。干法预处理后的预处理麦秆物料为干固颗粒状，固含量为53.40% （w/w），按照NREL的两步酸解法（TP-510-42618）[23]测定其基于干重的组分含量，分别为纤维素348.47 ± 9.38 mg/g，木聚糖28.03 ± 2.91 mg/g，葡寡糖4.50 ± 3.30 mg/g，木寡糖15.33 ± 7.71 mg/g，葡萄糖单糖63.94 ± 0.21 mg/g，木糖单糖123.90 ± 0.56 mg/g，乙酸26.95 ± 3.91 mg/g、5-羟甲基糠醛4.17 ± 0.13 mg/g，糠醛11.47 ± 0.29 mg/g。干法预处理前后的葡聚糖基本保持不变，葡萄糖得率约为99.7%；部分木聚糖过度降解为呋喃醛和乙酸抑制物，木糖得率约为70.5%；总糖得率为89.5%。

图2(b)展示了干法预处理后麦秆在不同固含量条件下的酶解糖化得率和20% （w/w）固含量下的质量衡算。结果表明，在相同的酶解时间内，糖化体系固含量的高低对总糖得率影响较小，总糖得率均高达95%~96.5%。这也证明抑制物对纤维素酶的活性影响甚微，故直接酶解糖化对糖化效率影响有限。

图2(c)展示了未经固液分离的麦秆糖化液浆直接进行液态生物脱毒的质量衡算以及不同固含量条件下的糖得率。液态生物脱毒技术在不添加营养成分、不使用工艺水、不产生脱毒废水且糖耗极低（基本可忽略）的前提下，实现了对预处理麦秆中糠醛、5-羟甲基糠醛和乙酸等抑制物的快速、终极脱毒。所用宛氏拟青霉ZW70不仅能够优先利用抑制物而非糖，还能将众多抑制物彻底降解为二氧化碳和水，而非仅将其转化为低毒形态[27, 33]。脱毒期间通过pH变化实时监测抑制物降解终点。结果表明，糖损失可控制在极低水平（1%-4%），有效解决了生物炼制过程中抑制物脱除的技术障碍[11]。

总体而言，干法生物炼制生产秸秆糖的技术路线，在预处理、酶解糖化、生物脱毒等环节有效解决了生物炼制技术的前两个核心挑战，完全避免了有毒废水排放，并在低糖损失下从生物质体系中有效脱除了主要发酵抑制物（糠醛、HMF及乙酸的残留均低于HPLC检出限）。

2.2　高糖浓度麦秆糖浆的精制

麦秆原料干法生物炼制获得的麦秆水解液浆，经固液分离除去木质素残渣后，将水解清液通过减压提浓获得高糖浓度的麦秆糖浆产品（图3）。

固液分离工段采用离心分离的方式对类胶体状的麦秆水解液浆进行分离，得到木质素残渣和麦秆水解清液。该阶段在20% （w/w） 固含量糖化条件下的质量衡算，以及不同糖化体系固含量条件下的糖得率如图3(a)所示。固液分离后的木质素残渣中残留54.1%-64.6%的水解液。虽然二次洗涤可回收其中的糖，但木质素强吸水能力使得

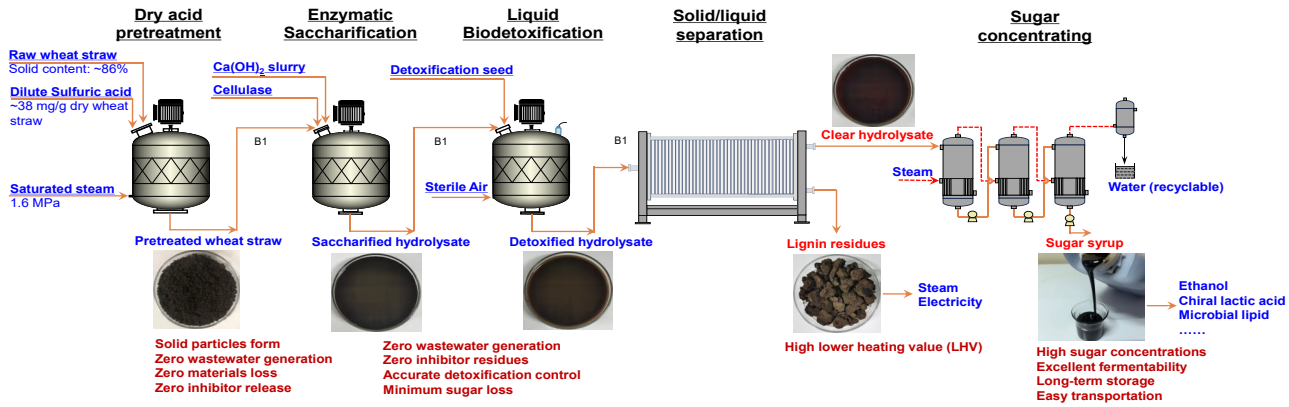
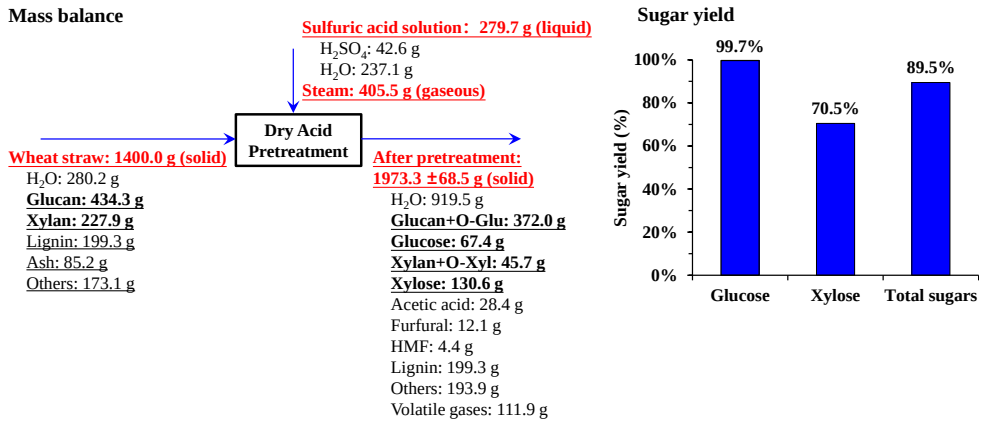


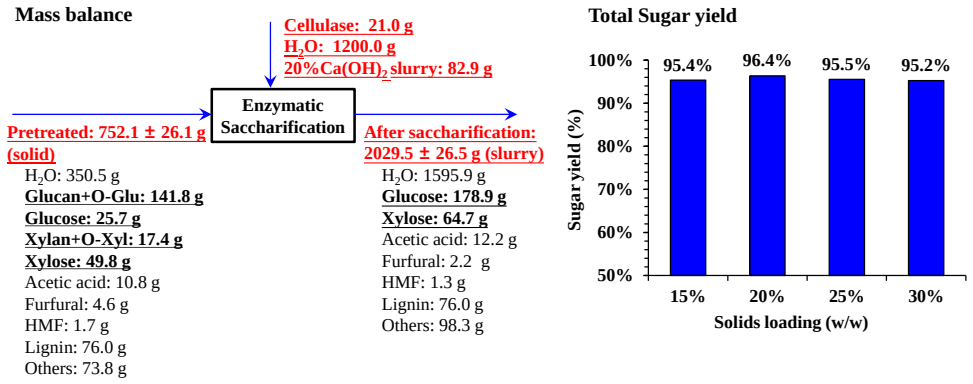
图1　干法生物炼制生产秸秆糖及其升级转化示意图

Fig. 1　Schematic diagram of dry biorefining for producing straw sugar and its upgrading and transformation process



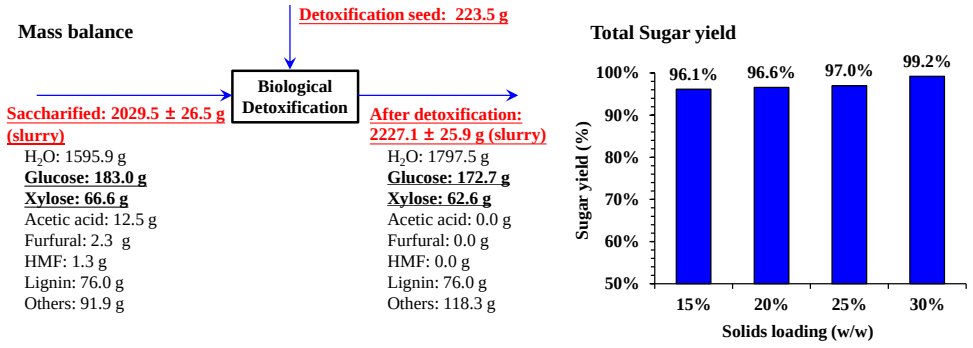
(a) 干法预处理工段

(a) Dry pretreatment section



(b) 酶解糖化工段

(b) Enzymatic saccharification section



(c) 生物脱毒工段

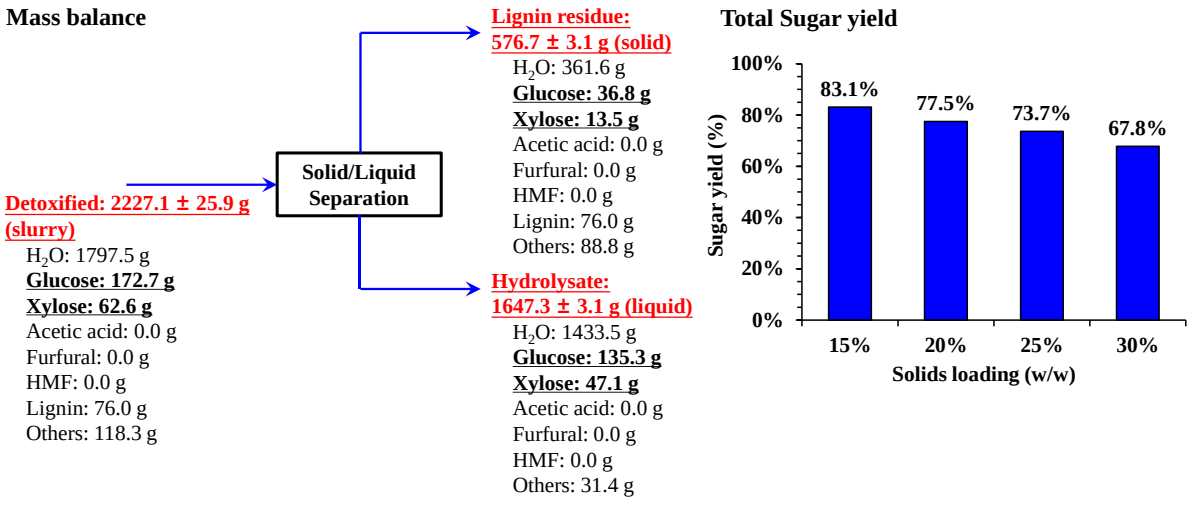
(c) Biological detoxification section

图 2 干法生物炼制的干法预处理、酶解糖化、生物脱毒工段的质量衡算和总糖得率

(各过程流程和参数见 1.4 节的干法生物炼制操作。干法预处理采用 20L 反应器,批次麦秆投料量(基于干重)为~1200 g,硫酸用量为 38 mg/g 干麦秆。酶解糖化和生物脱毒基于 20%(w/w)固含量数据)

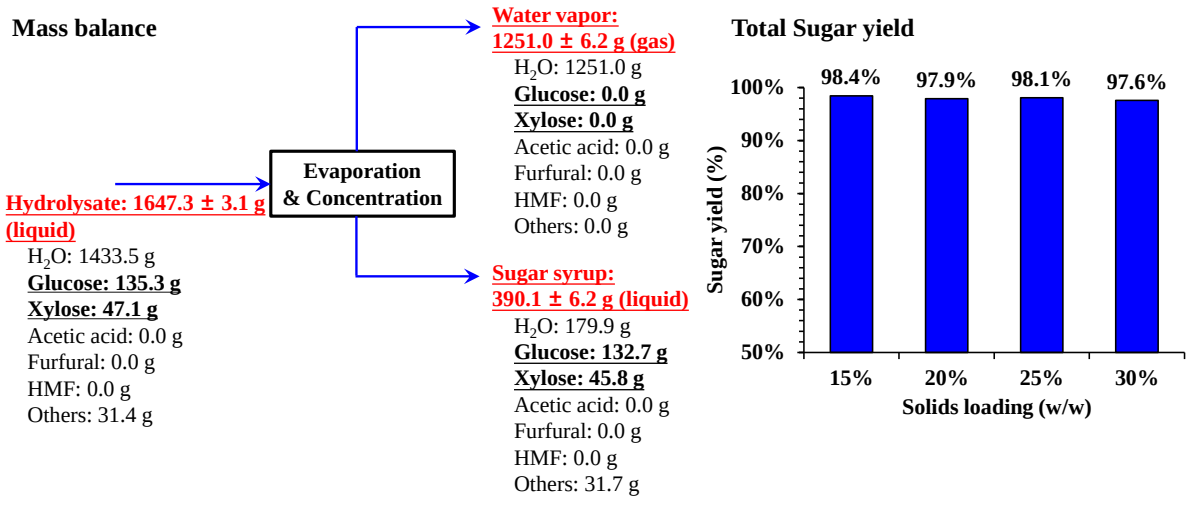
Fig. 2 Mass balance and total sugar yield calculation of dry biorefining process in dry pretreatment, enzymatic saccharification and biodetoxification sections

(The process procedures and parameters for each step are described in Section 1.4 (Dry biorefining operation). Dry pretreatment was conducted in a 20-L reactor with a batch feedstock loading of approximately 1200 g (dry weight) of wheat straw and a sulfuric acid loading of 38 mg per gram of dry wheat straw. Enzymatic saccharification and biodetoxification were carried out based on 20% (w/w) solid loading data)



(a) 固液分离工段

(a) Solid-liquid separation section



(b) 减压提浓工段

(b) Vacuum concentration section

图 3　干法生物炼制的固液分离和减压提浓工段的质量平衡和总糖得率

（固液分离阶段的质量平衡基于 20%（w/w）体系固含量的酶解糖化-生物脱毒-固液分离实验数据。采用离心机对脱毒后麦秆糖化液进行固液分离，离心转速和时间分别为 8，000 rpm 和 15 min。减压提浓工段质量平衡基于 20%（w/w）体系固含量的酶解糖化-生物脱毒-固液分离-减压浓缩实验数据）

Fig. 3　Mass balance and sugar yield of dry biorefining process in solid/liquid separation and vacuum concentration stages

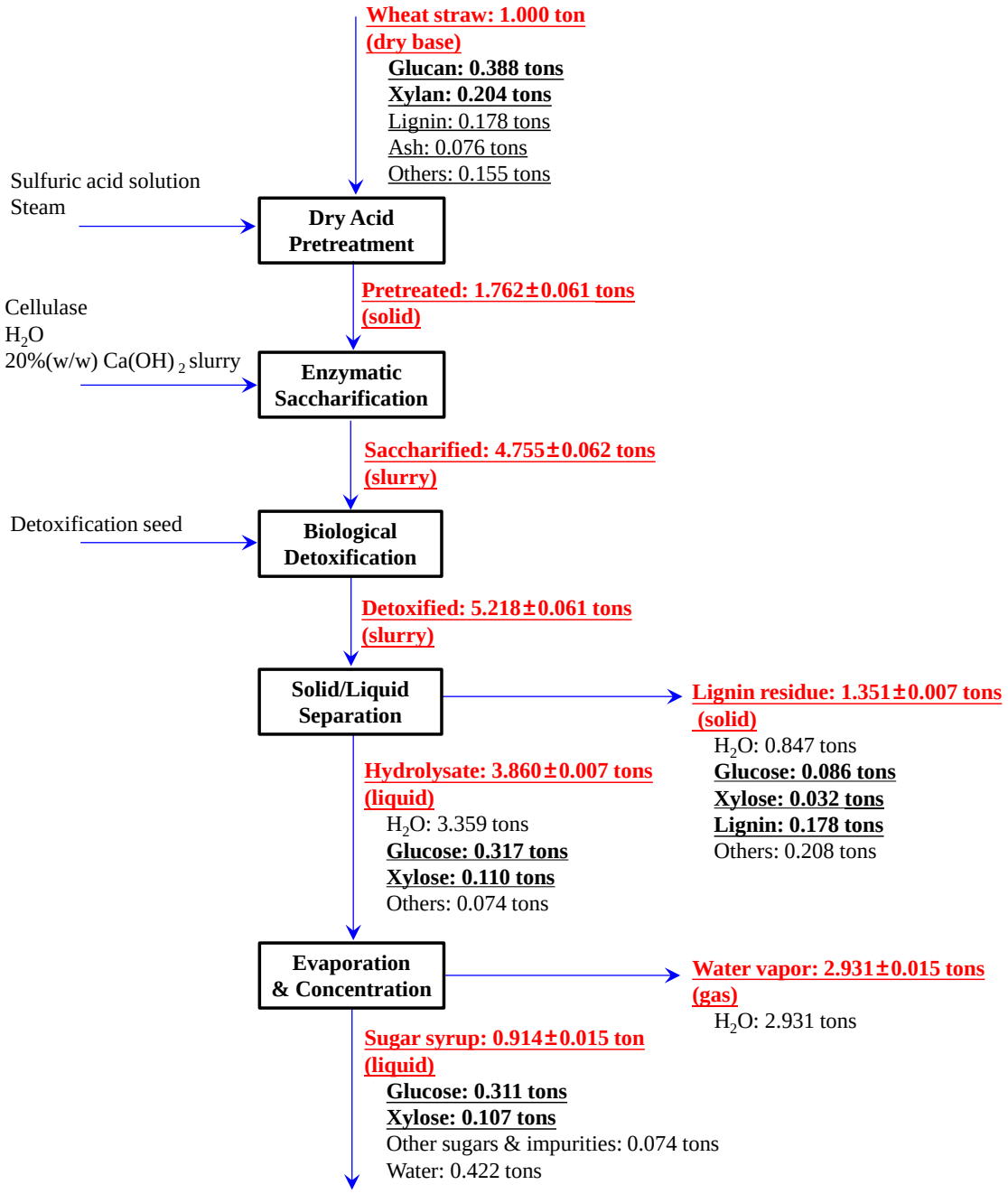
(The mass balance for the solid-liquid separation stage was established based on experimental data from enzymatic saccharification, biodetoxification, and solid-liquid separation at a solids loading of 20% (w/w). The detoxified wheat straw hydrolysate slurry was subjected to centrifugation at 8, 000 rpm for 15 min to separate the liquid fraction from the lignin-rich solid residue. The mass balance for the vacuum concentration stage was determined based on experimental data from enzymatic saccharification, biodetoxification, solid-liquid separation, and vacuum concentration, also at a solids loading of 20% (w/w))

该过程需消耗大量工艺水，并需再次固液分离得到低浓度糖液，再经高耗能提浓操作才能获得高糖浓度的秸秆糖浆。从经济性角度考虑，回收木质素残渣中残留糖的收益无法弥补操作能耗和设备投资增加所带来的成本。因此，固液分离是全流程中糖得率损失最高的工段，并且糖得率损失

随着酶解糖化体系固含量的升高而增大。当酶解体系固含量为15%（w/w）时，固液分离阶段产生的总糖损失占糖化阶段所得总糖的16.9%；当固含量升至30%（w/w）时，该损失高达32.2%。本文选取20%（w/w）的酶解糖化体系固含量作为后续质量衡算案例。

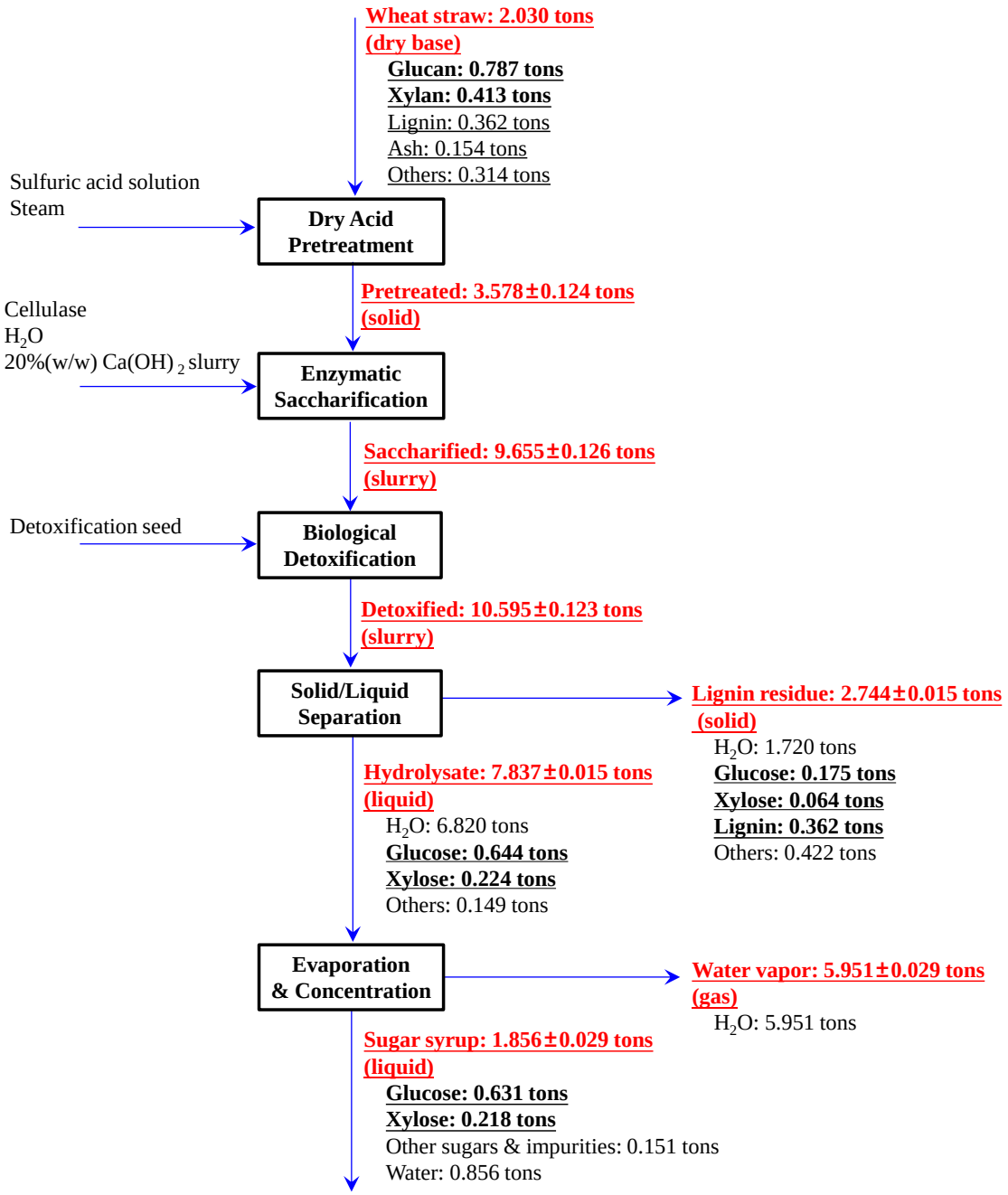
图3（b）展示的是固液分离后糖化清液经多效蒸发浓缩获得高糖浓度麦秆糖浆的质量衡算和总糖得率。本文采用高真空度条件下的旋转蒸发仪，对不同糖化体系固含量条件下获得的麦秆糖化清液进行提浓，制得总糖浓度约为600 g/L）的麦秆糖浆。质量衡算结果显示，蒸发浓缩过程的糖损失仅为2%左右。

图4展示了基于完整微型工厂规模（年处理



(a) 基于1吨麦秆（干基）的质量衡算

(a) Mass balance based on 1 metric ton of wheat straw (dry base)



(b) 基于 1 吨麦秆糖浆（干基）的质量衡算

(b) Mass balance based on 1 metric ton of wheat straw sugar syrup (dry base)

图 4　干法生物炼制生产麦秆糖浆的全过程质量衡算

（酶解糖化工段的体系固含量采用 20%（w/w））

Fig. 4　Whole-process mass balance of wheat straw sugar syrup production via dry biorefining

(The solid loading in the enzymatic saccharification section was set at 20% (w/w))

38.4 ton 干麦秆）的干法生物炼制技术生产秸秆糖（麦秆糖浆）的质量衡算结果。从 1.0 ton 小麦秸秆（干基）出发，经干法预处理、酶解糖化和液态生物脱毒后，得到 5.218 ton 的脱毒麦秆水解液浆，其中初始麦秆原料到脱毒麦秆水解液的葡萄糖和木糖得率分别为 93.9% 和 63.4%。麦秆水解液浆经

固液分离得到3.860 ton麦秆水解清液和0.504 ton木质素残渣（基于干重）。若不考虑木质素残渣中夹带的糖，则木质素残渣（干基）的得率为0.386 ton/ton干麦秆，接近此前文献中的数据（0.355 ton/ton干麦秆）[37]。进入木质素残渣的糖，基于成本因素考虑不再进行回收，此步骤糖得率损失为21.4%；麦秆水解清液经减压蒸发浓缩得到0.914 ton麦秆糖浆，其中干基糖为0.492 ton，同时得到可以循环利用的2.931 ton蒸馏水；木质素残渣为1.351 tons/ton干麦秆，其中干基木质素残渣为0.504 ton。若以生产1.0 ton干糖为基准，则需要2.03 ton干麦秆原料，经预处理、酶解糖化、液态生物脱毒、固液分离和减压蒸发浓缩得到1.000 ton糖和1.024 ton木质素残渣（干重）。

干法生物炼制生产的麦秆糖浆为粘稠状褐色液体，密度约1.3 g/cm^3，酸度值约1.5，总灰分占比约5.0%（酸度和总灰分的测定参照国标QB/T 2684-2024）。麦秆糖浆的干基糖含量为46%-52%（w/w，浓度范围550-700 g/L），纯度约95%-98%（杂质为可溶性无机盐和脂肪酸等），葡萄糖和木糖分别占总糖的66%-70%和22%-25%，阿拉伯糖、甘露糖和半乳糖等其它单糖共约占总糖的5%-10%，不含乙酸、糠醛、羟甲基糠醛等抑制物。

秸秆糖浆的精制提纯，无论采用何种固含量酶解体系，对固液分离后木质素残渣中的糖进行回收，均会因为额外增加的固定投资以及大幅提高的糖浓缩能耗成本而不具备经济性。降低酶解体系固含量虽可减少糖的得率损失，但同时也导致设备固定投资增加和蒸发浓缩能耗上升。因此，应在酶解体系固含量上选择一个兼顾高糖得率和低成本的合适平衡点。本文选定20%（w/w）固含量作为酶解糖化基准，该固含量是综合糖得率、分离损耗与运行成本后的优选工况。

2.3 干法生物炼制生产秸秆糖的电耗和热耗衡算

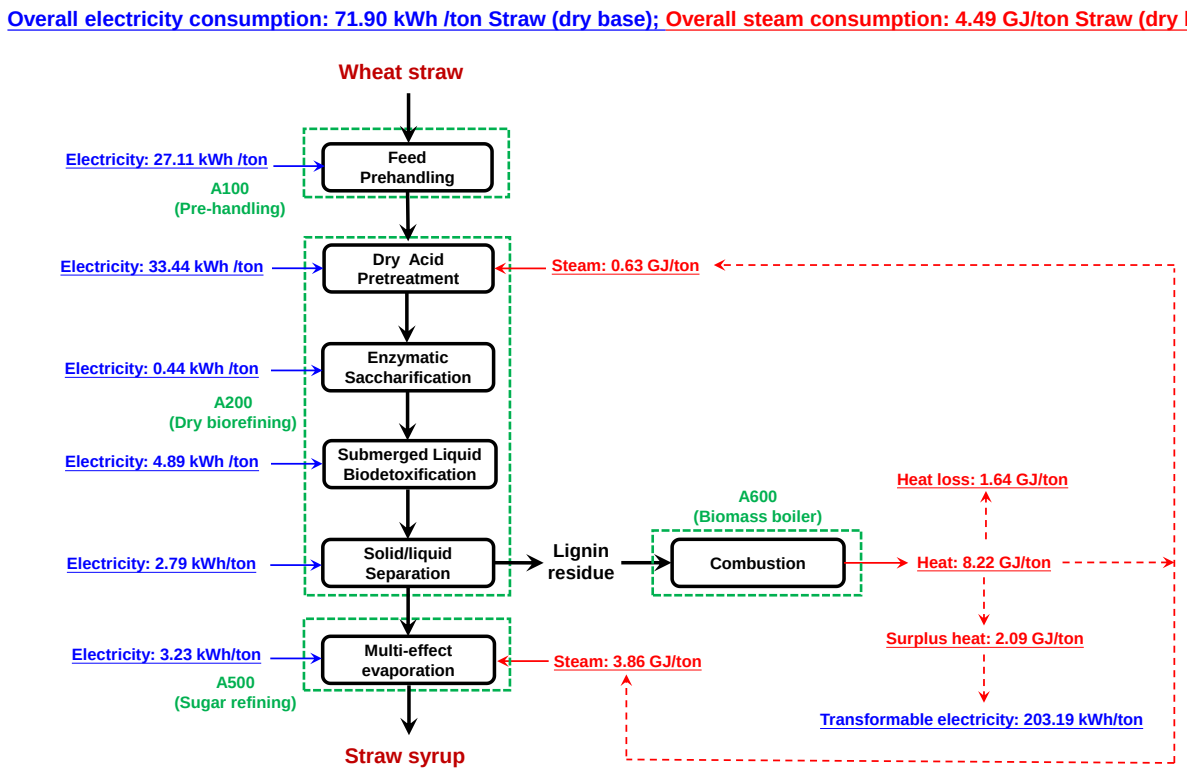
为解决第三个能量自给的挑战，本文利用干法生物炼制过程产生的木质素残渣（干基低位热值为16.67 GJ/ton）作为生物质锅炉燃料进行产热和发电，以满足整体工艺过程的蒸汽和电能消耗。

采用Aspen Plus对整体工艺流程的物料流和能量流进行了模拟（附图2）。其中，原料前处理（A100，包括原料拆包、粉碎、除尘）、干法生物炼制（A200，包括干法预处理、酶解糖化、液态生物脱毒、固液分离）以及纤维素酶生产（A400）的流程模拟均参考了前期研究[37, 39]。本文重点计算了木质素残渣燃烧供热的生物质锅炉（A600）以及糖化液蒸发提浓过程（A500）的热流。需要说明的是，在生物质锅炉利用木质素残渣的物料流和能量流的流程模拟（A600）中［附图2(b)］，固液分离工段产生的湿木质素残渣直接进入生物质锅炉内，其燃烧产生的高温（903 ℃）烟道气在降温至130 ℃过程中所释放的全部热能（已考虑热能损失），不仅可用于A500工段对来自A200工段的糖化液进行提浓，经预热和蒸发浓缩后获得高糖浓度的糖浆产品，还可用于辅助生产A200工段预处理过程所需的蒸汽。

秸秆糖生产工艺中各主要工段的电耗和蒸汽能耗结果以及木质素残渣燃烧热能的分配情况如图5所示。图5(a)表明，基于实验数据和Aspen Plus流程模拟数据，以每吨麦秆原料（干基）为基准，干法生物炼制生产秸秆糖过程中，木质素残渣在生物质锅炉（A600）中燃烧产热为8.22 GJ；过程总能耗包括蒸汽4.49 GJ、用电71.90 kWh。其中，前处理（A100）耗电27.11 kWh；干法生物炼制（A200）消耗蒸汽0.63 GJ、用电41.56 kWh（预处理耗电33.44 kWh和蒸汽0.63 GJ，糖化耗电0.44 kWh，脱毒耗电4.89 kWh，固液分离耗电2.79 kWh）；多效蒸发（A500）消耗蒸汽3.86 GJ、用电3.23 kWh[39, 41]。图5(b)表明，基于实验数据和Aspen Plus流程模拟数据，以生产1吨麦秆糖浆（干基）为基准，木质素残渣燃烧产热18.45 GJ，总能耗包括蒸汽10.07 GJ、用电161.32 kWh。

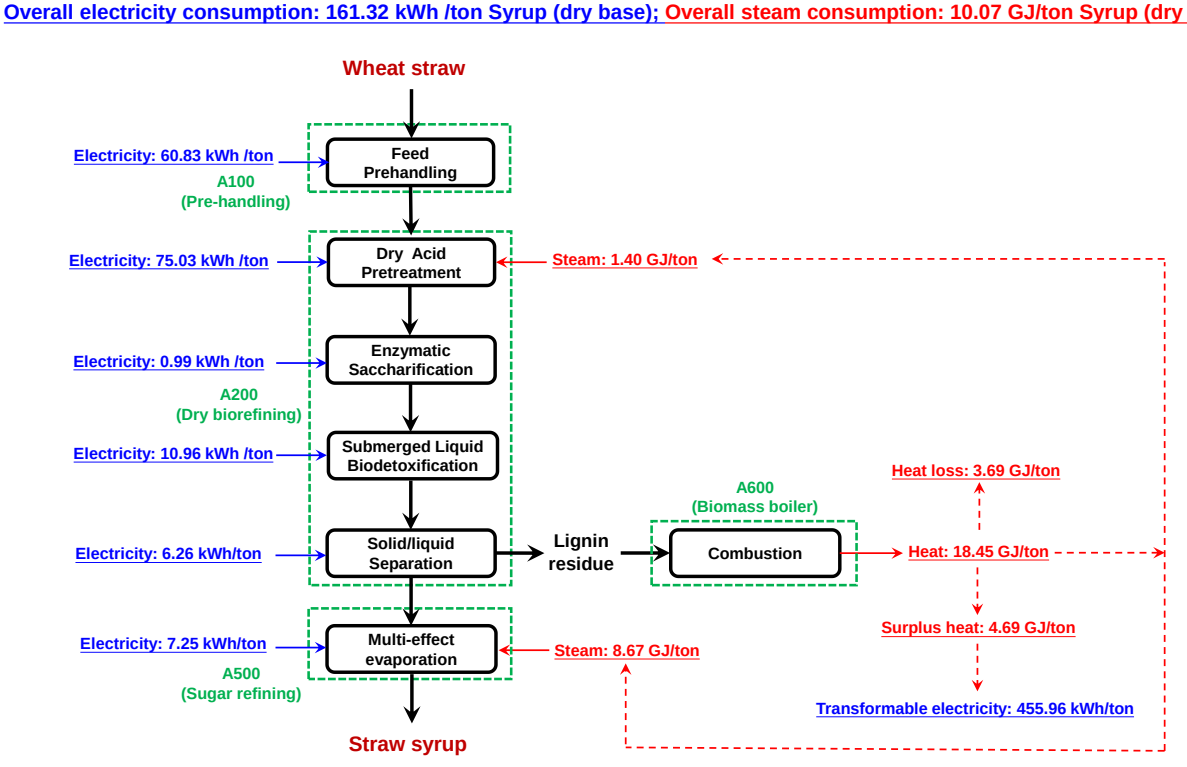
图5(c)表明，木质素残渣燃烧产生的总热能中，用于糖液浓缩的部分约占总热能的47.0%，用于辅助提升预处理阶段蒸汽压力至1.6 MPa所需的热能约占总热能的0.8%，热能损失按总热能的20%计算，剩余热能约占32.2%。

根据能量热电等效换算，1 kWh发电量约需要3.6 MJ热能[42]。若木质素残渣发电效率按照35%的较低能效计算[43]，1 GJ的热值可发电97.22 kWh



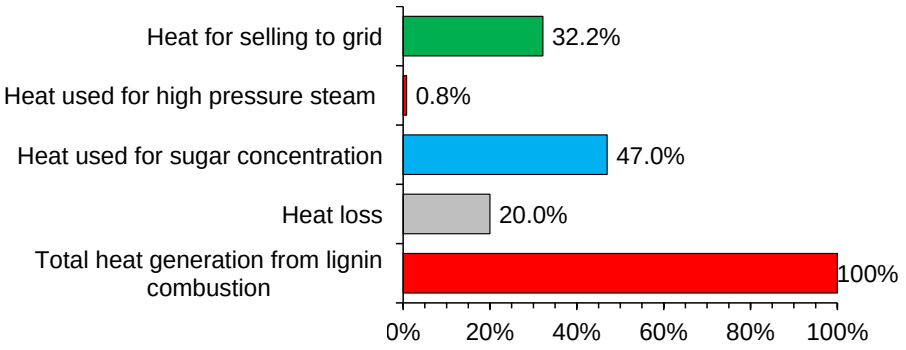
(a) 基于 1 吨麦秆（干基）的秸秆糖浆生产过程

(a) Straw syrup production process based on 1 metric ton of wheat straw (dry base)



(b) 基于 1 吨麦秆糖浆（干基）的秸秆糖浆生产过程

(b) Straw syrup production process based on 1 metric ton of wheat straw syrup (dry base)



(c) 木质素残渣燃烧热能的分配

(c) Distribution of thermal energy generated from lignin residue combustion

图5 干法生物炼制生产秸秆糖浆的电耗和蒸汽消耗以及木质素残渣燃烧热能的分配

（糖浆生产工艺中的酶解糖化固含量为20%（w/w），前处理、预处理、糖化、脱毒和固液分离工段的相关电耗计算参考了Wang等的数据[39]。采用多效蒸发的糖精制工段（A500）的电耗计算参考了齐等的论文数据[41]，即多效蒸发1吨水耗电1.2 kWh。基于实验数据和Aspen流程模拟数据，1吨干的麦秆可以生产0.446 吨麦秆糖浆（基于干糖）。典型的燃煤电厂在蒸汽压力170 bar和570 °C条件下运行时热电转化效率为35% – 38%，这里将热能转化为电的效率定为35%[43]。Heat for selling to grid：能量自给后剩余可售卖的热能（可用于生产电或蒸汽）；Heat used for high pressure steam：辅助提升预处理阶段蒸汽压力至1.6 MPa所需的热能；Heat used for sugar concentration：糖液蒸发浓缩阶段所需热能；Heat loss：热能的损失；Total heat generation from lignin combustion：糖浆生产过程中联产木质纤维素残渣的燃烧热能）

Fig. 5 Electricity consumption, steam consumption and the distribution of thermal energy from the combustion of lignin residue in dry biorefining for the straw syrup production

(The enzymatic saccharification step in the syrup production process was conducted at a solid loading of 20% (w/w). Electricity consumption calculations for the feedstock handling, pretreatment, saccharification, detoxification, and solid-liquid separation sections were referenced from Wang et al. [39]. The electricity consumption for the sugar refining section using multi-effect evaporation (A500) was calculated based on data from Qi et al. [41], i.e., 1.2 kWh per ton of water evaporated. According to experimental data and Aspen Plus simulation results, 1 ton of dry wheat straw can produce 0.446 tons of wheat straw syrup (on a dry sugar basis). Typical coal-fired power plants operating at 170 bar and 570 °C achieve thermal-to-electricity conversion efficiencies of 35% – 38%; here, a conservative efficiency of 35% was adopted for converting thermal energy to electricity [43]. Heat for selling to grid: surplus thermal energy available for sale after meeting process energy demand (can be used for electricity or steam generation); Heat used for high pressure steam: thermal energy required to assist in raising the steam pressure to 1.6 MPa in the pretreatment stage; Heat used for sugar concentration: thermal energy consumed in the evaporation and concentration of the sugar solution; Heat loss: unrecovered thermal energy; Total heat generation from lignin combustion: thermal energy released by combustion of the lignocellulosic residue co-produced during syrup production)

（1GJ ÷ 3.6 MJ/kWh × 35%）。因此，按照麦秆原料干法生物炼制生产1吨糖（干基）计算，则用于干法生物炼制过程热能自给后所剩余的4.69 GJ（18.45 GJ-1.40 GJ-8.67 GJ-（20% × 18.45 GJ））的蒸汽热能可转化为455.96 kWh的电能。在满足全过程电耗（161.32 kWh）之后，仍剩余294.64 kWh电力可并网销售。

综上所述，基于麦秆原料的干法生物炼制生产秸秆糖过程，其能耗完全可由木质素残渣燃烧产热满足，无需外部能量输入且可向外输出热能或电能，成功解决了生物炼制技术的能量自给挑战，并可实现工艺用水内部循环、无外排有毒废水和极少量工艺水使用的目标。

2.4 秸秆糖的发酵性能、稳定性和可运输性能评价

干法生物炼制所产秸秆糖的最终价值，需要通过下游合成生物学细胞工厂的发酵性能来验证。合成生物学的核心在于通过基因编辑、代谢途径重构和适应性进化等手段，构建高效细胞工厂，将糖转化为目标产品。然而，细胞工厂的性能不仅取决于菌株自身的遗传改造水平，也高度依赖于糖原料中抑制物的残留水平、糖组分的比例稳定性以及糖浓度的可调节范围。因此，秸秆糖对典型合成生物学产品的发酵适配性评价，是验证该糖原料能否真正支撑合成生物学产业化的关键一环。

为了评价干法生物炼制所产秸秆糖（麦秆糖

浆）的可发酵性能，本研究选取了乙醇、L-乳酸和微生物油脂三个代表性合成生物学产品，分别对应生物燃料、生物基材料和生物油脂三大方向，以发酵产量（g/L）、速率（g/L/h）和得率（g产品/g糖，仅考虑麦秆糖浆来源的葡萄糖和木糖）为指标进行了评估。来自玉米水解获得的葡萄糖和来自甘蔗制糖后的甘蔗糖蜜作为麦秆糖浆的发酵碳源对照。图6(a)表明，麦秆糖浆的乙醇发酵产量为80.0 g/L（体积浓度10.14%），速率为1.11 g/L/h，得率为0.44 g乙醇/g糖，与甘蔗糖蜜和葡萄糖的发酵性能基本一致。图6(b)表明，麦秆糖浆为碳源的L-乳酸发酵产量为133.6 g/L，速率为1.86 g/L/h，得率为0.75 g乳酸/g糖，与葡萄糖的L-乳酸发酵指标相近，而甘蔗糖蜜因使用的乳酸发酵工程菌（乳酸片球菌*P. acidilactici*）缺乏蔗糖分解酶系而无法有效利用其中的蔗糖，无法进行正常的乳酸发酵。图6(c)表明，麦秆糖浆为碳源的微生物油脂发酵的油脂产量为46.7 g/L、速率为0.389 g/L/h、得率0.26 g油脂/g糖，较葡萄糖和甘蔗糖蜜分别高出约21%和28%。上述结果表明，干法生物炼制生产的麦秆糖浆能够作为酿酒酵母、乳酸片球菌、皮状丝孢酵母的优质碳源，实现与淀粉糖相当甚至更优的发酵指标，表明该秸秆糖平台具备作为合成生物学通用碳源的潜力。

秸秆糖浆的长期稳定性是衡量其品质的重要指标。图7(a)表明，干法生物炼制生产的麦秆糖浆在室温条件下储存6个月后未发生任何染菌现象，且糖浓度、pH、密度及表观粘度均基本保持不变。

秸秆糖浆的可运输性是影响成本的重要因素。图7(b)表明，参照美国水力协会标准（ANSI/HI 9.6.7-2015）[44]，麦秆糖浆在常温条件下的表观粘度完全满足流体运输的需求（<50 cP）。

综上所述，干法生物炼制技术生产的麦秆糖浆具有与淀粉糖（葡萄糖）和甘蔗糖蜜基本一致的可发酵性能，且具备良好的长期储存稳定性和可运输性能。

2.5 秸秆糖浆生产工艺的技术经济性评价

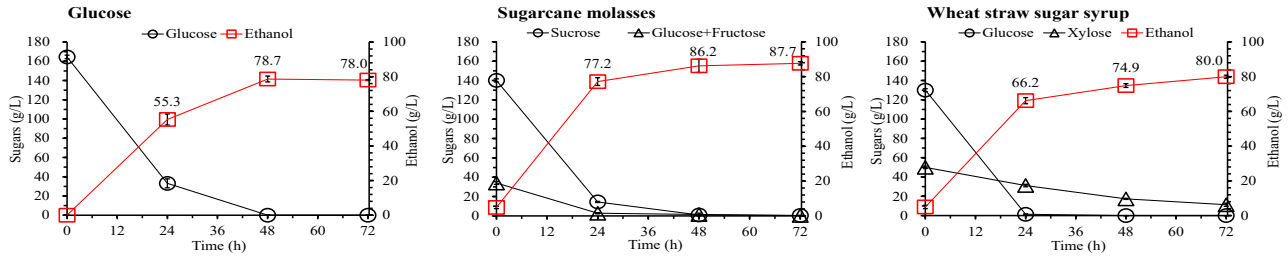
秸秆糖浆生产的技术经济性是技术路线可行性的关键因素。本文对正常运行状态下的干法生物炼制技术生产秸秆糖（麦秆糖浆）的过程进行了技术经济分析。主要操作参数、总资金投入、可变操作成本、固定操作成本和总成本估算分别见表1和附表1。分析基于以下设定：工厂年秸秆处理量50,000吨干秸秆，年操作时间8,000 h，运行年限10年。根据Aspen Plus流程模拟计算结果，每年可以生产秸秆糖（干基）22,286.25吨，得率为0.446吨/吨干秸秆；同时联产木质素残渣（干基）25,952.96吨，得率为0.519吨/吨干秸秆。

附表1(a)展示的总资金投入成本为7,661.3万元，其中固定资产投入占61.54%，贷款利息占23.08%，其他成本占15.38%。固定资产投入包括总直接成本4,622.2万元（含界区内设备与安装、仓库和管道系统）、厂房942.93万元（总固定投资的20%）、间接成本92.44万元（含维护与现场管理等），吨糖资金投入成本为343.77元。

附表1(b)为可变操作成本，主要包括原料、就地生产的纤维素酶、辅料、工艺水及电耗。其中，在不考虑剩余木质素残渣产生的燃料价值前提下，原料成本占可变操作成本的50.47%（673.06元/吨干糖），纤维素酶成本占可变操作成本的38.69%（516.01元/吨干糖）。无废水处理成本。过程热能自给后剩余的32.2%的木质素残渣[图2(c)]，以其低位热值16.67 GJ/ton来保守计算，约相当于标准煤热值（20.9 GJ/ton）的80%[37]，故按照标准煤价格（500元/吨）的80%计算其价值，即400元/吨。根据图5(b)的电耗计算结果，生产1吨糖耗电161.32 kWh，按照沿海地区平时段工业用电基础电价（0.59元/kWh）计算，其用电成本为95.76元/吨干糖。

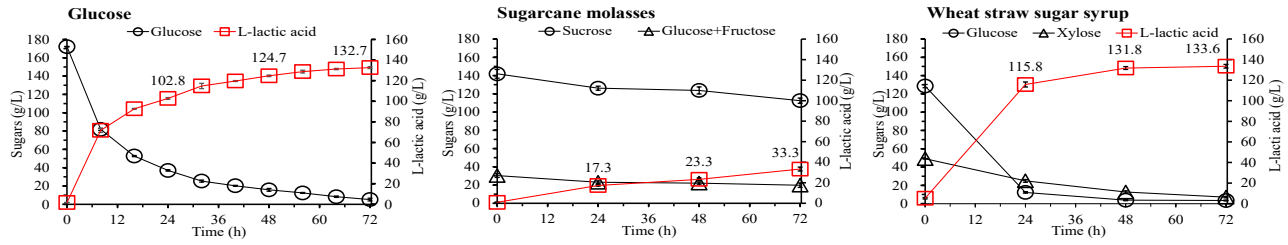
附表1(c)展示的是固定操作成本的组成，包括厂长、车间主任、工程师、生产操作人员及行政人员的薪酬，成本合计为116.22元/吨干糖。在考虑剩余木质素残渣的燃料价值并进行成本抵消后，包括可变操作成本和固定操作成本的总操作成本为1,299.92元/吨干糖。

表1(b)展示的麦秆糖浆生产的总成本为1,643.69元/吨干糖，其中资金成本343.77元/吨干糖，操作成本1，299.92元/吨干糖。参照2026年以来国内淀粉基结晶葡萄糖均价（3200-3500元/吨，



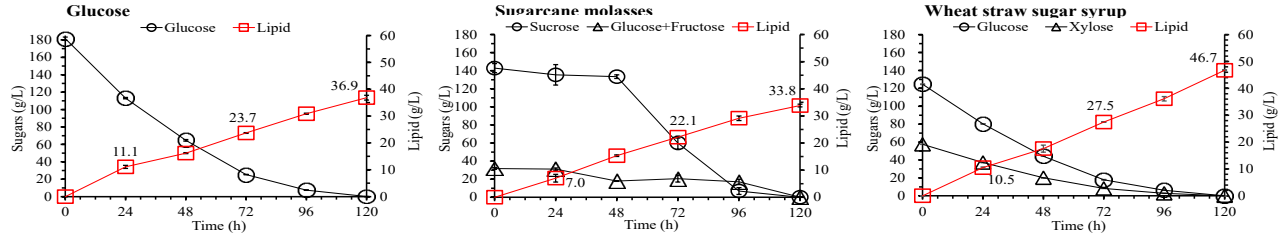
(a) 乙醇发酵

(a) Ethanol fermentation



(b) L-乳酸发酵

(b) L-lactic acid fermentation



(c) 微生物油脂发酵

(c) Microbial lipid fermentation

图6 基于麦秆糖浆、甘蔗糖蜜和葡萄糖的乙醇发酵、L-乳酸发酵和油脂发酵性能评价

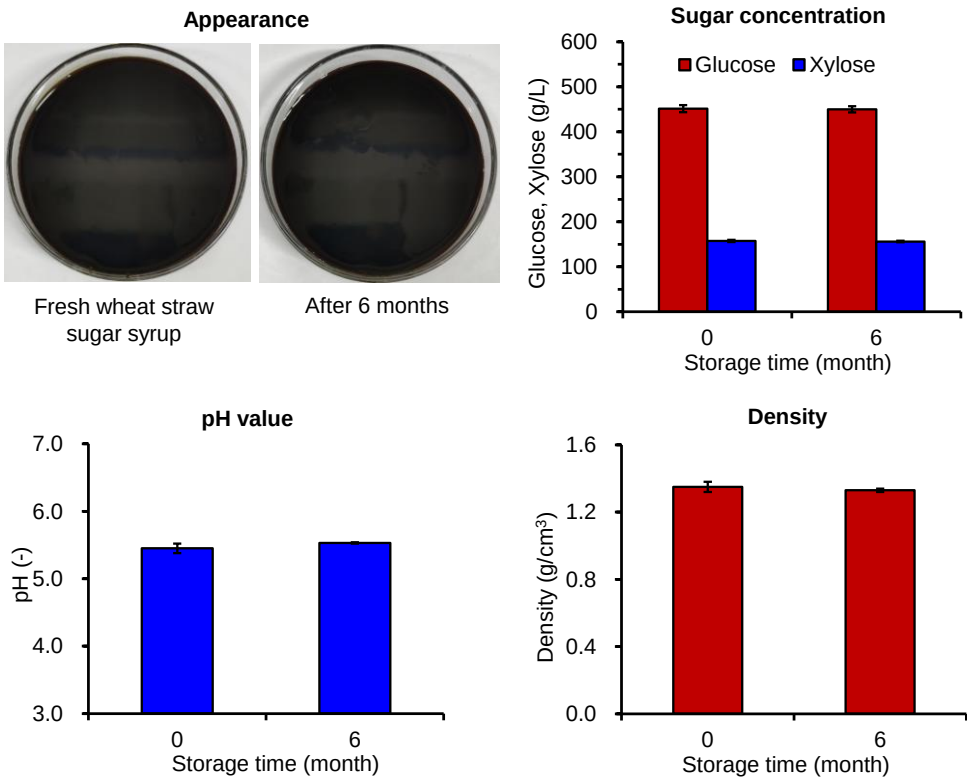
（乙醇发酵的菌种为酿酒酵母Z100，接种量为10%（v/v），发酵温度为30 ℃，pH为5.5，总发酵时间为72 h；L-乳酸发酵的菌种为乳酸片球菌HT150，接种量为10%（v/v），发酵温度为42 ℃，pH为5.5，总发酵时间为72 h；油脂发酵的菌种为皮状丝孢酵母YY52E，接种量为10%（v/v），发酵温度为30 ℃，pH为5.0，总发酵时间为120 h）

Fig. 6 Fermentability evaluation of wheat straw sugar syrup for production of ethanol, L-lactic acid, and microbial lipid with sugarcane molasses, and glucose as control

(For ethanol fermentation, the strain used was *S. cerevisiae* Z100, with an inoculum size of 10% (v/v), fermentation temperature of 30 °C, pH of 5.5, and a total fermentation time of 72 h. For L-lactic acid fermentation, the strain used was *P. acidilactici* HT150, with an inoculum size of 10% (v/v), fermentation temperature of 42 °C, pH of 5.5, and a total fermentation time of 72 h. For microbial lipid fermentation, the strain used was *T. cutaneum* YY52E, with an inoculum size of 10% (v/v), fermentation temperature of 30 °C, pH of 5.0, and a total fermentation time of 120 h)

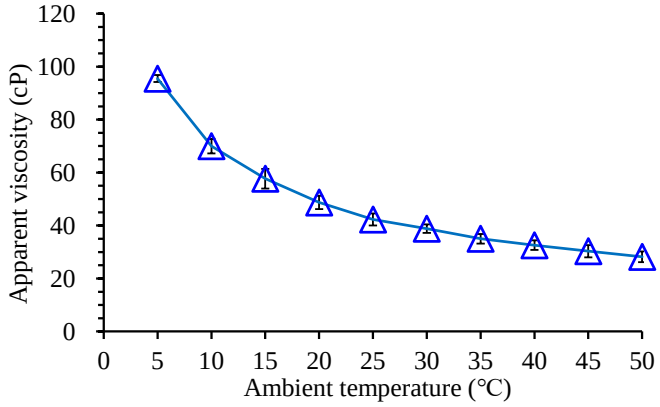
数据来源：https：//tangye.mysteel.com/dft/），本文的干法生物炼制技术路线生产秸秆糖的成本显著低于淀粉糖。总体而言，以年加工5万吨干秸秆的工厂为基准，若按淀粉糖低价（3200元/吨）为秸秆糖产品定价，则投资回收期为2.21年。

从合成生物学产业化的角度看，大宗生物基产品生产总成本中糖原料的成本占50-70%，是决定合成生物学产品能否与石油基产品竞争的关键变量。本研究的秸秆糖生产成本（约1，644元/吨干糖）几乎仅为淀粉糖成本（按淀粉糖成本为售价的90%计算，约为3015元/吨）的一半，这意味着以秸秆糖为原料的合成生物学产品将获得显著的成本优势，有望加速合成生物学在生物燃料、生物材料和大宗化学品领域的产业化进程。



(a) 麦秆糖浆储存前后的性质变化

(a) Property change of wheat straw sugar syrup before and after storage



(b) 麦秆糖浆在不同环境温度下的表观粘度变化

(b) Apparent viscosity change of wheat straw syrup under varying ambient temperatures

图 7　麦秆糖浆长期储存期间的稳定性和可运输性能评价

（用于长期储存测试的麦秆糖浆（总糖浓度~600 g/L）是从 20%（w/w）糖化体系出发生产的。将制得的麦秆糖浆分装于塑料桶内，在室温条件下静置存放 6 个月。对储存前后的糖浆进行取样分析，测定糖（葡萄糖和木糖）浓度、pH、密度和不同温度下的表观粘度）

Fig. 7　Evaluation of the stability and transportability of wheat straw syrup during long-term storage

(The straw syrup used for the long-term storage test (total sugar concentration ~600 g/L) was produced from a saccharification system with a solid loading of 20% (w/w). The obtained syrup was aliquoted into plastic containers and stored statically at room temperature for 6 months. Samples were taken before and after storage to determine the concentrations of glucose and xylose, pH, density, and apparent viscosity at various temperatures)

3　结　论

本文以麦秆为原料，构建了涵盖干法预处理、酶解糖化、生物脱毒及糖浆精制的干法生物炼制技术，在实现零废水外排、零有毒抑制物排放、过程能量自给、低水耗、低腐蚀及长周期原料储

表1 干法生物炼制技术生产秸秆糖的技术经济性分析

Table 1 Techno-economic analysis of dry biorefining process for straw sugar production

(a) 主要操作参数

(a) Main Operation parameters

Operation Parameter	Value
Feedstock consumption (ton/year, 20% moisture content)	62,500.000
Dry feedstock consumption (ton/year)	50,000.000
Syrup production (ton/year)	46,429.680
Dry sugar syrup production (ton/year)	22,286.250
Lignin residue production (dry ton/year)	25,952.960
Dry sugar yield (ton dry sugar/ton dry feedstock)	0.446
Lignin residue yield (ton dry lignin/ton dry feedstock)	0.519
Annual operating time (h)	8,000.000
Plant operating life (years)	10.000

注：秸秆糖浆的干糖含量为48%，Aspen模拟数据显示总干糖的得率为0.446 ton/ton 干秸秆，与实验数据（0.418 ton/ton干麦秆）基本吻合。模拟数据的总干糖得率略高于实验数据的原因在于：进行Aspen模拟时还考虑了糖浆中其他单糖以及杂质的存在（实验数据仅考虑葡萄糖和木糖），设定干糖纯度为98%（盐、脂肪酸等杂质占2%），其中葡萄糖和木糖共占总干糖的92%，甘露糖、阿拉伯糖和半乳糖等非主要单糖共占总干糖的6%，故基于模拟数据的最终实际总糖得率为0.437 ton/ton干秸秆。

Note: The dry sugar content of the straw syrup is 48%. The Aspen simulation shows a total dry sugar yield of 0.446 ton per ton of dry straw, which is in good agreement with the experimental data (0.428 ton per ton of dry wheat straw). The slightly higher total dry sugar yield in the simulation is because the Aspen model also accounts for the presence of other monosaccharides and impurities in the syrup, whereas the experimental data consider only glucose and xylose. In the simulation, the dry sugar purity is set to 98% (with salts, fatty acids, and other impurities accounting for the remaining 2%), among which glucose and xylose together represent 92% of the total dry sugars, and minor monosaccharides such as mannose, arabinose, and galactose represent 6%. Therefore, the actual total sugar yield based on the simulation is 0.437 ton per ton of dry straw.

(b)总成本估算

(b) Total Cost Estimation

Capital cost (CNY/ton dry basis sugar)	343.77
Operating cost (CNY/ton dry basis sugar)	1,299.92
Total cost (CNY/ton dry basis sugar)	1,643.69
Glucose price (CNY/ton)	3,200.00
Selling price of dry sugars (CNY/ton)	3,200.00
Profit of dry syrup (CNY/ton)	1,556.31
Annual profit of dry syrup (CNY/year)	34,684,408.60
Payback period (year) (generic model)	2.21

注：秸秆糖浆基于干糖的定价参照了2026年以来国内淀粉基结晶葡萄糖均价（3200-3500元/吨，数据来源：https：//tangye.mysteel.com/dft/），按淀粉糖低价（3200元/吨）为秸秆糖产品定价来计算投资回报期限。秸秆糖生产工厂设计运行10年，年处理5，000吨干秸秆，年操作时间8，000小时。

Note: The pricing of the straw sugar syrup (on a dry sugar basis) was set with reference to the average domestic price of starch-derived crystalline glucose since 2026 (ranging from 3,200 to 3,500 CNY/ton; data source: https://tangye.mysteel.com/dft/). The lower bound of this price range (3,200 CNY/ton) was adopted as the selling price of the straw sugar product for the calculation of the payback period. The straw sugar production plant was designed for an operational lifetime of 10 years, with an annual processing capacity of 5,000 tons of dry straw and an annual operating time of 8,000 hours.

存的前提下，成功生产出秸秆糖（具体为麦秆糖浆）。所得麦秆糖浆（总糖浓度高于600 g/L）的乙醇、乳酸、油脂发酵性能与玉米干法加工生产的淀粉糖相当，并具有优良的储运性能。质量衡算、能量衡算及技术经济性分析表明，麦秆糖浆的生产成本（基于干糖，约1，644元/吨）接近淀粉糖成本（按淀粉糖成本为售价的90%计算，约为3015元/吨）的一半。该技术为合成生物学提供了

可持续的非粮碳源，弥补了淀粉糖在产能和粮食安全上的不足，打通了秸秆到生物基产品的原料供应链。同时，本技术框架具备向多种生物质（如稻草、玉米秸秆、棉秆和甘蔗渣等）推广的潜力，有望为非粮生物质高值化利用提供通用路径。本文的技术经济分析基于微型工厂模拟，尚需中试验证；固液分离中木质素残渣夹带糖液造成17%-32%的糖损失，也是未来重要的优化方向。未来在推进秸秆糖生产的中试放大并完善多原料技术经济评价的同时，将追求生产成本的进一步降低以充分拓展秸秆糖的应用市场。

参 考 文 献

[1] United States Department of Agriculture (USDA). China Grain and Feed Annual Report[R]. Washington, DC: USDA Foreign Agricultural Service, 2025.

[2] 农业农村部市场预警专家委员 . 中国农产品供需形势分析(CASDE)[R]. 北京: 农业农村部信息中心, 2026.
Market Early Warning Expert Committee of the Ministry of Agriculture and Rural Affairs. China Agricultural Supply and Demand Estimates (CASDE) [R]. Beijing: Information Center of the Ministry of Agriculture and Rural Affairs, 2026.

[3] Wyman C, Dale B. Producing biofuels via the sugar platform [J]. 2015, 111: 45-57.

[4] Singh N, Singhania R R, Nigam P S, et al. Global status of lignocellulosic biorefinery: Challenges and perspectives[J]. Bioresource Technology, 2022, 344.

[5] 国家统计局 . 国家统计局关于2025年粮食产量数据的公告[EB/OL]. 北京: 国家统计局, 2025. https://www.stats.gov.cn/.
National Bureau of Statistics of China. Bulletin on the National Grain Production in 2025[EB/OL]. Beijing: National Bureau of Statistics of China, 2025. https://www.stats.gov.cn/.

[6] Shi W J, Tan T S, Fang Y R, et al. Quantifying reasonable straw removal rate to achieve food security, bioenergy transition and climate mitigation in China[J]. Resources, Conservation and Recycling, 2025, 215: 108114.

[7] Ding K L, Liu D, Chen X L, et al. Scalable lignocellulosic biorefineries: Technoeconomic review for efficient fermentable sugars production[J]. Renewable & Sustainable Energy Reviews, 2024, 202: 114692.

[8] Chen Z H, Chen L, Khoo K S, et al. Exploitation of lignocellulosic-based biomass biorefinery: A critical review of renewable bioresource, sustainability and economic views[J]. Biotechnology Advances, 2023, 69: 108265.

[9] Liu G, Bao J. Constructing super large scale cellulosic ethanol plant by decentralizing dry acid pretreatment technology into biomass collection depots[J]. Bioresource Technology, 2019, 275: 338-344.

[10] Lv Y, Cai B, Xu Y A, et al. Progress and new approaches in the systematic integration of lignocellulose biorefinery technologies[J]. Biotechnology Advances, 2026, 90: 108913.

[11] Han T, Zhang B, Yang H C, et al. Changes in pH Values Allow for a Visible Detection of the End Point in Submerged Liquid Biodetoxification during Biorefinery Processing[J]. ACS Sustainable Chemistry & Engineering, 2023, 11(46): 16608-16617.

[12] Zhao L, Sun Z F, Zhang C C, et al. Advances in pretreatment of lignocellulosic biomass for bioenergy production: Challenges and perspectives[J]. Bioresource Technology, 2022, 343: 126123.

[13] Islam M K, Wang H, Rehman S, et al. Sustainability metrics of pretreatment processes in a waste derived lignocellulosic biomass biorefinery[J]. Bioresource Technology, 2020, 298: 122558.

[14] Kim J S, Lee Y Y, Kim T H. A review on alkaline pretreatment technology for bioconversion of lignocellulosic biomass[J]. Bioresource Technology, 2016, 199: 42-48.

[15] Beig B, Riaz M, Naqvi S R, et al. Current challenges and innovative developments in pretreatment of lignocellulosic residues for biofuel production: A review[J]. Fuel, 2021, 287: 119670.

[16] Sewsynker-Sukai Y, Naomi David A, Gueguim Kana E B. Recent developments in the application of kraft pulping alkaline chemicals for lignocellulosic pretreatment: Potential beneficiation of green liquor dregs waste[J]. Bioresource Technology, 2020, 306, 123225.

[17] Guo H L, Zhao Y, Chang J S, et al. Inhibitor formation and detoxification during lignocellulose biorefinery: A review[J]. Bioresource Technology, 2022, 361: 127666.

[18] He Y Q, Zhang J, Bao J. Acceleration of biodetoxification on dilute acid pretreated lignocellulose feedstock by aeration and the consequent ethanol fermentation evaluation[J]. Biotechnology for Biofuels, 2016, 9: 19.

[19] Han T, Zhang B, Li H X, et al. Year-Round Storage Operation of Three Major Agricultural Crop Residue Biomasses by Performing Dry Acid Pretreatment at Regional Collection Depots[J]. ACS Sustainable Chemistry & Engineering, 2021, 9 (13): 4722-4734.

[20] Liu G, Bao J. Maximizing cellulosic ethanol potentials by minimizing wastewater generation and energy consumption: Competing with corn ethanol[J]. Bioresource Technology, 2017, 245: 18-26.

[21] Shao S, Zhang J, Bao J. Reduction of Reactor Corrosion by Eliminating Liquid-Phase Existence in Dry Dilute Acid Pretreatment of Corn Stover[J]. Energy & Fuels, 2017, 31(6): 6140-6144.

[22] Zhang B, Liu X C, Bao J. High solids loading pretreatment: The core of lignocellulose biorefinery as an industrial

technology – An overview[J]. Bioresource Technology, 2023, 369, 128334.

[23] Sluiter A, Hames B, Ruiz R, et al. Determination of structural carbohydrates and lignin in biomass[R]. Technical Report NREL/TP-510-42618, Golden, CO: National Renewable Energy Laboratory, 2010.

[24] Sluiter A, Hames B, Ruiz R, et al. Determination of Ash in Biomass[R]. Laboratory Analytical Procedure (LAP), 2008.

[25] International Standard: ISO 10520. Determination of starch content–Ewers polarimetric method[S]. 1997.

[26] Bradford M M. A rapid and sensitive method for the quantitation of microgram quantities of protein utilizing the principle of protein-dye binding[J]. Analytical Biochemistry, 1976, 72(1): 248-254.

[27] Chen A, Zhang B, Bao J. Adaptive evolution of Paecilomyces variotii enhanced the biodetoxification of high-titer inhibitors in pretreated lignocellulosic feedstock[J]. Bioresource Technology, 2024, 411, 131351.

[28] Zhang B, Geberekidan M, Yan Z, et al. Very High Thermotolerance of an Adaptive Evolved Saccharomyces cerevisiae in Cellulosic Ethanol Fermentation[J]. Fermentation, 2023, 9(4): 393.

[29] Li Z B, Zhang L X, Zhang B, et al. pH shifting adaptive evolution stimulates the low pH tolerance of Pediococcus acidilactici and high L-lactic acid fermentation efficiency[J]. Bioresource Technology, 2025, 416, 131813.

[30] He Y Q, Zhang J, Bao J. Dry dilute acid pretreatment by co-currently feeding of corn stover feedstock and dilute acid solution without impregnation[J]. Bioresource Technology, 2014, 158: 360-364.

[31] He Y Q, Zhang L P, Zhang J, et al. Helically agitated mixing in dry dilute acid pretreatment enhances the bioconversion of corn stover into ethanol[J]. Biotechnology for Biofuels, 2014, 7: 1.

[32] Han X S, Bao J. General Method to Correct the Fluctuation of Acid Based Pretreatment Efficiency of Lignocellulose for Highly Efficient Bioconversion[J]. ACS Sustainable Chemistry & Engineering, 2018, 6(3): 4212-4219.

[33] Zhang B, Khushik F A, Zhan B, et al. Transformation of lignocellulose to starch-like carbohydrates by organic acid-catalyzed pretreatment and biological detoxification[J]. Biotechnology and Bioengineering, 2021, 118(10): 4105-4118.

[34] Wang Y, Yang H C, Zhang B, et al. Continuous enzymatic saccharification and its rheology profiling under high solids loading of lignocellulose biomass[J]. Biochemical Engineering Journal, 2022, 186: 108543.

[35] He N N, Jia J, Qiu Z Y, et al. Cyclic l-lactide synthesis from lignocellulose biomass by biorefining with complete inhibitor removal and highly simultaneous sugars assimilation[J]. Biotechnology and Bioengineering, 2022, 119(7): 1903-1915.

[36] Liu G, Zhang Q, Li H X, et al. Dry biorefining maximizes the potentials of simultaneous saccharification and co-fermentation for cellulosic ethanol production[J]. Biotechnology and Bioengineering, 2017, 115(1): 60-69.

[37] Liu G, Bao J. Evaluation of electricity generation from lignin residue and biogas in cellulosic ethanol production[J]. Bioresource Technology, 2017, 243: 1232-1236.

[38] Wang Y, Zhang B, Liu X C, et al. Balanced water and heat energy recycling by full evaporation of wastewater (FEW) in dry biorefining processes of lignocellulose biomass[J]. Waste Management, 2025, 193: 307-316.

[39] Wang Y, Zhang B, Bao J. Rigorous Calculation of Greenhouse Gases (GHG) in Sustainable l-lactic Acid Production from Lignocellulosic Biomass based on Advanced Biorefinery Processing Technology[J]. ACS Sustainable Chemistry & Engineering, 2025, 13(17): 6186-6196.

[40] Shao S, Zhang J, Hou W L, et al. Lower pressure heating steam is practical for the distributed dry dilute sulfuric acid pretreatment[J]. Bioresource Technology, 2017, 238: 744-748.

[41] 齐春华. 低温多效海水淡化装置性能评价指标确立及典型工程数据分析[J]. 工业水处理, 2025, 45(10): 219-226.
Qi C H. Establishment of performance evaluation indicators for low-temperature multi-effect seawater desalination equipment and analysis of typical engineering data[J]. Industrial Water Treatment, 2025, 45(10): 219-226.

[42] Humbird D, Davis R, Tao L, et al. Process design and economics for conversion of lignocellulosic biomass to ethanol [R]. Report NREL/TP-5100-47764, 2011.

[43] Zactruba J. The Efficiency of Power Plants of Different Types [EB/OL]. Brighthub Engineering, 2019.

[44] Hydraulic Institute. Rotodynamic Pumps - Guideline for Effects of Liquid Viscosity on Performance[S]. American National Standard: HI 967-2021, 2021.

通讯作者：鲍杰（1963—），男，教授，博士，博士生导师。研究方向为液体生物燃料和可生物降解聚合物的碳中和生物炼制技术和合成生物学等。

E-mail：jbao@ecust. edu. cn

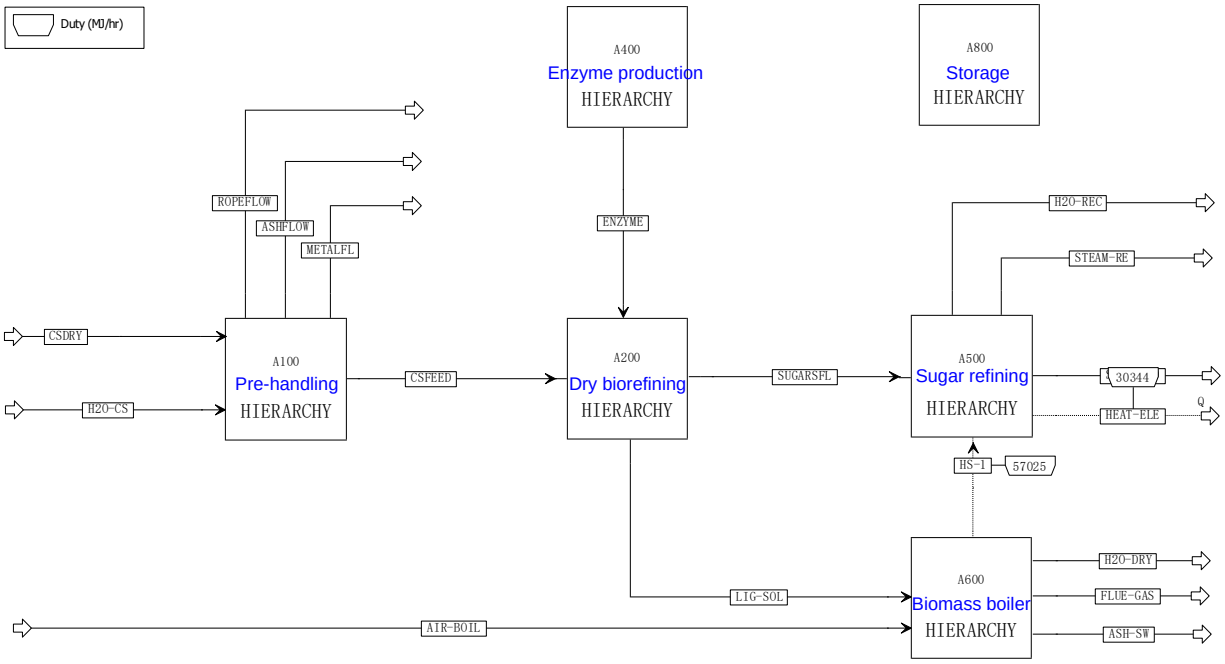
第一作者：韩涛（1995—），男，博士，博士后。研究方向为木质纤维素类非粮生物质的生物能源转化与生物炼制技术。

E-mail：than@ecust. edu. cn

附录

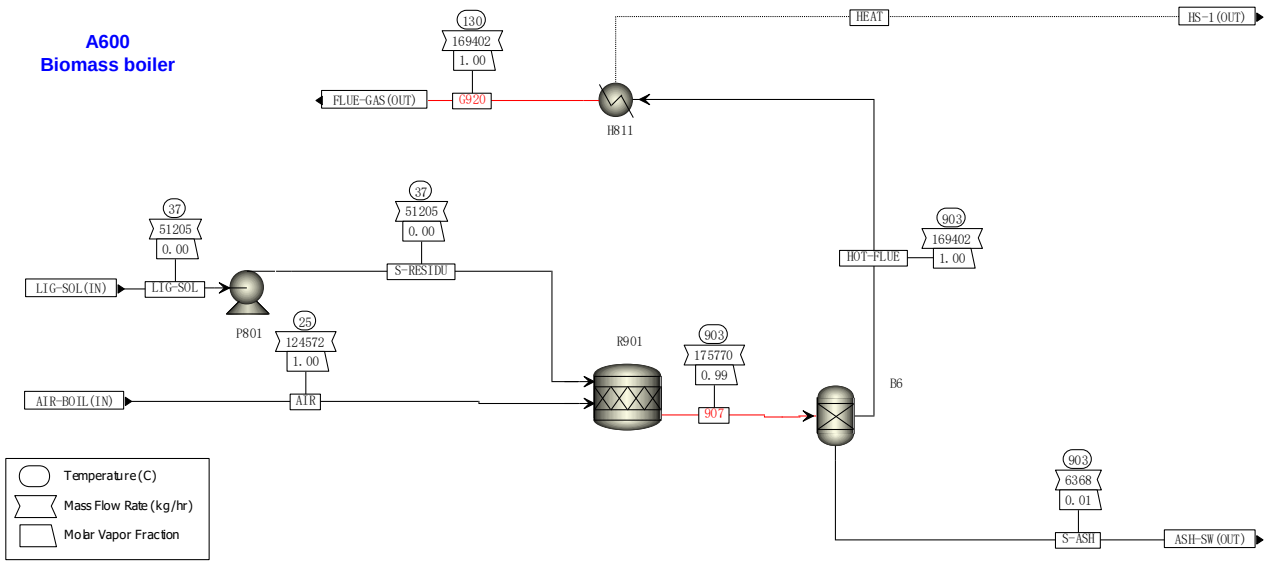
附图 1　干法预处理反应器备实际图片

Supplementary Figure 1　Design of dry pretreatment reactor and actual picture of pretreatment equipment



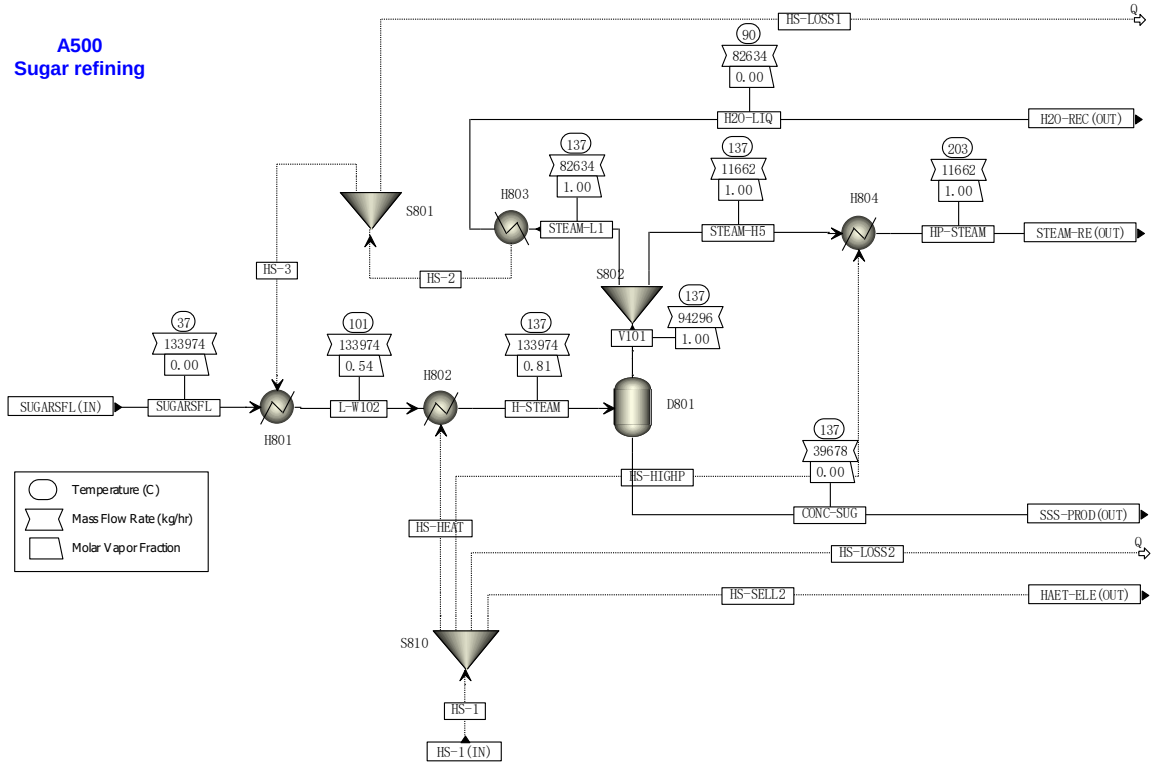
（a）　秸秆糖浆生产整体工艺流程的能量流 Aspen 模拟

(a)　Aspen simulation of the mass and energy flows for the overall straw syrup production process.



（b） 生物质锅炉利用木质素残渣的物料流和能量流 Aspen Plus 流程模拟

(b) Aspen Plus simulation of the mass and energy flows for a biomass boiler utilizing lignin residue.



（c） 秸秆糖浆精制工艺流程的物料流和能量流 Aspen Plus 模拟

(c) Aspen Plus simulation of the mass and energy flows for the straw syrup refining process.

附图 2 秸秆糖浆生产工艺的 Aspen Plus 流程模拟

Supplementary Figure 2 Process Simulation of Straw Syrup Production Using Aspen Plus

附表1 技术经济性分析

Supplementary Table 1 Techno-economic analysis

(a) 总资金投入

(a) Total capital investment

Equipment	Technical parameters	Unit Price (10^4 CNY)	Quantity	Total Price (10^4 CNY)
Pre-handling Unit				
Forklift truck	6.25 ton/h	20	1	24.00
Bag breaker	6.25 ton/h	10	1	12.00
Grinder	6.25 ton/h	100	1	120.00
Vibrating screen	6.25 ton/h	20	1	24.00
Conveyor belt	6.25 ton/h	50	1	60.00
Cyclone separator	6.25 ton/h	20	1	24.00
Subtotal				228.00
Pretreatment Unit				
Pretreatment Reactor	10 m^3	60	5	360.00
Plug Screw Feeder	10 ton/h	10	5	60.00
Sulfuric acid tank	500 L	5	1	6.00
Sulfuric acid metering pump	5 m^3/h	5	5	30.00
Subtotal				456.00
Saccharification and detoxification units				
Pretreated feedstock tank	20 m^3	20	1	24.00
Liquefaction reactor	15 ton/h	30	1	36.00
Saccharification reactor	200 m^3	120	8	1152.00
Detoxification reactor	150 m^3	100	8	960.00
Detoxification seed expansion package	10 m^3	30	4	144.00
Vertical conveyor	12.5 ton/h	20	1	22.00
Neutralizer storage tank	500 L	10	1	12.00
Metering pump	5 m^3/h	5	8	48.00
Subtotal				2398.00
Sugar refining unit				
Saccharified hydrolysate tank	200 m^3	20	2	48.00
Plate and frame system	40 ton/h	80	1	96.00
Multi-effect evaporation	20 ton/h	100	1	120.00
Syrup storage tank	250 m^3	30	1	36.00
Subtotal				300.00
Biomass boiler unit				400.00
Cellulase production unit				300.00
Inside boundary limits (ISBL) Equipment and installation cost				4082.00
Utilities				
Sterile air system	100 Nm^3/min	40	2	120.00
Weighbridge	40 t	10	1	12.00
Subtotal				132.00
Total equipment and installation cost				4214.00
Warehouse	5% of equipment and installation Cost			204.10
Piping system	5% of equipment and installation Cost			204.10
Total direct costs (TDC)				4622.20
Indirect costs				
Maintenance	2% of the total direct cost (TDC)			92.44
Total fixed capital investment (TFCI)				4714.64
Plant buildings	20% of the total fixed capital investment (TFCI)			942.93
Working capital	5% of the total fixed capital investment (TFCI)			235.73
Initial total capital investment				5893.31
Loan interest (10 years)	3% of annual interest rate			1767.99
Initial total capital including interest				7661.30
Capital cost (CNY/ton dry basis sugar)				343.77

选用于秸秆糖浆生产的酶糖化体系在20%（w/w）的固含量下运行。所有相关设备的安装系数统一计算为1.2。

The enzymatic saccharification system selected for straw syrup production operated at a solid content of 20% (w/w). The installation factor was consistently calculated as 1.2 for all relevant equipment.

(b) 可变操作成本

(b) Variable Operating Costs

Stream	Mass flow rate (kg/h)	Price(CNY /ton)	Cost(CNY /h)	Cost(CNY /ton dry sugars)
Wheat straw (Dry)[a]	6250.00	300.00	1875.00	673.06
Cellulase enzyme Protein [b]	25.00	57500.00	1437.50	516.01
Sulfuric acid [c]	191.33	360.00	68.88	24.72
Calcium hydroxide [d]	141.77	400.00	56.71	20.36
Process water [e]	7017.50	1.50	10.53	3.78
Lignin residue [f]	1044.61	-400.00	-417.84	-149.99
Wastewater treatment [g]	0.00	40.00	0.00	0.00
Electricity [h]	Hourly electricity consumption (kWh/h)	Unit electricity price (CNY/ kWh)	Electricity cost (CNY/h)	Production cost (CNY /ton of dry syrup)
	449.40	0.59	266.77	95.76
Total variable operating cost				1183.70

[a]技术经济评估基于每年处理5万吨麦秸（以干重计）和8，000 h运行时间，对应处理能力为6，250 kg/h。

[b]假设纤维素酶通过在位生产模式供应，其成本降低75%。酶加载标准为每克干物质4 mg酶蛋白。酶制剂的单价为每千克23元人民币，酶蛋白浓度为10%。

[c]预处理中，硫酸用量设定为每克干物质30毫克（即干物质的3%），通过稀释质量分数为98%的浓硫酸进行配制。

[d]使用氢氧化钙（400元/吨）中和预处理后的物料。工艺水主要来源于秸秆糖浆生产过程中的内部循环，并补充少量新鲜水。

[e]工艺水的质量流量通过Aspen Plus模拟计算得出。

[f]残余木质素的热值相当于标准煤的80%。因此，其销售价格根据标准煤价格的80%计算。此外，在实现工艺本身能源自给（主要为蒸汽）后，木质素残渣中仍有32.2%的热能富余。因此，在计算运营成本时，出售剩余32.2%木质素残渣的利润被用于抵扣部分成本。

[g]秸秆糖浆生产过程不产生废水，因此废水处理成本为零。

[h]每吨干基糖的耗电量为161.32千瓦时（基于图5(b)所示计算结果）。电价设定为每千瓦时0.59元人民币。

[a] The techno-economic assessment is based on an annual processing capacity of 50,000 tons of wheat straw (dry weight basis) and 8,000 hours of operating time, corresponding to a handling rate of 6,250 kg/h.

[b] Cellulase was assumed to be supplied via an on-site production model, reducing its cost by 75%. The enzyme loading standard was 4 mg of enzyme protein per gram of dry matter. The unit price of the enzyme preparation was CNY 23 per kg, with an enzyme protein concentration of 10%.

[c] For pretreatment, sulfuric acid dosage was set at 30 mg per gram of dry matter (i.e., 3% of the dry matter), prepared by diluting concentrated sulfuric acid with a mass fraction of 98%.

[d] Calcium hydroxide (price: CNY 400 per ton) was used to neutralize the pretreated slurry. Process water was primarily sourced from internal recycling within the syrup production process, supplemented with a minimal amount of fresh water.

[e] Mass flow rate of process water was calculated by Aspen Plus simulation.

[f] The heating value of the residual lignin was equivalent to 80% of that of standard coal. Therefore, its selling price was calculated based on 80% of the standard coal price. Furthermore, after achieving energy self-sufficiency (primarily in steam) for the process, 32.2% of the thermal energy from the lignin residue remained surplus. Consequently, when calculating operating costs, the profit from selling this remaining 32.2% of the lignin residue was used to offset a portion of the costs.

[g] The straw syrup production process generates no wastewater, resulting in a wastewater treatment cost of zero.

[h] The electricity consumption was 161.32 kWh per ton of dry sugar (based on the calculation results shown in Figure 5(b)). The electricity price was set at 0.59 CNY/kWh.

（c） 固定操作成本

（c） Fixed Operating Costs

Positions	Number	Salary (CNY/Year)	Total Salary (CNY/Year)
Plant Manager	1	200,000	200,000.00
Workshop Manager	1	150,000	150,000.00
Process Engineer	3	150,000	450,000.00
Facilities Engineer	3	150,000	450,000.00
Analysis Engineer	2	120,000	240,000.00
Process Operators	10	100,000	1,000,000.00
Clerks & Secretaries	1	100,000	100,000.00
Total Fixed Operating Costs (CNY/year)			2,590,000.00
Fixed Operating Costs (CNY/ ton of dry sugar syrup)			116.22
Total Operating Costs (CNY/ ton of dry sugar syrup)			1299.92