

基于 Aspen Plus 平台资源节约型木质纤维素乙醇生产工艺流程模拟

摘要

利用商业软件 Aspen Plus 对日产 1 kg 乙醇的纤维素乙醇微型工厂纤维素乙醇生产流程建立了流程模拟模型，在模型中构建了完整的生物质组分物性数据库，对纤维素乙醇微型工厂生产过程进行了严格的物料衡算和能耗计算，并分析了水回收和折算后综合能耗对过程经济性的影响，同时考察了不同的过程操作参数对生产千克乙醇用水量、废水排量和能耗的影响。结果表明，在纤维素乙醇微型工厂最大生产能力下，微型工厂从玉米秸秆生产千克纤维乙醇的水用量为 2.6 kg、蒸汽用量 3.7 kg，废水量 8.1 kg，均低于目前工艺水平下的玉米淀粉生产乙醇水用量和废水量；消耗各种形式能量 36.5 MJ，产出能量为 53.6 MJ，能量产出大于能量投入；生产过程能耗折合 1.8 kg 标准煤，与加工过程中的产出能量相当，能量投入和能量产出基本平衡。根据工况比较结果，选择预处理预浸固液比为 2:1、预处理温度 190℃、同步糖化与发酵固体含量 30.0%、酶用量 15.0 FPU/gDM 作为最佳纤维乙醇生产工艺。本文流程模拟模型基于严格热力学意义上的物耗、水耗、能耗及综合能耗计算结果可作为纤维素乙醇产业化可行性的重要依据。

关键词：纤维素乙醇微型工厂；流程模拟；水耗；综合能耗

The Process Simulation of Cellulosic Ethanol Production from Corn Stover Based on The Aspen Plus Technology

Abstract

A flow-sheet simulation model for cellulosic ethanol production process in the biorefinery mini-plant of East China University of Science and Technology has been established in this dissertation using the commercial software Aspen Plus. The simulation model constructed a complete biomass property database and investigated many aspects concerning ethanol production process, including a rigid material balance and energy consumption calculation about the process, the effect of waste-water recycling and comprehend energy consumption on the process economy and the effect of different operational parameters on the water usage, waste-water discharge and energy consumption for unit ethanol production. The results showed that, under the maximum productivity of the cellulosic ethanol mini-plant, producing 1 kg cellulosic ethanol required 2.6 kg of fresh water and 3.7 kg of steam, which was lower than the consumption of the corn based ethanol process; required energy input 36.5 MJ and generated 53.6 MJ, which means that the energy generation was greater than the energy consumption; the integrated energy consumption was 1.8 kg standard coal equivalent for both the energy consumption and the energy generation. On the other hand, the optimum cellulosic ethanol production parameters were at solids/liquid ratio of 2.0 in presoaking step, at full filling feedstock ratio in the pretreatment reactor, at 190 °C pretreatment temperature and at 30% (w/w) corn stover solids loading with 15.0 FPU/gDM cellulase dosage. The present results and the Aspen plus model are important for the commercialization of the cellulosic ethanol industry.

Keywords: cellulosic ethanol mini-plant; Aspen plus; flow-sheet simulation; water consumption; comprehend energy consumption

目录

| | |
|--------------------------------------|----|
| 前言 | 1 |
| 第 1 章 文献综述 | 3 |
| 1.1 生物质能源的意义 | 3 |
| 1.2 生物质能源的开发技术 | 4 |
| 1.3 生物质乙醇 | 7 |
| 1.4 化工过程模拟及 Aspen Plus | 8 |
| 1.5 稳态化工流程模拟软件 Aspen Plus | 9 |
| 第 2 章 纤维素乙醇微型工厂及资源节约型纤维素乙醇生产工艺 | 11 |
| 2.1 纤维素乙醇微型工厂简介 | 11 |
| 2.2 资源节约型纤维素乙醇生产工艺 | 14 |
| 2.3 纤维素乙醇微型工厂实验材料及方法 | 15 |
| 第 3 章 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型的建立 | 18 |
| 3.1 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型基准 | 18 |
| 3.2 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型假设 | 19 |
| 3.3 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型全局物性方法 | 19 |
| 3.4 资源节约型纤维素乙醇模型组分及生物质组物性数据库 | 20 |
| 3.5 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型单元操作模块选择 | 21 |
| 3.6 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型建立 | 24 |
| 3.7 资源节约型纤维乙醇流程模型模型准确性验证 | 26 |
| 第 4 章 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型结果分析 | 28 |
| 4.1 纤维素乙醇微型工厂物料平衡 | 28 |
| 4.2 纤维素乙醇微型工厂水平衡、千克纤维素乙醇水用量和废水排量及水回收 | 29 |
| 4.3 纤维素乙醇微型工厂各工段能耗及综合能耗 | 30 |
| 第 5 章 纤维素乙醇微型工厂工况分析及优化 | 34 |
| 5.1 预处理预浸固液比对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响 | 34 |
| 5.2 预处理温度对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响 | 38 |
| 5.3 同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响 | 43 |
| 5.4 同步糖化与发酵酶用量对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响 | 48 |
| 5.5 本章小结 | 51 |
| 结论 | 52 |
| 附录 | 53 |
| 参考文献 | 60 |

前言

纤维素乙醇生产过程包括原料前处理、原料预处理、预处理后物料脱毒、同步糖化与发酵及乙醇精馏分离等工段。这些工段紧密关联, 仅仅通过实验手段很难探索纤维素乙醇生产规律和生产过程中的关键要素。计算机模拟 (Computer Simulation) 具有强大的数据挖掘能力, 能够对纤维素乙醇生产过程进行数据分析、设计和生产过程经济评价, 也可以对不同生产工艺进行比较或是对生产工艺进行优化。计算机模拟可作为强大的分析工具, 对生产工艺进行分析和评估, 寻找生产工艺中的瓶颈, 为将来的工作指明方向。

Aspen Plus 是大型的商用化工过程流程模拟系统, 含有一套完整的单元操作模块及完善的组分物性数据库, 可以对化工生产过程进行严格意义的物料衡算和能量衡算, 广泛的应用于诸多化工领域^[1]。利用 Aspen Plus 对木质纤维素生产燃料乙醇过程进行流程模拟可以严格衡算生产过程中关键物料的消耗, 例如分析生产过程中水平衡可以严格考察生产过程中水用量、废水排量。通过 Aspen Plus 能量衡算可以对木质纤维素生产燃料乙醇过程各工段的能量投入严格计算, 尤其可以对乙醇精馏工段精确模拟, 研究者可以方便的根据同步糖化与发酵工段发酵液中不同乙醇出料浓度获得相应乙醇精馏能耗作为实验方案制定的参考, 减轻了精馏实验负担。

Galbe和Zacchi利用Aspen Plus对木质纤维素酶解生产乙醇过程进行流程模拟, 通过循环利用过程废水降低乙醇生产过程的废水排放, 提高精馏进料中乙醇浓度^[2]。Byers利用Aspen Plus对木屑酸解生产丙酮/丁醇过程进行流程模拟, 分析确定了二步酸解过程中酸的回收速率对生产过程经济性的影响^[3]。Kou等人对热化学转化多种生物质原料的过程进行了研究, 并评估了对该过程进行计算机模拟的可行性^[4]。美国国家可再生能源实验室(National Renewable Energy Laboratory, NREL) 利用Aspen plus建立了木质纤维素原料生产燃料乙醇的过程设计和技术经济评价模型, 分析纤维素乙醇生产过程中的平衡关系, 并将其用于快速评价新技术的发展对过程设计和经济效益的影响^[5]。这些工作将 Aspen plus流程模拟软件应用于木质纤维素转化过程的流程模拟, 但仍存在诸多不足之处: 建立的流程模型组分物性数据库没有完全包含木质纤维素转化生产过程中涉及的所有组分; 过程的收率、能耗、水耗和废水处理等指标没有实际过程或实验数据的对照; 流程模型的能耗计算中没有对不同形式的能量消耗(如蒸汽、电能等)加以区分等等。

在目前进行的纤维素乙醇研究工作中, 研究者的精力大都集中在提高纤维素酶酶活或者是提高发酵菌种乙醇收率这样的微观尺度问题上, 对纤维素乙醇生产过程中的水用量、废水排量和能耗这样的工程问题关注较少^[6,7,8]。针对纤维素乙醇在工业化过程中存在的能耗、水耗和废水排量等工程问题, 本实验室开发了一种低水用量、低能耗的资源节约型纤维乙醇生产工艺, 包括极低水用量的稀酸预处理方法和高固体含量同步糖化与发酵的纤维乙醇发酵方法, 并在我们建立的纤维素乙醇微型工厂上进行了验证, 取得较好的效果^[9]。

为了对我们开发的资源节约型纤维素乙醇生产工艺进行严格意义的物料衡算、能量衡算和经济评价，考察纤维素乙醇生产过程中生产者关心的原料消耗、能量消耗、产品乙醇、副产品的产量和质量及生产成本。根据我们开发的资源节约型纤维素乙醇生产工艺，利用流程模拟软件 Aspen Plus 建立与纤维素乙醇微型工厂的生产能力完全等价的流程模拟模型，在流程模型中对纤维素乙醇生产过程中涉及的 34 种生物质组分建立的严格意义的生物质组分数据库用于对该生产过程进行严格意义的物料衡算和能量衡算。针对纤维素乙醇生产过程中消耗的不同形式能量，利用国家综合能耗规范和地方发电煤耗标准折算成以标准煤用量表示的综合能耗进行比较。通过与 NREL 建立的纤维素乙醇流程模拟模型中的精馏操作部分进行比较，对本文所建模型中关键组分物性数据库和物性方法的可靠性进行了等价性测试。根据建立的流程模型，严格衡算纤维素乙醇微型工厂生产千克乙醇的水用量、废水排量、各工段能耗和综合能耗，并根据物料衡算结果分析纤维素乙醇生产过程中水平衡，对排放的水分回收利用。

将纤维素乙醇微型工厂生产工艺开发过程中的预处理预浸固液比、预处理温度、同步糖化与发酵固体含量、酶用量等不同工况下生产数据，代入建立的资源节约型纤维素乙醇生产流程模型，考察不同工况对生产千克乙醇水耗、废水排量和能耗的影响。工况分析结果表明，以生产千克乙醇水耗、废水排量和能耗为优化目标得到的最佳纤维素乙醇生产工艺是预处理预浸固液比为 2:1、预处理温度 190°C、同步糖化与发酵固体含量 30.0%(w/w)、酶用量 15.0 FPU/gDM。这与资源节约型纤维素乙醇生产工艺相同，本文从另一角度证明了我们之前开发的资源节约型纤维素乙醇生产工艺在节能、节水方面的优势。

第 1 章 文献综述

1.1 生物质能源的意义

能源是人类社会赖以生存与发展的物质基础。目前人类利用的能源主要来自煤碳、石油、天然气等传统的化石燃料。伴随着世界经济的蓬勃发展,人类对能源的需求与日俱增。随着人类不断开采,化石燃料的储量日益枯竭,其价格也随之剧增,据估计汽油和天然气的价格到2050将会增加1倍^[10]。与此同时世界的能源需求量也成倍增加,到2030年世界的能源需求将会增加53.0%,这其中的70.0%来自中国^[11]。随着中国经济的飞速发展,中国的能源供应已经从原来的基本自给自足转变成一个能源净进口国。1993-2000年间,中国的石油进口量平均每年增长33.0%左右。据预计到2020年中国的石油需求量将会达到3.8亿吨,同时石油缺口将会达到1.8亿吨,石油的自给率仅为60.0%^[12]。

国际能源机构(International Energy Agency, IEA)在1994年初发布了一项统计数据:在1993年中国已成为石油净进口国,这也是中国自上世纪60年代以来首次成为年度石油净进口国。随后几年这项统计数据改变了石油市场和全球经济的格局,现在中国的石油进口量仅次于美国,为全球第二大石油净进口国。人们把这个世界上人口最多的国家从某个资源的出口国变为进口国称之为中国时刻(China Moment)。如今中国的煤炭也迎来了中国时刻,2009年中国首次成为煤炭净进口国。在2009年中国总共进口了1.04亿吨煤(包括用于发电的动力煤和用于炼钢的炼焦煤),与此相比中国在2003年净煤炭出口为8000万吨^[13]。这也意味着继石油后,中国在煤炭的供应上也将存在紧缺。因此,从经济社会的可持续发展战略和国家能源安全出发,更加应该努力实现能源多样化,加快新能源替代技术的开发和利用。

生物质能源是人类历史上最重要的能量来源之一。自从人类开始使用火,就一直在开发利用生物质能源。就现在而言,生物质能源是世界第四大能量消耗的来源,仅次于煤炭、石油和天然气,大力发展生物质能源具有相当大的意义^[14]。与煤炭、石油和天然气等化石燃料不同,生物质能源是可再生的能源。生物质原料数量巨大而且分布广,可开发能力巨大。在中国,每年可以生产 6×10^8 吨的秸秆,可收集的畜粪 8×10^8 吨,变质的陈化粮 2.5×10^7 吨^[15]。如果这些能源能够充分利用,将极大地缓解我国目前的能源困境。从我国的生物质储量和国内外的生物质研究和实践上看,我国生物质能源的开发利用是完全可行的^[16,17]。

生物质能源的优势在于产量巨大,而且是可再生能源。生物质能主要是通过生物体的光合作用储存的太阳能,在人类可预测的生存时间内能够无限利用。消耗生物质能源排放的 CO_2 相当于生物质在生长的过程中吸收的 CO_2 ,因此利用生物质能源能够避免额外的 CO_2 的排放,不会加剧地球的温室效应;相比于化石燃料,生物质原料中的硫含量、氮含量较低,在燃烧过程中产生的氮化物和硫化物较少,因此利用生物质能源可以减少

能源利用过程中氮化物、硫化物的排放。但是生物质自身也存在能量密度低、氧含量高、碳含量低、输送困难等缺点。

1.2 生物质能源的开发技术

现阶段生物质能源的利用方式主要有以下几类：生物质的直接燃烧、生物质和煤的混合燃烧、生物质的气化、生物质液化等^[18,19,20]

1.2.1 生物质的直接燃烧及与煤的混合燃烧

生物质直接燃烧技术是人类利用生物质能源的最早及最成熟的技术。人们对能源最初的利用就是从生物质的直接燃烧开始的。我国许多史籍都有关于人类对生物质燃烧利用的记载：如《韩非子·五蠹》中提到“燧人氏，钻木取火，以化腥臊”；《河图挺佐辅》关于利用生物质的记载：“伏羲禅于伯牛，错木取火”。从能量转换的角度看，生物质燃烧是通过燃烧将生物质含有的化学能转化成热能进行利用。生物质的直接燃烧是最普遍的生物质能转换技术。现代生物质直接燃烧技术发起于丹麦，丹麦的BWE公司率先研发秸秆等生物质直燃发电技术，并于1988年投产了世界上第一座秸秆直燃发电厂。生物质另一种利用形式是生物质和煤的混合燃烧技术，即将生物质与煤混合后进行燃烧（通常混合比例为15.0%(w/w)的生物质），现有的燃煤锅炉进行小幅度的改动后即可实现生物质与煤的混合燃烧。生物质直接燃烧过程见图1.1。

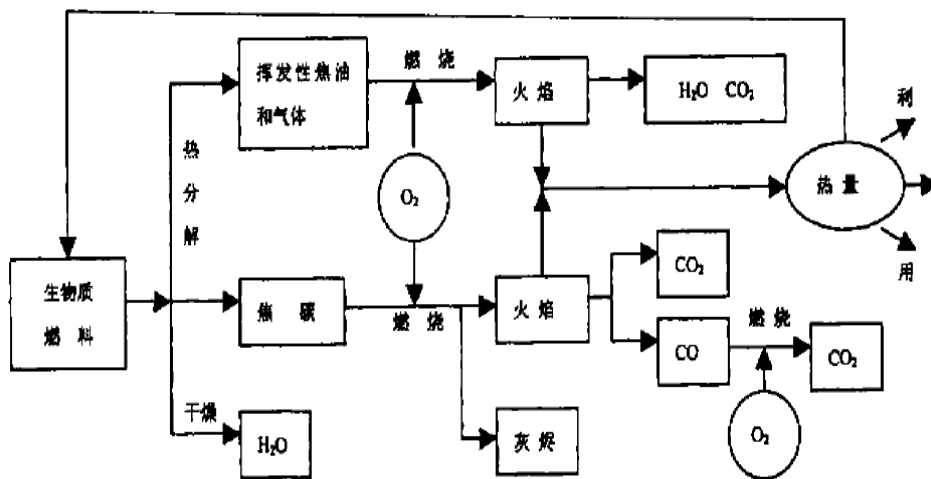


图 1.1 生物质燃料的直接燃烧过程

Fig. 1.1 The direct combustion process of biomass fuel

生物质燃料的燃烧与煤炭燃料的燃烧主要有以下区别^[21]：第一，生物质燃料的含碳量，尤其是含固定碳较煤炭少，因此生物质燃料的燃烧时间短、燃烧过程的热值较低；第二，生物质燃料组成中氢含量大且挥发分较多，因此生物质燃料比煤炭更易点燃，且生物质燃烧初期析出量较多，在空气及温度不足的情况下容易产生镶黑色边缘的火焰；第三，生物质燃料组成中的氧含量大于煤炭，因此生物质燃烧过程需要的空气供应量低于煤炭；第四，生物质燃料的密度小，与煤炭相比生物质更易燃烧和燃尽；第五，生物

燃料含碱量低, 生物质燃料的含碱量大都低于0.2, 与煤炭相比燃烧时可不用设置脱硫装置, 燃烧装置的成本较低。

1.2.2 生物质的气化

将固态的生物质燃料转化成更易利用的气态燃料过程称为生物质气化。生物质气化的气化机理为生物质在不充分燃烧的情况下, 生物质中的碳与水蒸汽、结合氧或游离氧进行热化学反应, 生成 CH_4 、 H_2 、 CO 等可燃气体。

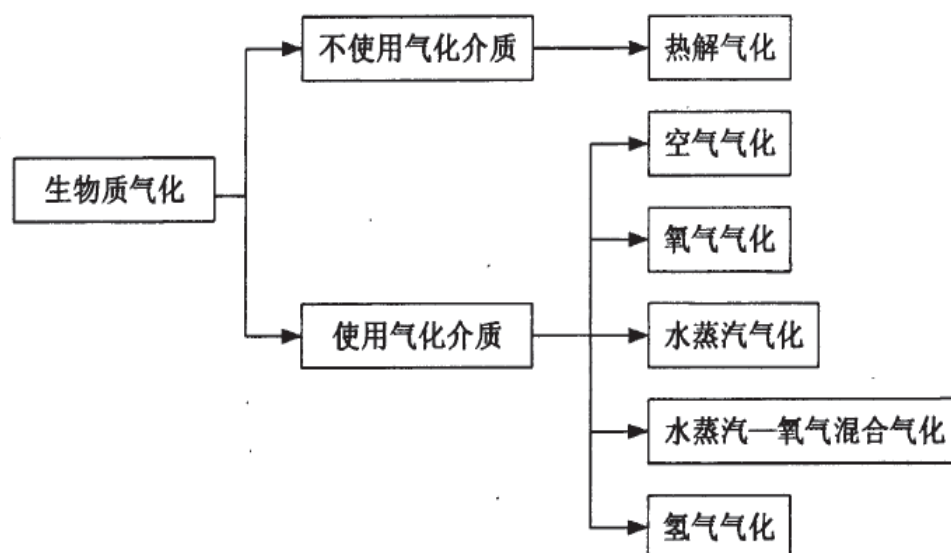


图 1.2 生物质气化的分类

Fig. 1.2 The classification of biomass gasification

生物质气化的分类如图1.2^[22]。生物质气化按气化剂的不同可分为使用气化剂和不使用气化剂两类。不使用气化剂的生物质气化主要是指热解气化。使用气化剂的生物质气化过程可分为空气气化、氧气气化、水蒸气气化等等。

生物质气化过程比较复杂, 不同气化工艺的气化反应条件和气化剂种类各式各样, 但整个气化过程基本可以分为生物质的干燥、生物质的热分解、还原和氧化这几个过程:

(1) 生物质干燥: 在自然储藏条件下的生物质含有一定量水分, 当生物质进入气化装置后生物质中的水分在气化反应炉的高温条件下析出, 这个过程称之为生物质的干燥。在生物质的表面水分没有完全析出前, 生物质的温度保持不变。

(2) 生物质的热分解: 在热解过程中生物质中的大分子碳水化合物降解, 析出各种挥发分 (主要有 H_2 、 CO 、 CO_2 、 CH_4 、焦油和其他碳水化合物), 剩下的生物质中的碳构成进一步气化反应的基体。在 150°C 时生物质发生不可逆的热分解反应。

(3) 还原反应: 在没有氧的参与下, 生物质中的碳与气流中的 CO_2 、 H_2O 或 H_2 反应, 生产可燃气体。还原反应是吸热反应, 需要吸收外界热量用于维持反应温度。

(4) 氧化反应: 为了给前序阶段干燥、热解和还原反应提供必需的能量, 生物质气化后的剩余在氧气的参与下燃烧, 氧化反应的温度可达到 $800-1200^\circ\text{C}$ 。

在实际的生物质气化过程中, 通常把生物质的干燥区和热解区称作燃料准备区, 生

物质的还原和氧化区称之为气化区。但不同生物质气化区之间并没有严格的界限，各区是相互渗透的。

1.2.3 生物质的液化

生物质液化即将固态的生物质原料转化为液态产品。从生物质液化的工艺可以将生物质液化分为生物法和热化学法。生物法是指利用各种方式将生物质降低成单糖,然后利用微生物转化成液体燃料。生物质热化学法液化主要有快速热解液化和加压催化液化等^[23]。

生物质生物法液化: 生物质生物法液化的原料有陈化粮、能源作物和农业废弃物(如秸秆)等。利用陈化粮等淀粉质原料生产乙醇是较为成熟的生物质液化技术。但是伴随着世界人口的增加,粮食需求不断增加,不可能无限制的利用淀粉质原料生产燃料乙醇。例如即使将我们的粮食按丰收时的3000万吨计算,将其全部用于生产燃料乙醇,乙醇产量也只能满足中国2000年石油缺口的10.0%,因此利用粮食生产液体燃料作为石油的替代品并不可行^[24]。为了弥补以粮食为原料生产液体燃料的不足,很多国家展开了对诸如木薯、甜菜或甜高粱等能源作物生产燃料乙醇的研究,比如中国开展了甜高粱制乙醇的研究,通过建立工业化中试示范工程,为生物质制取燃料乙醇提供技术支撑。利用木质纤维素或含纤维素较高的农业废弃物生产液体燃料,是一个比较理想的生物质液化路线。但是利用木质纤维素乙醇制取纤维乙醇存在一些关键技术问题尚未解决,生产成本较高。尽管如此,国内外纤维素乙醇生产过程和关键技术业已基本成型,目前正进行技术攻关和工业示范阶段用于降低成本与汽油竞争。为了降低纤维素乙醇生产过程中的成本,人们认为纤维素乙醇生产过程必须采用类似石油炼制的生物炼制方式对生物质进行综合利用,生产液体燃料的同时联产多种高附加值的化学品。木质纤维素生物炼制概念流程图见图1.3。

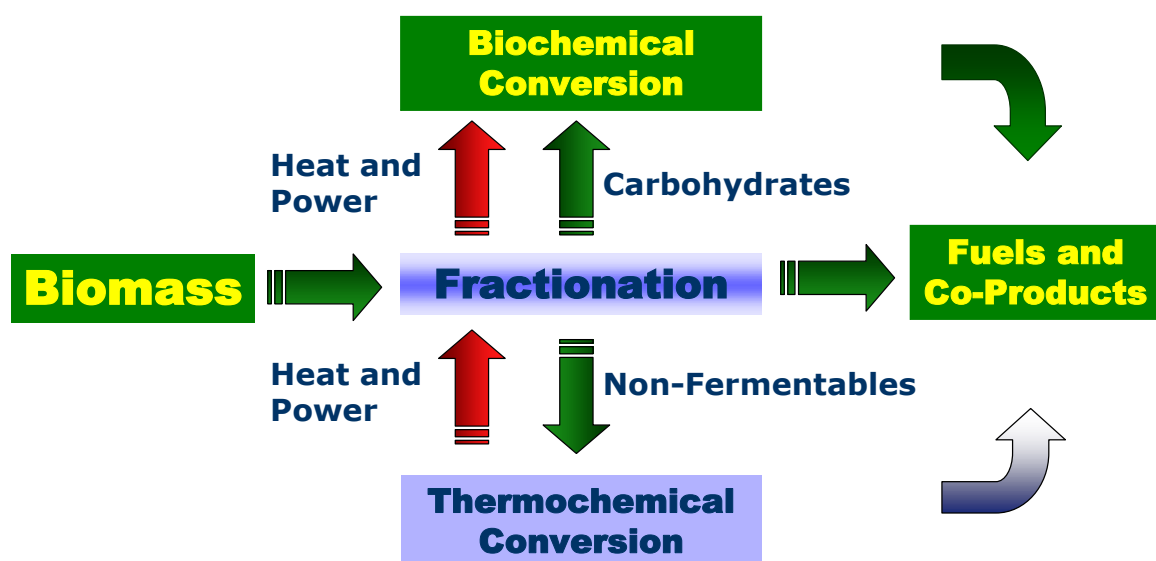


图 1.3 木质纤维素的生物炼制概念流程图

Fig. 1.3 The concept flowchart for biorefining of lignocellulose

生物质热化学法生产液体燃料: 生物质热化学法液化技术主要有快速热解法和加压

法。快速热解法在传统的生物质裂解的基础上发展起来的新型生物质液化技术,在合适的裂解温度下采用超高加热速率和超短产物停留时间将生物质中的高分子聚合物迅速断裂成短链分子,将焦炭或气相产物降至最低,最大幅度的获取液体产品(生物油 Bio-Oil)。这种液体产品可直接作为燃料使用,亦可精制后作为化石燃料的替代品。生物质的加压液化法是生物质在较高压力下的热化学转化,液化温度一般低于快速热解。与快速裂解相比,生物质加压液化仍处于实验室阶段,但因其反应条件相对温和,对设备要求相对较低,有很大的发展潜力。生物质热化学转化的生物油有高含水量、高含氧量、强腐蚀性等特点,必须对其进行精制降低含氧量和提高生物油品质后进行利用,因此在应用上受到了很大的限制。

目前生物质能源的三种利用形式中,生物质直接燃烧和生物质气化已经达到成熟的商业化阶段,而生物质的液化目前仍处于研发及示范阶段^[25]。生物质液化产生的液体燃料具有很高的能量密度,可以满足飞机、轮船或重型卡车这样的重型机械所需高密度能量要求,且生物质液体燃料对现在汽车工业或燃料运输、分配等公共系统具有兼容性,这些公共设施无需较大改动即可用于生物质液体燃料。因此尽管生物质气化和生物质燃烧利用生物质能技术相对成熟,生物质液体燃料仍具有生物质气化或直接燃烧无法比拟的优越性。

1.3 生物质乙醇

生物乙醇技术是指利用淀粉质原料、糖质原料或纤维质原料,用酶水解或化学水解的方法将生物质原料中的聚合糖降解成得到微生物可利用的单糖,再经微生物发酵和分离纯化得到乙醇含量在 99.5% 以上的燃料乙醇的工业生物技术。燃料乙醇可以作为汽油添加剂或替代汽油的车用液体燃料。目前世界上大规模产业化的生物乙醇生产技术根据原料可以分成三种模式:以蔗糖为原料的巴西模式、以木薯为原料的泰国模式和以玉米为原料的美国模式^[26]。

1.3.1 巴西模式

巴西是世界上最早通过立法手段强制推广燃料乙醇的国家,通过国家立法的方式保障生物燃料(乙醇燃料、生物柴油)、汽车制造商及消费者的权益^[27]。1975 年巴西开始在汽油中添加一定比例的燃料乙醇用于减少对石油的依赖,1991 年巴西规定在汽油中添加 20.0%-24.0% 的燃料乙醇。巴西大力发展生物乙醇产业主要是基于巴西独特的资源优势。巴西地处热带,非常适宜甘蔗的生长。以甘蔗为原料的乙醇生产模式中蔗汁可以生产蔗糖或乙醇,蔗渣则可以用于发电和产糖。这种蔗糖-乙醇-热电联合的生产方式使得乙醇的成本大为降低,最终乙醇成本约为 0.2 美元/升,而以玉米为原料的美国模式为 0.25 美元/升。巴西在甘蔗的种植、以甘蔗为原料的乙醇和糖厂建设、乙醇汽车技术等燃料乙醇生产技术方面具有独特技术优势^[28],这也是巴西大力发展生物乙醇的原因。虽然巴西模式的生物乙醇生产工艺十分成熟且成本低廉,但是甘蔗的种植受地域限制较大,因而巴西模式的生物乙醇生产方式在全球范围内的示范效应十分有限。

1.3.2 泰国模式

泰国等东南亚国家地理气候非常适合于种植木薯类淀粉质作物这样的非粮作物，因而以木薯、红薯等薯类为原料进行乙醇生产的模式适合这些东南亚国家。尽管目前的泰国模式规模不大，但人们普遍认为泰国模式将会有很好的发展。据估计以木薯等非粮作物生产生物乙醇将会在纤维素乙醇生产技术获得大规模产业化发展前的相当一段时间内，成为生物乙醇增长的主要途径。但目前生物乙醇的泰国模式还存在很多问题，以薯类为原料的生物乙醇生产技术尚不完全成熟，薯类淀粉水解技术、发酵技术等仍未形成主流生产技术路线。主要问题还包括发酵纤维残余物的价值提升和废水处理等技术环节问题以及原料综合利用程度和原料全年均衡供应问题。

1.3.3 美国模式

美国模式是以玉米为原料的。美国是世界上最大的玉米生产国，有丰富的玉米资源。美国规模化的生物乙醇生产模式全部使用玉米作为生物质原料，美国模式中的大部分乙醇厂采用干法工艺（Dry Mill）作为生物乙醇的生产工艺。采用干法工艺生产生物乙醇生产过程中油脂、蛋白等高价值副产品比湿法工艺（Wet Mill）少，但是生产成本较低，现干法工艺已经成为较为成熟的生物乙醇生产工艺。美国模式中的工业发酵菌种大都采用酿酒酵母（*Saccharomyces cerevisiae*），发酵后产品中乙醇分离纯化技术大都采用分子筛精馏分离纯化，生物乙醇生产剩余的残余物可作为高蛋白的动物饲料（DDGS）。2000年以来，美国的生物乙醇产业迅速发展，至2008年美国已经建成了140多个生物乙醇厂，生物乙醇的总生产能力达到了2540吨/每年。随着美国大规模使用玉米作为原料生产生物乙醇，玉米的销售价格飞速增长进而带动了全球的粮食价格飞速增长，引发了一系列的社会、经济及国际政治问题。另外，即使作为世界上最大的玉米生产地的美国，利用玉米作为原料发展生物乙醇的潜力也十分有限，利用生物乙醇替代的汽油份额最多不超过10.0%。因此，美国模式也进入了发展瓶颈期。

上述三种主流生物乙醇生产技术的发展均碰到了不同形式的发展瓶颈。目前国内外均将研究的重点放在纤维素乙醇上，木质纤维素类纤维质原料是世界上含量最多的生物质资源。据估算，美国每年有10亿吨以上的木质纤维素产量，而中国的木质纤维素年产量高达14亿吨以上。纤维素乙醇生产技术即将木质纤维素进行降解获得可供微生物发酵的单糖，进而采用微生物发酵的方式生产乙醇有光明的发展前景。美国能源部和农业部在2003年开展了一项促进美国生物炼制产业的生物质计划（Biomass Program），该计划目标是将美国燃料市场的10.0%、电力和热能市场的5.0%、化学品和材料市场的18.0%全部由生物质提供，并计划到2050年生物质取代美国33.0%的石油用量。

1.4 化工过程模拟及 Aspen Plus

化工过程模拟或化工流程模拟技术指利用计算机语言描述化工生产过程中各单元操作，将实际的化工生产过程在计算机上再现的模拟技术。通过建立的数学模型可以对化工生产过程进行严格意义的物料衡算和能量衡算，并分析生产过程中人们较关心的原

料消耗、产品及副产品产量和质量、生产过程中能量投入等生产数据，亦能对生产过程中的关键设备（如精馏塔）进行设计或核算。化工过程模拟计算可以使研究人员从整体的角度对生产过程进行认识和分析生产中深层次的问题，发现生产中的瓶颈所在，为将来的技术改造指明方向^[29,30]。化工流程模拟软件可以分为稳态模拟和动态模拟两种。

稳态模拟称为静态模拟(Steady State Simulation)、离线模拟(off-line Simulation)。对于化工生产过程中的连续生产过程，在其正常生产过程中，各工段和各反应器的进出物流都是恒定的，各物流的压力、温度、流量和组成也是恒定的，这种稳定的生产过程即可以利用稳态流程模拟软件进行模拟。根据化工生产过程中诸如物料温度、压力、流量和设备参数等稳态生产数据，采用适当的流程模拟软件进行计算机模拟，用于对化工生产过程中进行详细的物料衡算和能量衡算。当前的稳态模拟的主要应用领域为石油化工和连续生产的化工领域等。随着模拟技术的进步，稳态模拟技术对于石油馏分和烃类物质的模拟计算已经相当准确，模拟结果无需小试或中试即可直接用于工业装置设计。

动态模拟：随着化工稳态模拟的发展，化工过程计算机模拟技术的日益成熟，对化工实际生产过程中进行实时模拟也越来越引起人们的兴趣。因为化工生产过程并不是一成不变的，总会出现各种波动，这种生产过程中的动态特性并不能完全从稳态特性或是根据生产经验推断，因此采用动态模拟技术分析化工生产过程的动态特性是十分必要的。动态模拟可以对化工生产过程中突发变化或各种波动、干扰及生产条件变化这样稳态模拟无法解决的过程进行模拟，用于研究各种生产过程动态特性和生产参数随时间变化的规律。动态模拟发展要比稳态模拟晚，直到上世纪90年代才取得较大进展^[31,32]。动态模拟可以用于如下几个用途：分析生产装置承受动态负荷变化的能力；分析生产装置在开车、停车及其他外界干扰下的变化，为生产装置和控制系统的的设计提供依据；通过动态仿真模拟，可以对不同生产过程控制系统进行评价；可以用化工生产过程的动态模型代替实际装置对操作人员进行培训等等。

1.5 稳态化工流程模拟软件 Aspen Plus

Aspen 是在上个世纪 70 年代麻省理工学院受美国能源部的委托开发的第三代化工流程模拟软件，也是当今功能最强大的过程模拟软件之一。该软件经过近三十年的改进、完善和提高，现已发展成世界范围内认可的标准流程模拟软件。

Aspen Plus 具有以下特点：第一，Aspen Plus 内置了完善的组分物性数据库可以满足绝大部分化工生产过程模拟需要的近 6000 中纯组分物性数据；第二，Aspen Plus 相关产品线丰富，扩展能力强。Aspen Plus 是 Aspen 推出的工程套件 AES (Aspen engineering Suite)的一个组分，AES 以 Aspen Plus 为基础，针对不同用途和层次推出了几十种产品。如可在 Aspen Plus 稳态过程计算的基础上可接着计算动态过程的 Aspen Dynamics；第三，Aspen Plus 包括序贯模块法和联立方程法两种计算方法，提高了计算效率；第四，Aspen Plus 内置完善的单元操作模块，可以用于模拟大部分化工过程，减轻了工程师的工作量。

本课题通过引入 Aspen Plus 大型流程模拟软件，对本实验室在华东理工大学纤维素乙醇微型工厂开发的资源节约型纤维素乙醇生产工艺建立流程模型，通过 Aspen Plus 流程模型分析资源节约型纤维素乙醇生产工艺物料平衡和生产过程能耗，并针对资源节约型纤维素乙醇开发过程中实验数据对纤维素乙醇生产过程不同生产参数进行工况比较，从生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的角度分析最佳纤维素乙醇生产工艺。

第 2 章 纤维素乙醇微型工厂及资源节约型纤维素乙醇生产工艺

目前正在进行的木质纤维素乙醇生产技术大都停留在实验室或工业示范阶段，大部分研究者把纤维素乙醇研究的注意力放在了比如降低纤维素酶成本或提高菌种乙醇收率这样的微观层次研究上，而对于纤维素乙醇生产过程中必然面临的高能耗、高废水排量等工程问题关注较少。针对纤维素乙醇在工业化过程中必然面临的能耗、水耗和废水排量等问题，以及探索以木质纤维素为原料生产纤维素乙醇工业化过程中可能面临的各种问题并对我们开发的纤维素乙醇生产工艺进行检验，我们建立了一个纤维素乙醇微型示范工厂，并在纤维素微型工厂的基础上开发了一种极低水用量木质纤维素原料预处理、高固体含量同步糖化与发酵的资源节约型纤维素乙醇生产工艺。

2.1 纤维素乙醇微型工厂简介

建立的纤维素乙醇微型工厂位于华东理工大学生物反应器工程国家重点实验室，目的是通过实际的微缩尺度工艺操作，为纤维乙醇工业示范装置的过程技术提供一个测试平台。本微型工厂以农作物秸秆木质纤维素为原料，经过一套完整的生物炼制流程，设计生产能力为日产 1 kg 纤维素乙醇，同时利用乙醇发酵过程产生的 CO_2 联产琥珀酸，琥珀酸的设计能力也是日产 1 kg。纤维素乙醇微型工厂生产流程图见图 2.1。

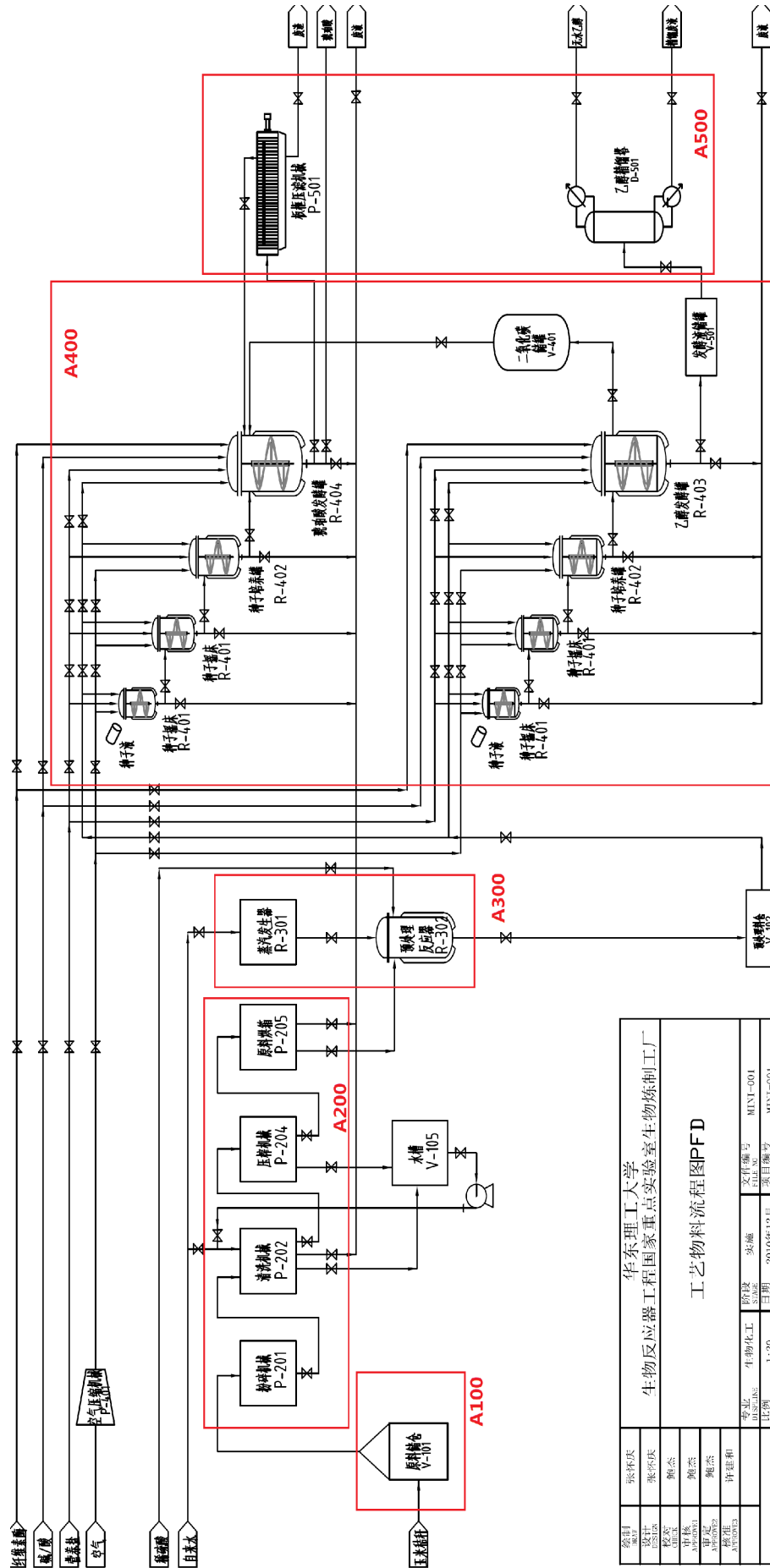


图 2.1 纤维素乙醇微型工厂生产流程图

Fig. 2.1 The flow chart of mini-plant for cellulosic ethanol production

| | | | | |
|---------------|-----|--------------------------------|---------------------|----------|
| 设计 DESIGN | 张怀庆 | 华东理工大学 生物反应器工程国家重点实验室生物炼制工厂 | 文件编号 FILE NO. | MINI-001 |
| 校核 CHECK | 张怀庆 | | 项目编号 PROJECT NO. | MINI-001 |
| 审核 APPROVE | 魏杰 | | 日期 DATE | 2010年12月 |
| 审定 APPROVE | 曹足 | | 阶段 PHASE | 实施 |
| 校核 CHECK | 曹足 | | 生物化工 BIOTECH | |
| 校核 CHECK | 曹足 | | 比例 SCALE | 1:20 |

工艺物料流程图PFD

纤维素乙醇微型工厂生产流程按照生产过程中的功能可以分为 5 个工段（如图 2.1 所示），包括原料储存工段（A100），前处理工段（A200），预处理工段（A300），糖化与发酵工段（A400），分离精制工段（A500）。木质纤维素原料玉米秸秆和其他原料经过这五个工段处理依次转换，最终得到产品乙醇和琥珀酸以及其他副产品。各工段设备及功能详细描述如下：

原料储存工段（A100）：本工段的目的是储存微型工厂所需要的原始的和预处理后的木质纤维素原料玉米秸秆。玉米秸秆的收获期很短，为了能够保证纤维素乙醇微型工厂全年正常生产，需要在玉米秸秆收获期储存纤维素乙醇工厂全年生产所需要的玉米秸秆。生物脱毒和同步糖化与发酵过程操作时间较长，预处理过程耗时较少，因此需要对预处理后的木质纤维素进行储存。本工段的设备为储存原料玉米秸秆的小型仓库 V-101 和储存预处理后原料的低温储存设备 V-102。

前处理工段（A200）：本工段的目的是降低玉米秸秆尺寸，去除杂质，为预处理工段 A300 提供合格原料。刚收获的玉米秸秆并不能直接进行预处理，同步糖化与发酵等处理，必须降低尺寸和去除杂质后使用。通过粉碎机粉碎原料尺寸、清洗机清洗去除原料杂质、通过压榨机压榨原料去除清洗后的原料含有的大量水分、通过脱水设备将压榨后的原料烘干去除剩余水分，将经过处理后的原料送至预处理工段（A300）进行进一步处理。本工段的设备为粉碎机 P-201、清洗机 P-202、压榨机 P-204、脱水设备 P-205。

预处理工段（A300）：本工段的目的是通过高温蒸汽和稀酸的物理化学作用破坏木质纤维素结构，并以生物脱毒的方式降解发酵与酶解抑制产物，并为糖化与发酵工段（A400）提供原料；将经过前处理工段（A200）处理后的玉米秸秆与稀酸混合后在我们自行研发设计的预处理反应器中，通入 3.0 MPa 的饱和蒸汽进行高温稀酸预处理。本工段的设备有为玉米秸秆与稀酸混合提供场地的混合设备，为预处理过程提供高压蒸汽的蒸汽发生器 R-301，自行研发设计的预处理反应器 R-302。

糖化与发酵工段（A400），目的是对预处理原料进行同步糖化与发酵生产乙醇；同时利用乙醇发酵产生的 CO_2 联产琥珀酸。将预处理后的玉米秸秆一部分送至种子罐为乙醇发酵和琥珀酸发酵过程发酵菌种提供培养基，另一部分木质纤维素原料送至乙醇发酵罐和琥珀酸发酵罐进行发酵生产乙醇和琥珀酸。本工段的设备有种子摇床 R-401，种子培养罐 R-402，乙醇发酵罐 R-403，琥珀酸发酵罐 R-404，储存乙醇发酵过程中产生的 CO_2 的二氧化碳储罐 V-401。

分离精制工段（A500），目的是对乙醇产品和琥珀酸产品进行分离纯化。对乙醇发酵后含有低浓度乙醇的发酵醪通过精馏塔对乙醇产品进行分离纯化。将琥珀酸发酵醪液板框压滤去除细胞体后，加入氢氧化钙产生琥珀酸钙沉淀。通过板框压滤机压滤将固体琥珀酸钙从琥珀酸发酵醪液中分离出来，将分离出的琥珀酸钙，加入硫酸生成琥珀酸溶液和硫酸钙沉淀。将生产的悬浊液用板框压滤机分离得到琥珀酸水溶液和硫酸钙固体，将琥珀酸水溶液通过酸碱离子交换树脂纯化到 94.2%。

2.2 资源节约型纤维素乙醇生产工艺

针对纤维素乙醇微型工厂中的纤维素乙醇生产过程,本实验室提出的极限低水策略的资源节约型纤维素乙醇生产工艺,工艺流程包括微型工厂中原料的前处理、极低水用量预处理、预处理后物料生物脱毒、高固体含量同步糖化与发酵和发酵后乙醇精馏,更详细内容参见文献^[9]。关键步骤描述如下:

(1) 木质纤维素原料前处理:将收获的木质纤维素原料玉米秸秆降低尺寸(粉碎机粉碎)和去除沙石(振动筛除沙石)。在实际的纤维素乙醇微型工厂(图 1)中,受规模和场地限制,原料玉米秸秆采用清洗、压榨、烘干的前处理方式。在工业化生产中,振动筛除尘技术已经广泛应用各种原料除尘,为了更好的接近纤维素乙醇实际工业化生产,本实验室提出的极限低水策略的资源节约型纤维素乙醇生产技术采用振动筛除尘的前处理方式。

(2) 高温稀酸预处理:原料的预处理是为了通过物理、化学的方法破坏木质纤维素的结构,提高后续酶解和同步糖化与发酵的效率。在我们的研究中,选择高温稀酸预处理的方式。即将玉米秸秆用稀酸预浸后,通入高压蒸汽进行预处理。通常稀酸预浸的固液比为 1:6-10 左右,这样的预处理方式若进行大规模生产会面临很多的工程问题。首先,固液比较低的预处理方式消耗的蒸汽较多,其次,低固液比的预处理方式会产生大量的废水。我们开发了一种超高预浸固液比的预处理方式,通过提高预处理预浸固液比,节约了大量的用水和避免了大量的废水排量,以及减少了预处理过程能耗。但高预浸固液比也会带来很多问题:一方面预处理后抑制物含量较高,必须进行预处理后脱毒,但常规的脱毒方法如水洗和过碱化都要消耗大量的水;另一方面,在高固液比预处理方式下,预浸后的秸秆仍呈固体小颗粒状态,气液固三相传热、传质、混合成为技术难点。在这种情况下,我们开发了独特的生物脱毒技术,避免了脱毒过程的耗水,现在正在开发新型预处理反应器解决预处理过程中传热、传质问题。在高温稀酸的条件下,对木质纤维素原料玉米秸秆进行处理,破坏其中木质纤维素的结构,提高后续工段中酶解和同步糖化与发酵的效率。本实验室提出的资源节约型纤维素乙醇生产工艺采用的预处理方式为将玉米秸秆用 5.0% (w/w)稀硫酸以预浸固液比 2:1 预浸后,通入 3.0 MPa 的饱和蒸汽加热至 190℃。预处理后物料的固体含量为 50.0% (w/w)。

(3) 采用煤油真菌 *Amorphotheca resinae* ZN1 生物脱毒用于去除原料在预处理过程中产生的能抑制后续糖化和发酵过程的抑制产物。在预处理过程中,玉米秸秆部分降解成有机酸类、呋喃类、酚类等降解产物,这些降解产物会对后续的酶解和发酵过程产生强烈的抑制作用。常规的脱毒方法有水洗和过碱化,这两种方法不仅操作繁琐,而且在处理的过程中会产生大量的废水,水洗和过碱化存在固液分离操作,在此过程中很容易染杂菌。在这里我们开发了新型生物脱毒技术,采用煤油真菌 *Amorphotheca resinae* ZN1 进行的生物脱毒,无需耗水和固液分离即可将发酵抑制物降解。生物脱毒后预处理原料固体含量为 47.5% (w/w)。

(4) 高固体含量下同步糖化与发酵生产高浓度乙醇并产琥珀酸^[26,33]: 同步糖化与发酵即在纤维素酶和菌种的作用下, 纤维素降解成葡萄糖, 同时葡萄糖转化为乙醇。同步糖化与发酵的优势在于在糖化的同时即开始发酵产乙醇, 避免了较高糖浓度的出现, 一方面降低染杂菌的几率和提高反应设备利用率, 另一方面减少产物抑制效应。为了提高发酵后乙醇浓度降低后续分离能耗和提高设备利用率, 同步糖化与发酵宜采取较高固体含量发酵。但是随着发酵罐固体含量的提高, 发酵过程中搅拌能耗也随之提高。经过大量的实验验证, 最终确立了如下高固体含量同步糖化与发酵工艺: 在固体含量为 30% (w/w) 同步糖化与发酵条件下, 采用我们开发的螺旋带反应器, 加入 15 FPU/gDM 纤维素酶 Accellerase 1000, 利用自行诱变筛选得到的耐高温、耐抑制物的酿酒酵母菌进行同步糖化与发酵生产乙醇, 发酵结束后乙醇浓度 5.5% (w/w)。乙醇发酵的同时利用乙醇发酵过程产生的 CO₂ 联产琥珀酸。

(5) 分离精制乙醇: 乙醇发酵完成后, 将发酵后的发酵液中的乙醇经过粗馏、精馏两步分离提纯至 99.5% (w/w) 的无水乙醇。发酵液经过粗馏塔粗馏和精馏塔精馏后得到 93.0% (w/w) 的乙醇, 通过分子筛吸附塔进一步分离得到 99.5% (w/w) 的无水乙醇。

(6) 发酵后玉米秸秆残渣燃烧: 玉米秸秆主要由纤维素、半纤维素和木质素组成。经过高温稀酸预处理, 纤维素酶糖化和菌种发酵后纤维素和半纤维素基本转化, 剩余少量纤维素和半纤维素残渣和木质素无法继续通过生物法利用, 将残渣送至燃烧室燃烧, 一方面处理可以残余固体, 另一方面可以回收热量。将上述乙醇分离工段粗馏塔塔釜出料分离出的含 60.0% 水分的固体在燃烧室中进行燃烧。在目前微型示范工厂中, 并没有实际的燃烧室, 引入燃烧室的概念是为了考察热量回收可能性。在后文中的燃烧放热为玉米秸秆残渣在 234 °C (生产过程中最高温度 (3.0 MPa 饱和蒸汽)) 条件下的燃烧热去除玉米秸秆残渣夹带水分蒸发产生的潜热和显热后的热量。

2.3 纤维素乙醇微型工厂实验材料及方法

本文中建立的资源节约型纤维素乙醇生产流程模型及工况比较中各流程模型所用的输入物流配比及各单元模块的操作参数, 均采用本实验室中已经公开发表的论文中实验数据^[34,35,36], 实验材料和方法如下

2.3.1 材料

(1) 模拟软件: 本文中采用流程模拟软件 Aspen Plus (Version 11.1, Aspen Tech Inc.) 对木质纤维素生产燃料乙醇生产流程进行流程模拟。

(2) 原料玉米秸秆和纤维素酶: 纤维素乙醇微型工厂所用木质纤维素原料为产自吉林的玉米秸秆。将玉米秸秆经过粉碎机粉碎、清洗机清洗、压榨机压榨和脱水设备去除剩余水分等工序降低尺寸、去除泥沙, 放置在干燥通风的原料储仓备用。

纤维素乙醇微型工厂生产所用的纤维素酶为 Accellerase 1000, 生产厂家是杰能科 (Genencor International)。经测定 Accellerase 1000 的纤维素酶活为 65.8 FPU/ml, 纤维二糖的酶活为 152.0 IU/ml。

(3) 实验菌种和菌种培养基:

实验菌种: 纤维素乙醇微型工厂中所用实验菌种有同步糖化与发酵工段所用耐高温酿酒酵母 *Saccharomyces cerevisiae* DQ1 和生物脱毒工段所用煤油真菌 *Amorphotheca resinae* ZN1。

菌种培养基: 耐高温酿酒酵母 *Saccharomyces cerevisiae* DQ1 的培养基是固体含量 15.0% 糖化的水解液。将预处理及生物脱毒后的玉米秸秆在糖化罐中固体含量 15.0% 的糖化条件加入纤维素酶进行水解, 得到的水解液加上菌种生长所需的营养盐作为 *Saccharomyces cerevisiae* DQ1 的培养基。

生物脱毒菌种 *Amorphotheca resinae* ZN1 所用培养基为 PDA 培养基: 将 200.0 g 马铃薯, 去除表皮、切块后加水至 1.0 L 并煮沸 1.0 h。煮沸后用纱布 (8 层) 过滤固体并补水至 1.0 L, 添加 20.0 g 葡萄糖和 20.0 g 琼脂粉, 贮藏备用。

2.3.2 仪器和设备

2.3.2.1 粉碎机: 粉碎机购自上海科太粉碎设备厂, 型号 SF-300、额定功率 4.0 kw, 用于降低原料玉米秸秆尺寸, 粉碎机处理能力 1.5 kg/min。

2.3.2.2 清洗机: 清洗机购自青岛海尔洗衣机有限公司, 型号 XQS75-Y928, 用于去除玉米秸秆中的泥沙, 处理能力为 4.0 kg/min。

2.3.2.3 脱水设备: 脱水设备购自上海一恒公司型号为 DHG-9140A, 用于脱出压榨后玉米秸秆水分。

2.3.2.4 预处理反应器: 预处理过程反应装置是根据生产需要自行研发设计和制造的反应器, 包括蒸汽发生器、高压反应釜。蒸汽发生器可提供 3.0 MPa 的饱和蒸汽, 通过高压反应釜底部的蒸汽分散器通入反应釜, 为稀酸预浸后的玉米秸秆提供热量。该预处理反应器可处理干基玉米秸秆 1.6 kg/hr。

2.3.2.5 生物脱毒反应器: 根据煤油真菌 *Amorphotheca resinae* ZN1 在脱毒过程中的生长特性, 自行开发设计生物脱毒反应器。生物脱毒反应器容积为 5 L, 具有保湿控温功能。

2.3.2.6 糖化罐: 为菌种培养提供水解液的糖化过程是在自行设计的糖化罐中进行的。糖化罐为 5 L 发酵罐, 搅拌桨由正螺旋螺带桨、扫底桨和涡轮搅拌桨构成。糖化罐顶部装有检测搅拌桨实时功率的功率监测器。

2.3.2.7 同步糖化与发酵反应器: 同步糖化与发酵反应器是在一个 50 L 的发酵罐中进行的。搅拌桨和糖化罐相似, 包括正螺旋螺带桨、扫底桨和涡轮搅拌桨。发酵罐顶部装有检测搅拌桨实时功率的功率监测器。

2.3.2.8 精馏塔: 精馏塔是根据原料玉米秸秆在同步糖化与发酵后醪液的物料特性开发设计的。精馏塔包括发酵醪储罐、精馏塔、塔釜储罐、产品储罐、控制台等。精馏塔为混合塔, 高 2.5 m, 塔身上部是 1.5 m 的精密 θ 环填料, 下部是 5 块筛板, 物料进料口为第 1-3 块筛板。

2.3.3 方法

2.3.3.1 玉米秸秆高固体含量稀酸预处理及预处理效果评价：经前处理工段去除泥沙、降低尺寸后的玉米秸秆，以玉米秸秆与稀硫酸 2:1、1:1、1:2 (w/w) 的比例加入不同浓度的稀 H_2SO_4 预浸，使预浸后的玉米秸秆稀酸浓度达到 2.5 % (w/w)。将稀酸预浸后的玉米秸秆静置 12 h，装入预处理反应器进行预处理，预处理温度为 160-210 °C，时间为 3.0 min。预处理所用的热源为 3.0 MPa 的饱和蒸汽。预处理后的物料在不作处理的前提下进行糖化效果评价。在 pH 为 4.8，浓度为 0.1 mol/L 的柠檬酸钠缓冲溶液中，加入 0.6 g/l 的四环素、0.8 g/l 的放线菌酮和 15.0 FPU/gDM 纤维素酶，以固体含量 5.0 % (w/w) 的条件在水浴摇床上糖化 72 h，水浴摇床的操作条件为温度 50 °C、转速 180 r/min。每组实验平行 3 次。

2.3.3.2 生物脱毒：将 *Amorphotheca resinae* ZN1 在 25 °C 的 PDA 斜面培养基中静置培养 72 h 后，接入到经 NaOH 调整 pH 至 6.0 的预处理后物料中进行生物脱毒。生物脱毒反应器的控制条件为温度 25 °C、湿度 60.0%。脱毒后预处理物料进行糖化或同步糖化与发酵。

2.3.3.3 同步糖化与发酵：同步糖化与发酵分为预酶解和同步糖化发酵两个阶段。在预酶解阶段，先加入纤维素酶，再以补料的形式加入剩余全部脱毒后物料，预酶解阶段发酵罐的操作条件为温度 50 °C、搅拌浆转速 150 r/min。预酶解结束后，发酵罐接入 10.0 % (v/v) 的耐高温酿酒酵母，开始同步糖化发酵阶段，同时发酵罐操作条件改为温度 37 °C，pH 5.0。总过程操作时间为 60 h。

第 3 章 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型的建立

纤维素乙醇生产过程包括原料前处理、原料预处理、预处理后物料脱毒、同步糖化与发酵及乙醇精馏分离纯化等工段。这些工段紧密关联，仅仅通过实验手段很难探索纤维素乙醇生产规律和生产过程中的关键要素。计算机模拟（Computer Simulation）具有强大的数据挖掘能力，能够对生产工艺过程进行数据分析、设计和生产过程经济评价，也可以对不同生产工艺进行比较或是对生产工艺进行优化。为了对采用我们开发的资源节约型纤维素乙醇生产工艺的纤维素乙醇微型工厂进行严格意义的物料衡算和能量衡算，并探索纤维素乙醇生产过程中影响我们比较关心的水用量、废水排量和能量消耗等工程问题的生产要素，利用化工流程模拟软件 Aspen Plus 对纤维素乙醇生产过程建立生产能力等价的拟稳态流程模拟模型。建立的流程模型可以对纤维素乙醇生产过程进行严格的物料衡算和能量衡算，也可以根据物料平衡或能量衡算做进一步的分析。

3.1 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型的基准

采用资源节约型纤维素乙醇生产工艺的纤维素乙醇微型工厂的生产过程包括木质纤维素原料玉米秸秆的前处理、玉米秸秆的预处理及预处理后生物脱毒、脱毒后物料同步糖化与发酵、发酵液中乙醇分离纯化等工段。这些工段中玉米秸秆预处理及预处理后生物脱毒、同步糖化与发酵工段是间歇生产过程，玉米秸秆的前处理、发酵液中乙醇分离纯化是连续生产过程。Aspen Plus 是稳态过程模拟软件，为了利用 Aspen Plus 对纤维素乙醇生产过程进行严格意义的物料衡算和能量衡算，需要将实际的纤维素乙醇间歇生产过程简化成与之生产能力完全等价的拟稳态纤维素乙醇生产过程。利用 Aspen Plus 流程模拟软件对简化过的拟稳态纤维素乙醇生产过程进行流程模拟，即可对实际纤维素乙醇生产过程进行物料衡算和能量衡算。

根据纤维素乙醇微型工厂各工段生产能力，制约微型工厂生产能力的工段是同步糖化与发酵工段，以同步糖化与发酵工段最大生产能力作为纤维素乙醇工厂的最大生产能力。纤维素乙醇微型工厂以最大生产能力生产运行一次所需各物质的量即以容积为 50 L 的乙醇发酵罐运行 60 h（即同步糖化与发酵时间为 60 h）、装载量 40.0 kg、同步糖化与发酵固体含量 30.0 %（w/w）生产运行一次所需各物流量。虚拟一个与实际生产过程每小时生产能力完全相同的连续纤维素乙醇生产过程，作为 Aspen Plus 模拟模型的模拟对象。将建立的资源节约型纤维素乙醇生产流程模型的 60 h 物流量和能流量（即纤维素微型工厂最大生产能力生产运行一次）作为后续计算的生产基准。

3.2 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型假设

资源节约型纤维素乙醇生产流程模拟模型是根据流程模拟目的和需要, 经过合理的假设和简化建立起来的。建立流程模型根据纤维素乙醇微型工厂的最大生产能力进行拟稳态模拟, 流程模型假设如下:

- (1) 整个纤维素乙醇生产过程处于稳定运行状态, 所有生产参数均不随时间的变化而变化。
- (2) 所有进料物流进入各工段反应器后瞬间完全混合, 并按规定的反应转化率瞬间达到反应平衡。
- (3) 所有物流在输送的管道内均无压力降, 即不考虑物料运输过程中的能耗。
- (4) 各输入物流进入各个反应器后, 物流压力瞬间达到反应器内压力, 各反应器内压力保持原有压力不变。
- (5) 各输入物流进入各个反应器后, 物料温度瞬间达到反应器内温度, 并且各反应器内保持原有温度不变。
- (6) 纤维素乙醇生产过程中的惰性固体组分, 不参与气液平衡计算。
- (7) 采用 Sep 模块将发酵醪液进行虚拟的组分分离, 把物流分成惰性固体组分和均一液体组分, 惰性固体组分不进入精馏模块参与汽液平衡计算, 惰性固体组分与液体精馏后的塔釜出料混合后作为精馏废液。
- (8) 假定各反应设备保温良好, 在生产过程中无热量损失。

3.3 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型全局物性方法

Aspen Plus 中的物性方法是用于计算热力学性质和传递性质的一组热力学方法和模型。选择合适的物性方法是流程模拟物性计算正确与否的关键。流程模拟模型中物性方法一般用于计算组分的热力学性质、流股的传递性质和非常规组分的焓等物性。

根据流程模拟对象的单元操作特性选择合适的单元操作模块和根据模拟对象物系特性选择合适的物性方法是保证流程模拟结果准确性的关键。根据模拟对象物性特性选择物性方法的方式可参见 Aspen Plus 软件指南中《Aspen Plus 用户指南》中物性方法选择指南 (见图 3.1):

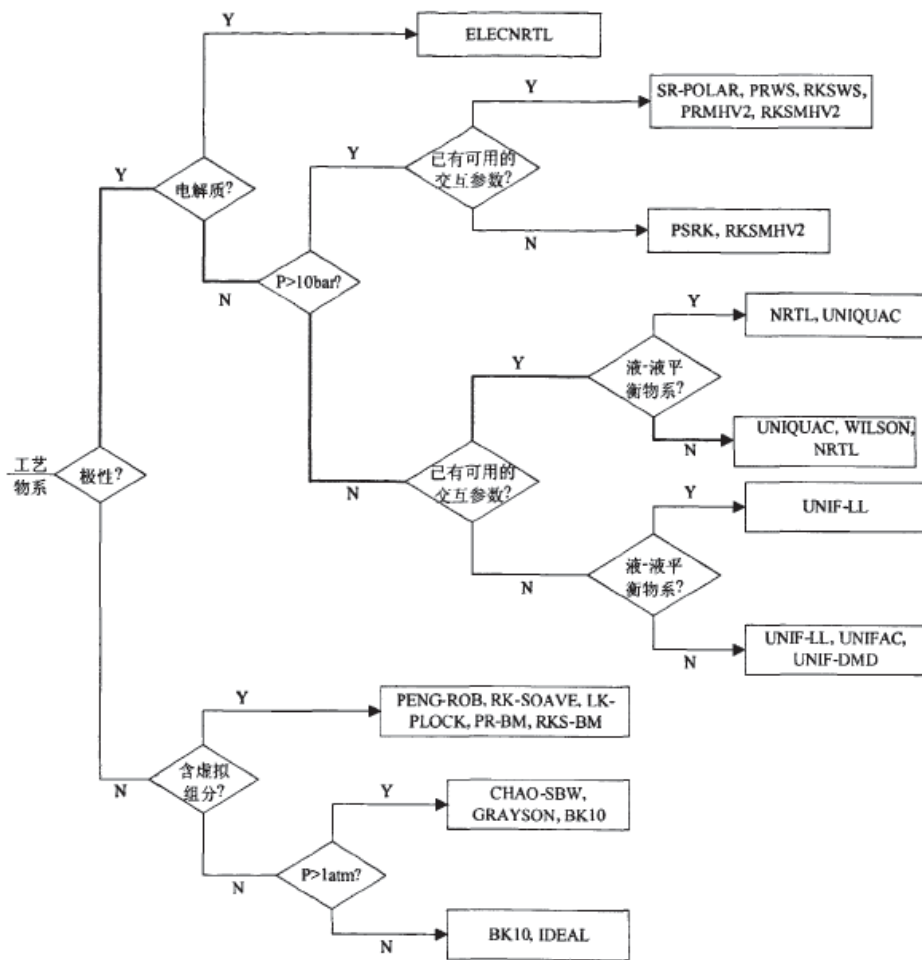


图 3.1 物性方法的选择指南

Fig. 3.1 The guidance for choosing property methods

纤维素乙醇生产过程中物系属于极性非电解质物系，生产过程操作压力为常压、Aspen Plus 内置纤维素乙醇生产过程物性中相关组分的交互参数。根据图 3.1，选择 NRTL 作为资源节约型纤维素乙醇生产流程模型的全局物性方法。

3.4 资源节约型纤维素乙醇模型组分及生物质组分物性数据库

资源节约型纤维素乙醇生产流程模型中的组分包括玉米秸秆干基组成和各工段中涉及的辅助原料组成。其中玉米秸秆的组成为 12.6 % 水、4.3 % 泥沙、83.1 % 玉米秸秆干基。玉米秸秆干基组成为如下^[5]：

表 3.1 玉米秸秆组成

Table 3.1 The compositions of corn stover (dry base)

| Compositions | Mass fraction (% , dry base) |
|------------------------|------------------------------|
| Cellulose | 37.4 |
| Xylan | 21.1 |
| Arabinan | 2.9 |
| Galactan | 2.0 |
| Mannan | 1.6 |
| Lignin | 18.0 |
| Protein | 3.1 |
| Ash | 5.2 |
| Extractives | 4.7 |
| Unknown Soluble Solids | 1.1 |
| Acetate | 2.9 |

纤维素乙醇生产过程流程模型有 34 个组分，这些组分既有常规组分也有非常规组分。完善的组分物性数据库是保证对纤维素乙醇生产过程进行严格的物料衡算和能量衡算的前提。这些组分中如水、乙醇等常规组分已经包括在 Aspen Plus 标准组分数据库中，但是玉米秸秆中的关键组分如纤维素、木质素、木聚糖、葡萄糖、木糖、阿拉伯糖等等并不包在标准组分数据库中。通过查文献值以及使用 Aspen Plus 内置的物性参数估计功能，在模型中建立这些生物质组分的物性数据库包括标量常数数据库、饱和蒸汽压数据库、汽化热数据库、固体摩尔体积数据库、理想气体热容数据库、固体热容数据库、液相热容数据库，通过这些数据库为模型物料、能耗计算提供物性数据^[37,38,39]。独特的生物质组分物性数据库为资源节约型纤维素乙醇生产流程模型的严格物料衡算和能量衡算提供了依据，也是本文中的工作重点和特色。构建的包括纤维素乙醇生产过程中所有涉及生物质组分的物性数据库见附录 1。

3.5 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型单元操作模块选择

Aspen Plus 是较为成熟的商用流程模拟软件，流程模拟用户可以根据自己的实际需要选择 Aspen Plus 内置的单元操作模块或者自行定义单元操作模块。Aspen Plus 内置了一套完整的单元操作模块，这些模块总共分为 9 大类共 61 个单元模型，可以适用于多数化工过程模拟，极大地减轻了化工模拟人员的编程负担。用户也可以根据自己的需要自行定义单元操作模块进行二次开发。

在本文的木质纤维素生产燃料乙醇的流程模拟中涉及到的单元操作有分离器、反应器、精馏塔、换热器、分离/混合器等。根据实际流程中各个单元操作的生产特点选择流程模型中各种单元模块，是流程模拟和分析成功与否的关键因素之一。表 3.2 是资源节约型木质纤维素生产燃料乙醇流程模型单元操作模型的选择。

表 3.2 资源节约型纤维乙醇生产流程模型各单元操作模型的选择

Table 3.2 Model choose for the unit operation of resource-conserving cellulosic ethanol production process model

| 各工段反应器 | 对应单元操作模块类型 | 单元模块操作说明 | 模块编号 |
|------------|------------|----------|-------|
| 振动筛 | SEP | 分离器 | SS101 |
| 稀酸预浸混合器 | MIXER | 混合器 | M201 |
| 蒸汽发生器 | HEATER | 换热器 | H201 |
| 预处理反应器 | RSTOIC | 化学计量反应器 | R201 |
| 生物脱毒反应器 | RSTOIC | 化学计量反应器 | R202 |
| 糖化反应器 | RSTOIC | 化学计量反应器 | R301 |
| 一级种子培养反应器 | RSTOIC | 化学计量反应器 | R401 |
| 二级种子培养反应器 | RSTOIC | 化学计量反应器 | R402 |
| 三级种子培养反应器 | RSTOIC | 化学计量反应器 | R403 |
| 同步糖化与发酵反应器 | RSTOIC | 化学计量反应器 | R404 |
| 粗馏塔 | RADFRAC | 严格精馏塔 | T501 |
| 精馏塔 | RADFRAC | 严格精馏塔 | T502 |
| 分子筛吸附塔 | SEP2 | 分离器 | SS504 |
| 固液分离器 | SEP | 分离器 | SS503 |
| 燃烧室 | RSTOIC | 化学计量反应器 | R601 |

3.5.1 反应器模块的选择

Aspen Plus 中关于反应器的单元操作模块有 Rstoic、Ryield、Requil、Rgibbs、RCSTR、Rplug、Rbatch 等等。各反应器功能见表 3。其中化学计量反应器 (Rstoic)，能够规定反应程度和转化率的反应器操作模块，适用于反应器中反应过程动力学不详或不重要，但化学计量数和反应程度已知的反应器。纤维素乙醇生产过程中的预处理反应器、种子培养反应器、糖化反应器和同步糖化与发酵反应器的转化路径和转化程度已由实验测得。流程模型的目的是计算生产过程中的物料平衡，并不关心反应过程的动力学。因此在资源节约型纤维素乙醇生产流程模型中选择 Rstoic 模块作为预处理反应器、糖化、同步糖化与发酵反应器等的单元操作模块。

表 3.3 Aspen Plus 内置反应器单元操作模块

Table 3.3 The unit operation model built-in Aspen Plus

| 反应器操作模块代码 | 反应器操作模块名称 | 反应器操作模块用途 |
|-----------|----------------|-----------------------------------|
| Rstois | 化学计量反应器 | 用于反应动力学不重要, 但化学反应程度和计量数已知的反应器 |
| RYield | 收率反应器 | 用于化学反应计量数和动力学不清楚或不重要, 但产物收率已知的反应器 |
| REquil | 两相化学平衡反应器 | 用于同时发生化学平衡和相平衡的反应器 |
| RGibbs | 吉布斯自由能最小的平衡反应器 | 用于通过吉布斯自由能最小实现化学平衡和相平衡的反应器 |
| RCSTR | 连续搅拌釜式反应器 | 用于模拟连续搅拌式的反应器 |
| RPlug | 活塞流反应器 | 用于模拟活塞流式反应器 |
| Rbatch | 间歇和半间歇反应器 | 用于模拟间歇或半间歇反应器 |

3.5.2 分离器模块的选择

Aspen Plus 中关于分离的单元操作模块分为简单分离和复杂分离两类分离模块。简单分离模块有 Sep、Sep2、Flash2、Flash3 等模块, 复杂分离模块有 Dstwu、Distl、Radfrac 等模块。其中单元操作模块 Sep, 即组分分离器, 可以将输入物流按照用户规定的流率或分流分率分成多股输出物流, 适用于分离细节不详或不重要的组分分离操作。纤维乙醇生产过程中的前处理工段的振动筛除尘、流程中液固分离过程均是分离过程。在物料衡算过程中, 上述过程的分离细节不重要, 因此选择 Sep 单元操作模型作为分离操作的单元模型。两股出口流的组分分离器 Sep2, 可以根据用户规定的流率、分率或纯度, 将进料物流组分分成两股出口物流。分离工段的分子筛吸附塔是将精馏塔出料脱水至无水乙醇 (99.5% (w/w)), 即已知塔顶物流乙醇分率和浓度, 故选择 Sep2 模块作为分离模型。

3.5.3 精馏模块的选择

Aspen Plus 中关于塔模拟的操作模块有 Dstwu、Distl、Radfrac 等等, 在资源节约型纤维乙醇生产模型中选择 Radfrac 作为粗馏塔、精馏塔的单元操作模块。Radfrac 模块适用于模拟所有类型的气液精馏操作, 包括一般精馏、汽提、吸收、共沸精馏等等。通过 Radfrac 模块的严格计算可以计算乙醇分离过程的物料分布和分离能耗。

3.5.4 混合/分离模块的选择

Aspen Plus 中关于混合分离的模块有 Mixer、Fsplit、Ssplit 等。Mixer 用于不同物流的混合, Fsplit 用于物流的分离, Ssplit 用于子物流的分离。资源节约型纤维乙醇生产流

程模拟模型中没有子物流，对流程中各物流混合或分流这样的简单过程，选用 Mixer 物流混合模块和 Fsplit 物流分流模块进行模拟。

3.5.5 换热器模块的选择

Aspen Plus 中关于换热器模拟的模块有 Heater、Heatx、Mheatx、Hetran 等等。在资源节约型纤维乙醇生产过程中主要利用换热器将各流股温度升高或降至指定温度，所以在这里选择 Heater 模块作为流程模型中换热器模块。

3.6 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型建立

根据流程模型的基准，输入模型组分及生物质组分物性数据库、选择 NRTL 作为物性方法、将各个单元操作模块按纤维素乙醇生产工艺排列、输入相应流股建立流程模型，根据资源节约型纤维素乙醇生产工艺操作数据设置各单元模块参数。建立的资源节约型纤维素乙醇生产流程模型如图 3.2 所示。

图 3.2 中资源节约型纤维素乙醇流程模拟模型根据各模块的功能可以分成 5 个工段：

(1) 前处理工段(A200)：实际生产过程中通过粉碎机降低玉米秸秆尺寸，通过清洗、压榨、烘干等工序去除秸秆中杂质。因为本工段分离细节不重要且分离后秸秆组成已知，为了简化流程模型采用分离模块 SS101 模拟降低玉米秸秆尺寸和去除杂质的过程。

(2) 预处理工段(A300)：实际生产过程中预处理工段是通过蒸汽发生器和预处理反应器实现的，预处理后物料通过水浴冷却。在流程模型中，通过模块 H201 模拟蒸汽发生器、通过模块 R301 模拟预处理反应器、通过模块 H202 模拟物料水浴冷却过程。实际生物脱毒是在一个可控制温度和湿度的 5L 反应器中进行的。在流程模型中通过单元模型 R202 模拟生物脱毒反应器，增加一个虚拟的气固分离设备 SS201 用于模拟生物脱毒过程中的气体挥发。

(3) 同步糖化与发酵工段(A400)：实际生产过程中同步糖化与发酵工段包括 1 个糖化反应器、3 个种子培养反应器和 1 个同步糖化与发酵反应器。在流程模拟模型中，分别通过模块 R301、R401、R402、R403、R404 模拟糖化反应器、种子培养反应器和同步糖化与发酵反应器。流程模型中 SS301、SS302、SS303、H403 均为虚拟设备，用于模拟种子培养反应器出料的气液分离和同步糖化与发酵反应器出料的自然冷却。

(4) 乙醇分离工段(A500)：实际生产过程中乙醇分离是通过 1 个塔板数为 20 的精馏塔进行粗馏和精馏 2 次操作进行的。流程模型中增加了虚拟的精馏塔 T502 和分子筛吸附塔 SS504 计算将发酵液中乙醇分离至产品 (99.5% (w/w)) 的分离能耗。

(5) 燃烧工段(A600)；此工段为虚拟流程，实际微型工厂中没有燃烧设备。为了计算热量回收的可能性，增加了一个虚拟的燃烧过程。流程模型中燃料工段有 2 个单元模块，模块 SS503 是模拟分离精馏废液中固体的过程，模块 R601 用于模拟燃烧室。

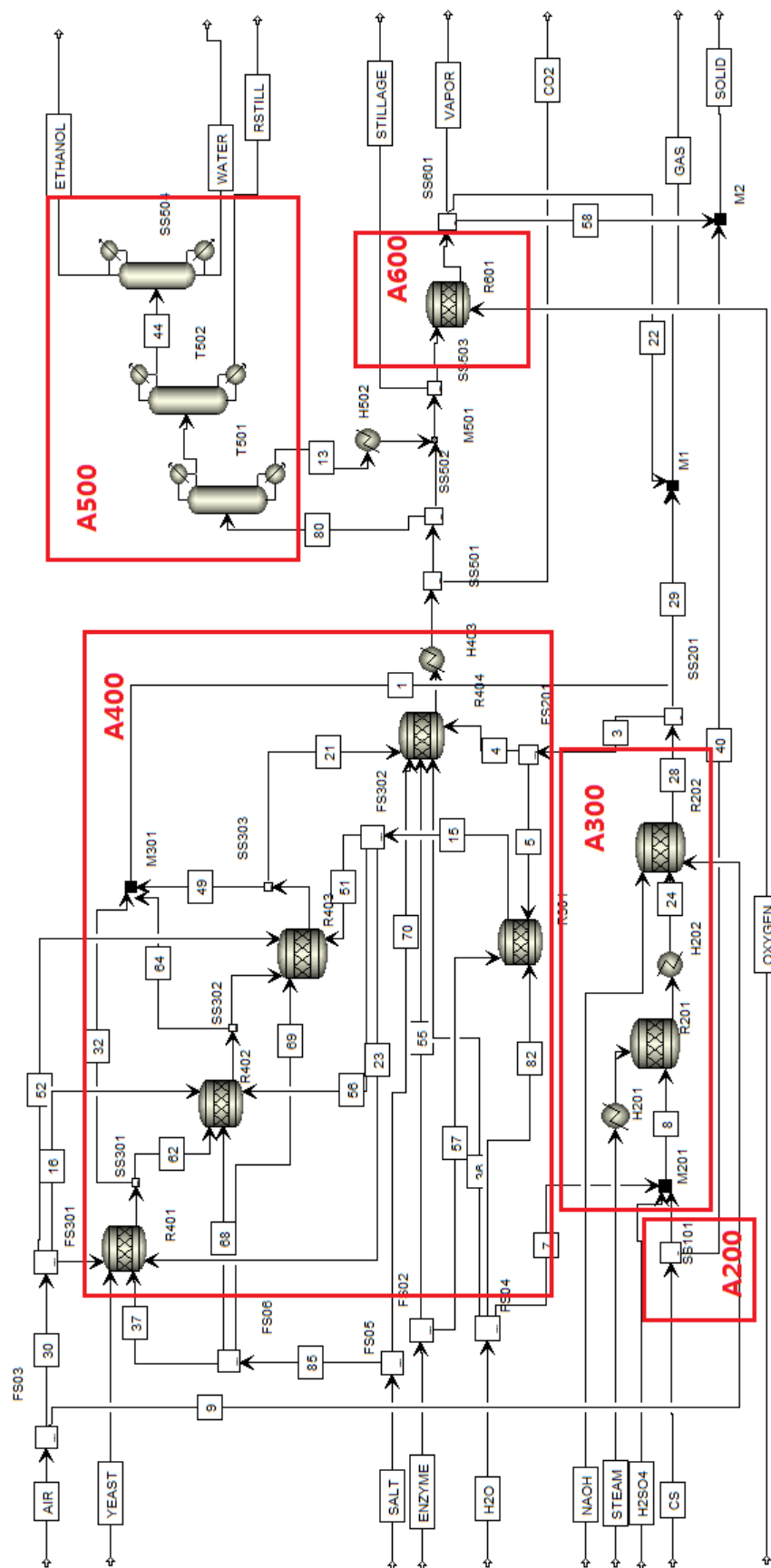


图 3.2 基于 Aspen Plus 平台的资源节约型木质纤维素乙醇生产工艺流程模拟模型

Fig. 3.2 The established simulation model for resource-conserving cellulosic ethanol production based on Aspen plus technology

原料玉米秸秆 CS 经过分离器 SS101 去除泥沙后, 在混合器 M201 和稀硫酸混合进行预浸。稀酸预浸后的待处理物料进入预处理反应器 R201, 在蒸汽 STEAM 的作用下进行预处理反应。预处理后物料经换热器 H202 冷却至室温后, 进入生物脱毒反应器 R202, 经 NaOH 调节 pH 后进行生物脱毒。脱毒后物料在 SS201 分成两股物流, 脱毒后气体通过流股 29 排空, 脱毒后固体通过流股 3 送至同步糖化与发酵工段。流股 3 在 FS201 分成 4、5 流股, 流股 5 通向糖化罐 R303 进行糖化为种子培养提供培养基, 流股 4 通入 R404 在纤维素酶和菌种的作用下同步糖化与发酵生产乙醇。发酵后发酵液经换热器 H403 冷却至室温, 经 SS501 脱除副产品 CO₂ 后进行粗馏、精馏两次分离。经过精馏后的精馏塔塔顶出料流股 44, 送至 SS504 进行分子筛吸附脱水, 得到产品无水乙醇(99.5%, w/w)。粗馏塔塔釜出料流股 13 经换热器 H502 冷却至室温, 在分离器 SS503 进行固液分离, 液体流股 STILLAGE 作为生产过程中废水经处理后排放。固体进入燃烧室 R601 进行燃烧回收热量。

3.7 资源节约型纤维乙醇流程模型模型准确性的验证

根据资源节约型纤维乙醇生产工艺建立流程模型后, 需对模型的组分物性和物性方法进行验证。对于建立的资源节约型纤维素乙醇生产流程模型来讲, 各输入流股在前处理工段、预处理工段以及同步糖化与发酵工段均可按照规定的转化方式进行转化, 可以满足严格意义的物料平衡。在乙醇精馏工段, Aspen Plus 要对精馏过程进行严格气液平衡计算, 计算结果受关键组分物性数据、物性方法及精馏模块 Radfrac 设置的影响较大。因此, 资源节约型纤维乙醇生产流程模型模型准确性与否关键在于精馏过程中的气液平衡数据模拟准确性。

表 3.4 验证模型和 NREL 纤维素乙醇生产模型乙醇分离单元模型结果比较

Table 3.4 The comparison of simulation results for the ethanol distillation unit between validation model and NREL model

| 侧线出料 (质量分数) | | | 塔顶出料 (质量分数) | | |
|-----------------|--------|-----------|-----------------|--------|-----------|
| 主要成分 | 验证模型结果 | NREL 模型结果 | 主要成分 | 验证模型结果 | NREL 模型结果 |
| ETHANOL | 0.3971 | 0.3944 | ETHANOL | 0.1431 | 0.1222 |
| WATER | 0.5899 | 0.5935 | WATER | 0.0200 | 0.0407 |
| ACETATE | 0.0038 | 0.0042 | ACETATE | 0.0000 | 0.0000 |
| CO ₂ | 0.0001 | 0.0000 | CO ₂ | 0.8368 | 0.8371 |
| FURFURAL | 0.0089 | 0.0045 | FURFURAL | 0.0000 | 0.0000 |
| Density kg/cum | 1.4531 | 1.4000 | Density kg/cum | 3.0931 | 2.9000 |

为了验证所建资源节约型纤维素乙醇生产流程模型的准确性, 本文以最具代表性的精馏模块的计算结果与美国再生能源国家实验室 (NREL) 的计算结果进行了比较^[5]。NREL 的乙醇分离粗馏塔操作条件为: 塔板数 32、进料塔板位置为第 4 块、塔板效率 48.0 %、压力 0.2 MPa、侧线出料塔板为第 8 块。利用本文构建的生物质物性数据库和

NREL 的乙醇分离粗馏塔操作条件建立对比模型,对构建的生物物质物性数据库进行校验。本文模型和 NREL 模型的精馏计算结果比较见表 3.4。

本文建立的验证模型和 NREL 模型中精馏模块分为塔釜出料、侧线出料和塔顶出料,表 3.4 中列出了塔顶出料和侧线出料。其中侧线出料结果与 NREL 相近,塔顶出料结果相差 10.0%左右,但塔顶出料流率仅为侧线出料流率的 0.8%,所以建立的验证模型和 NREL 模型精馏过程主要流股模拟结果相近。因此本文建立的流程模拟模型中组分物性数据库和物性方法与 NREL 模型对最有代表性的精馏计算结果基本一致,表明本模型的物性数据库与类似模型的结果基本一致,具有较好的一致性。

第 4 章 资源节约型纤维素乙醇生产流程模型结果分析

根据第三章中建立资源节约型纤维素乙醇生产流程模型,对采用资源节约型纤维乙醇生产工艺的华东理工大学生物反应器工程国家重点实验室纤维素乙醇微型工厂进行严格的物料衡算和能耗计算。根据流程模拟结果,在纤维素乙醇微型工厂最大生产能力条件下,微型工厂每 60 h 可处理 15.4 kg 玉米秸秆,生产出纤维乙醇 2.0 kg,在生产过程中投入各种形式能量 36.5 MJ,折算成综合能耗为 53.1 MJ,经合理的水分回收后生产过程中水用量 2.6 kg、废水排量 8.1 kg。本章根据资源节约型纤维乙醇生产流程模型分析微型工程的物料平衡、水平衡、水分回收和各工段耗能及综合能耗。

4.1 纤维素乙醇微型工厂物料平衡

利用建立的资源节约型纤维乙醇生产模型对以纤维素乙醇微型工厂最大生产能力为基准的纤维乙醇生产过程进行物料衡算。表 4.1 是由 Aspen Plus 计算的资源节约型纤维乙醇生产工艺的物料平衡表。表中第 1 列是流程模型所有进料物流,第 2 列是进料物流说明,第 3 列是进料物流总流量,第 4 列是出料物流,第 5 列是出料物料说明,第 6 列是出料物流总量。

经计算可知微型工厂在最大生产能力下每生产一次可处理 15.4 kg 玉米秸秆,生产出纤维乙醇 2.0 kg。各物流组成及质量流率见附录 2。

表 4.1 纤维素乙醇微型工厂物料平衡表

Table 4.1 Material balance of the mini-plant operation

| 输入物流 Input streams | | | 输出物流 Output streams | | |
|--------------------------------|----------------------------|-----------------|---------------------|--|-----------------|
| 物流 Stream ID | 物流描述 Stream description | 总量 Mass (kg) | 物流 Stream ID | 物流描述 Stream description | 总量 Mass (kg) |
| CS | 玉米秸秆 Corn stover | 15.3958 | ETHANOL | 纤维素乙醇 Ethanol | 2.0432 |
| ENZYME | 纤维素酶 Enzyme | 2.9060 | STILLAGE | 精馏废液 Stillage from distillation | 21.9714 |
| STEAM | 蒸汽 Steam (3MPa) | 7.3665 | RSTILL | 精馏塔塔釜出料 Distillate from the distillation | 3.1436 |
| WATER | 输入水 Input water | 14.0902 | WATER | 分子筛吸附塔脱附水分 Water from the molecular sieve adsorption | 0.1428 |
| AIR | 无菌空气 Air | 0.8131 | VAPOR | 燃烧炉 Steam from the burner | 9.0060 |
| H ₂ SO ₄ | 浓硫酸 98%, w/w | 0.3261 | SOLID | 固体残渣 Solid residue | 1.3167 |
| OXYGEN | 燃烧耗氧 Oxygen | 9.2084 | CO ₂ | 过程 CO ₂ 产量 | 1.9015 |
| YEAST | 种子液 Seeds | 0.0040 | GAS | 过程废气 The waste gas from ethanol production | 11.2953 |
| SALT | 营养盐 Nutrient | 0.4444 | | | |

| | | | | |
|----------|--------------------|---------|----------|---------|
| NAOH | 氢氧化钠溶液 20%, w/w | 1.3300 | | |
| 总量 Total | | 51.8846 | 总量 Total | 50.8205 |

4.2 纤维素乙醇微型工厂水平衡、生产千克纤维素乙醇水用量和废水排量及水回收利用

4.2.1 纤维素乙醇微型工厂水平衡

微型工厂水平衡见表 4.2。根据流程模拟物料平衡结果，对纤维素乙醇生产过程水平衡纤维素乙醇生产过程中的输入水分、过程产水、输出水分进行分析。

表 4.2 纤维素乙醇微型工厂水平衡

Table 4.2 Water balance of the cellulosic ethanol mini-plant

| 输入水分 | 总量 kg | 过程产水 | 总量 kg | 输出水分 | 总量 kg |
|--------|---------|--------|---------|---------|---------|
| 输入新鲜水 | 14.0902 | 燃烧炉生成水 | 3.8493 | 乙醇产品 | 0.0102 |
| 输入物料含水 | 5.0165 | 反应过程水耗 | -0.4968 | 精馏废液 | 17.5232 |
| 输入蒸汽 | 7.3665 | | | 燃烧炉排出蒸汽 | 9.0060 |
| | | | | 分子筛脱附水分 | 0.1428 |
| | | | | 精馏塔塔釜出料 | 3.1436 |
| 总输入量 | 26.4733 | 总变化量 | 3.3525 | 总排出量 | 29.8258 |

输入水分包括输入新鲜水、输入物料含水、消耗蒸汽用量。新鲜水是指糖化、同步糖化与发酵工段达到生产需要的固体含量所必需添加的水分、预理工段中硫酸稀释和氢氧化钠溶液所用水分，这一部分水分即为微型工厂纤维素乙醇生产过程中水用量；物料含水是指各种输入物料含有水分，如玉米秸秆含水、纤维素酶含水、营养盐母液含水等等；消耗蒸汽是指纤维素乙醇生产过程中消耗的蒸汽以水的形式冷凝至物料的水分。

过程产水是指在纤维乙醇生产过程产生和消耗的水分，包括燃烧室产生水和反应过程中生成水。燃烧室产生水是指玉米秸秆残渣中碳水化合物燃烧时生成的水分。反应过程生成水是指各个工段生产过程中生成水。

输出水分包括乙醇产品含水、精馏废液中水分、燃烧炉排出蒸汽、精馏塔塔釜出料、分子筛脱附水分。无水乙醇含有 0.5 % 的水分；燃烧室排出蒸汽是指送至燃烧炉燃烧的固体夹带水分蒸发而成的蒸汽和生物质残渣燃烧产生水；分子筛脱附水分是指分子筛吸附精馏塔塔顶出料后解吸脱除的水分。

4.2.2 纤维素乙醇微型工程生产千克乙醇的水用量和废水排量

水用量是指在纤维素乙醇生产过程中加入的新鲜水，包括预理工段中配制稀硫酸溶液用水和配制氢氧化钠溶液用水、糖化工段中为了达到固体含量 15.0% (w/w) 糖化稀释用水和同步糖化与发酵工段中为了达到固体含量 30.0% (w/w) 同步糖化与发酵稀释用水，水用量中不包括输入物料含水。

废水排量是纤维素乙醇生产过程中产生的废水。包括同步糖化与发酵工段为了达到指定同步糖化与发酵固体含量而从待发酵物料中压榨出的水分（资源节约型纤维素乙醇

生产工艺在此过程无废水产生，后续工况比较中部分工况含有压榨废水)，以及乙醇分离工段中产生的精馏残液。

4.2.3 纤维素乙醇微型工厂生产过程中的水分回收

为了降低纤维素乙醇微型工厂生产千克乙醇的水用量和废水排量，将纤维素乙醇生产过程输出水分根据水分品质（输出物流详细组分见附表中的进出物料组成表）回收利用。分子筛吸附塔脱附水分（图 2 中流股 WATER）和精馏塔塔釜出料（图 2 中流股 RSTILL）作为同步糖化与发酵的稀释水分，粗馏塔精馏废液作为预理工段配制稀硫酸溶液和氢氧化钠溶液水分。微型工厂生产千克乙醇水用量、废水排量和水分回收见表 4.3，未经水分回收时生产千克乙醇水用量 6.9 kg、废水排量 12.4 kg，水分回收水用量为 2.6 kg，废水排量为 8.1 kg。经水分回收水用量和废水排量分别减少了 62.3 % 和 34.7 %。

表 4.3 纤维素乙醇微型工厂生产千克乙醇水用量、废水排量及水分回收

Table 4.3 The water usage, waste water and water recycling of mini-plant for cellulosic ethanol production for per unit ethanol production

| 水用量（输入新鲜水） | kg/kg | 废水排量 | kg/kg |
|---------------|---------|-----------|---------|
| 配制稀硫酸溶液水分 | 2.1713 | 吸附塔脱水 | 0.0699 |
| 配制氢氧化钠溶液水分 | 0.5208 | 精馏塔塔釜出料 | 1.5386 |
| 糖化工段稀释水分 | 1.2208 | 粗馏塔精馏废液 | 10.7536 |
| 同步糖化与发酵工段稀释水分 | 2.9834 | | |
| 水用量 | 6.8963 | 水分回收后水用量 | 2.5957 |
| 废水排量 | 12.3621 | 水分回收后废水排量 | 8.0616 |

4.3 纤维素乙醇微型工厂各工段能耗及综合能耗

纤维素乙醇的生产过程是将蕴藏在生物质内的生物质能转化为更易于利用的能量形式，这个转变过程是非主动的，因此需要在转变过程中投入能量促使这个过程的变化。在纤维素乙醇生产过程中只是能量储存形式改变，没有新的能量产生。因此在本文中并没有对纤维素乙醇生产过程中进行能量衡算，重点考察生产过程中各工段能量的投入。

4.3.1 纤维素乙醇各工段能耗

对微型工厂在最大生产能力下的能耗进行计算的结果见表 4.4。能耗包括各工段各物料温度变化引起的显热所消耗或放出的热量、预理工段所耗蒸汽消耗的能量、乙醇分离工段中粗馏塔和精馏塔塔釜再沸器热负荷。在流程模拟模型中较难计算的前理工段能耗、同步糖化与发酵工段中发酵搅拌能耗，均根据实验值给定^[38]。乙醇分离工段中分子筛吸附塔消耗的能量采用文献值^[40]。

表 4.4 纤维素乙醇微型工厂生产千克乙醇能量消耗和能量产出

Table 4.4 Energy consumption and generation per producing kg of ethanol production in the cellulosic ethanol mini-plant

| 各工段能耗 | MJ/kg | 能量产出 | MJ/kg |
|-------------------|---------|-------|---------|
| 前处理工段能耗(A200) | 1.1843 | 燃烧室放热 | 53.5749 |
| 预处理工段能耗(A300) | 10.2151 | | |
| 同步糖化与发酵工段能耗(A400) | 11.0393 | | |
| 乙醇分离精馏能耗(A500) | 14.0766 | | |
| 总能量消耗 | 36.5153 | 总能量产出 | 53.5749 |

前处理能耗为玉米秸秆粉碎能耗，根据粉碎过程实际测得；预处理工段能耗为预处理过程消耗的蒸汽热能，根据预处理过程消耗蒸汽量并利用 Aspen Plus 计算过程能耗；同步糖化与发酵工段包括物料温度变化引起的显热和发酵过程中搅拌能耗，显热为 Aspen Plus 计算结果、搅拌能耗为实验测定；乙醇分离工段能耗包括粗馏塔和精馏塔塔釜再沸器能耗及分子筛吸附塔操作能耗，精馏塔和粗馏塔塔釜再沸器能耗为 Aspen Plus 严格计算结果，分子筛吸附塔操作能耗为文献值；总能量消耗是指各工段能耗折算前的总能耗；综合能耗是指各工段能耗折算成综合能耗后的总能耗。

生产过程中能量输出包括产品无水乙醇和燃烧室放热。无水乙醇可作为液体燃料使用，产量根据实验数据经 Aspen Plus 严格物料衡算计算而得。燃烧室放热根据 Aspen Plus 计算而得。

4.3.2 综合能耗的计算

纤维乙醇的生产过程，从能量的角度看能量转换的过程。通过投入不同形式的能量，将原料玉米秸秆中含有的固态的、能量密度低、较难利用的生物质能转化成液态的、能量密度高、容易处理的燃料乙醇。因此，纤维乙醇的生产与其说是能量的生产过程，更不如称作提高蕴藏在生物质内的生物质能品位的生产过程。

纤维乙醇生产中需要在各个工段加入不同形式能量，不同形式的能量之间的品质不同。在考察纤维乙醇生产中能量投入时，不考虑不同能耗的能量形式，仅仅计算不同能耗的数量是不合适。为此，引入综合能耗的概念，综合考察纤维乙醇生产过程中总的能量投入。生产过程中消耗的不同形式能量经规定的单位和计算方法折算后的总和称为综合能耗。

能量按其来源可以分为一次能源和二次能源。一次能源 (Primary Energy) 是指自然界中原本存在的，没有经过任何加工转换的能源。一次能源有化石燃料、生物质能、风能、太阳能、潮汐能等等。二次能源 (Secondary Energy) 是指经过一次能源转化而成的能源。二次能源有电能、蒸汽能、汽油、酒精、焦炭等等。纤维素乙醇生产过程中消耗的能量主要分为蒸汽热能和电能。蒸汽热能用于纤维乙醇生产过程中需要热量的工段，主要为预处理反应器、同步糖化与发酵反应器的、粗馏塔和精馏塔塔釜再沸器提供

热量。电能用于纤维乙醇生产过程中需要做工的工段，主要包括前处理工段的粉碎能耗、同步糖化与发酵工段的搅拌能耗。蒸汽热能和电能都属于二次能源，为了综合考察纤维乙醇生产过程中各工段能耗，根据国家综合能耗计算通则，将纤维乙醇生产过程中消耗的电能和蒸汽能折算成标准煤用量，根据标准煤的标准燃烧热，将各个工段的耗能折算成统一标准进行比较。

表 4.5 纤维素乙醇微型工厂生产千克乙醇综合能耗折算

Table 4.5 Integrated energy consumption of the cellulosic ethanol mini-plant for producing per kg of ethanol

| 能量形式 | 过程能耗 (A1) | 能源载体消耗量 (A2) | 折算标准煤 (A3) |
|-------|---------------|---------------|------------|
| 电能 | 9.6526 MJ/kg | 2.6813 kwh/kg | 0.9089 kg |
| 蒸汽耗能 | 26.8627 MJ/kg | 7.1386 kg/kg | 0.9180 kg |
| 总能量消耗 | 36.5152 MJ/kg | | 1.8269 kg |
| 总能量产出 | 53.5749 MJ/kg | | 1.8280 kg |

表 4.6 GB/T 2589-2008 部分能源折合标准煤参考系数^[41]

Table 4.6 Transformation coefficient from energy to standard coal in GB/T 2589-2008

| 能量名称 | 平均低位发热量(B1) | 折标准煤系数(B2) |
|----------|----------------------|----------------------|
| 原煤 | 20.908 MJ/kg | 0.7143 kgce/kg |
| 原油 | 41.816 MJ/kg | 1.4286 kgce/kg |
| 汽油 | 43.070 MJ/kg | 1.4714 kgce/kg |
| 热力 (当量值) | - | 0.03412 kgce/MJ |
| 电力 (当量值) | 3.600 MJ/(kw · h) | 0.1229 kgce/(Kw · h) |
| 电力 (等价值) | 按当年火力发电标准煤耗计算 | |
| 蒸汽 (低压) | 3763 MJ/t(900Mcal/t) | 0.1286 kgce/kg |

表 4.7 DB21/ 1620—2008 供电煤耗指标基准值^[42]

Table 4.7 DB21/ 1620—2008 The base index value for coal consumption of power supply

| 机组 | 供电煤耗 (无脱硫) 指标基准值 单位 g/kw · h | | 供电煤耗 (有脱硫) 指标基准值(C1)单位 g/kw · h | |
|---------------|------------------------------|----|---------------------------------|----|
| | 基准值 | 单位 | 基准值 | 单位 |
| 100 MW 等级机组 | 378 | | 385 | |
| 125 MW 等级机组 | 359 | | 366 | |
| 200 MW 等级机组 | 351 | | 355 | |
| 300 MW 等级机组国产 | 337 | | 339 | |
| 300 MW 等级机组进口 | 325 | | 330 | |

注：综合能耗计算方法： $A2=A1/B1$, $A3=A2*B2$, $A4=29.3070*A3$ ；电力（等价值）折标准煤系数计算方法： $B2=C1/1000$ ；A1-4 和 B1-2 见表 4.5 和 4.6。

表 4.5 是微型工厂纤维素乙醇生产过程消耗的不同形式能量及折算成不同能量载体量及综合能耗的量。表 4.6 是国家标准 GB/T 2589-2008 部分能源折合标准煤参考系数。其中低位发热量是表示单位质量的该燃料在充分燃烧时放出的热量。能量的当量值

(Energy Calorific Value) 是指按照热功当量、电热当量和电功当量折算后的各种能量所含实际能量。能量的等价值 (Energy Equivalent Value) 是指生产单位数量的二次能源所消耗的各种能源的数量, 折算成统一的一次能源的能量。不同时期和地域的火力发电厂的热效率不同, 因此在 GB/T 2589-2008 没有给出电力 (等价值) 的折标准煤系数。在本文中, 选择假象纤维素乙醇生产地东北地区的供电煤耗指标基准值作为综合能耗计算中的电力 (等价值) 的折标准煤系数。

表 4.7 是辽宁省火力发电厂供电煤耗限额及计算方法, 选择 300 MW 等级机组国产的供电煤耗 (有脱硫) 指标的基准值作为电力的标准煤耗等价值。

将纤维素乙醇生产过程中消耗的蒸汽热能和电能以平均低位发热量 (表 4.6 第 2 列) 折算成消耗蒸汽及电能的实物量, 根据蒸汽和电能 (电力) 折标准煤系数折算成标准煤用量 (表 4.6 第 3 列) 作为生产过程的综合能耗。

第 5 章 纤维素乙醇微型工厂工况分析及优化

根据资源节约型纤维素乙醇生产工艺开发过程中不同预处理预浸固液比、预处理温度、同步糖化与发酵、酶用量条件下的实验数据，在建立的资源节约型纤维素乙醇生产流程模型中进行评价。考察预处理预浸固液比、预处理温度、同步糖化与发酵、酶用量等生产参数对生产千克乙醇的水用量、废水排量和能耗的影响。

5.1 预处理预浸固液比对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响

预处理预浸固液比是指稀酸预处理过程中，玉米秸秆和加入稀酸的比值 (w/w)。预处理预浸固液比能显著影响生产千克纤维乙醇的水用量、废水排量和能耗。提高预处理过程原料预浸固液比，意味着处理相同质量玉米秸秆条件下，在预处理过程中加入的水分减少，因此可明显减少纤维乙醇生产过程中的水用量和废水排量。同时因为减少了预处理过程中的水用量则处理相同质量玉米秸秆达到相同预处理温度下消耗的蒸汽减少，预处理工段的能耗下降。

尽管提高预处理预浸固液比有诸多优点，但受到实际条件的限制，不能无限制的提高预处理预浸固液比：第一，提高预处理预浸固液比，预浸过程中传质越来越困难，很难将物料混匀；第二，提高预处理预浸固液比，预处理强度有可能降低；第三，提高预处理预浸固液比会增加抑制物浓度，影响后续发酵或糖化工段。

为了综合考察预处理预浸固液比的影响，在预处理反应器装填量为 100%、预处理温度为 190 °C、稀酸用量为 2.5% (w/w)、预处理时间为 3.0 min 的条件下，以 1:2、1:1、2:1 为预处理预浸固液比，进行了 3 组预处理实验，并评价不同预浸固液比下的预处理效果。不同预处理预浸固液比条件下部分实验结果如表 5.1:

表 5.1 预处理预浸固液比对预处理效果的影响

Table 5.1 The effect of solid/liquid ratio during presoaking on pretreatment efficiency

| 固液比(w/w) | 预处理后固含量 | 秸秆含水 | 葡萄糖得率 | 木糖得率 |
|----------|---------|--------|--------|--------|
| 1/2 | 0.2650 | 0.1323 | 0.8270 | 0.6830 |
| 1/1 | 0.3720 | 0.1323 | 0.8310 | 0.5940 |
| 2/1 | 0.5000 | 0.1323 | 0.8450 | 0.4970 |

将预处理预浸固液比为 1:2、1:1、2:1 的实验数据带入前面已经建立好的资源节约型纤维乙醇生产流程模型进行严格意义的物料衡算和能耗计算。考察预处理预浸固液比对千克乙醇水耗、能耗和废水排量的影响。

5.1.1 预处理预浸固液比乙醇产量的影响

根据实验结果，玉米秸秆在不同预处理预浸固液比下进行预处理后，纤维素到葡萄糖的转化率分别为 84.5%、83.1%、82.7%。经过不同的预处理预浸固液比条件预处理后的玉米秸秆物料，经过生物脱毒后，均可脱去对后续发酵有影响的抑制物。过因此，在

相同的后续发酵条件下，不同预处理预浸固液的乙醇产量基本一致。所以，预浸固液比对乙醇产量影响不大。

5.1.2 预处理预浸固液比对生产千克乙醇水用量、废水排量的影响

预处理工段稀酸预浸过程加入的水分是纤维素乙醇生产过程中主要加入的水分之一，降低预处理工段中预浸固液比可以明显降低纤维素乙醇生产用水及废水排量。

预处理预浸固液比对水用量、废水排量的影响如图 5.1 所示。预处理预浸固液比能显著影响生产千克乙醇所用的水用量和废水排量。随着预处理预浸固液比的提高，生产千克乙醇的水用量和废水排量均降低。

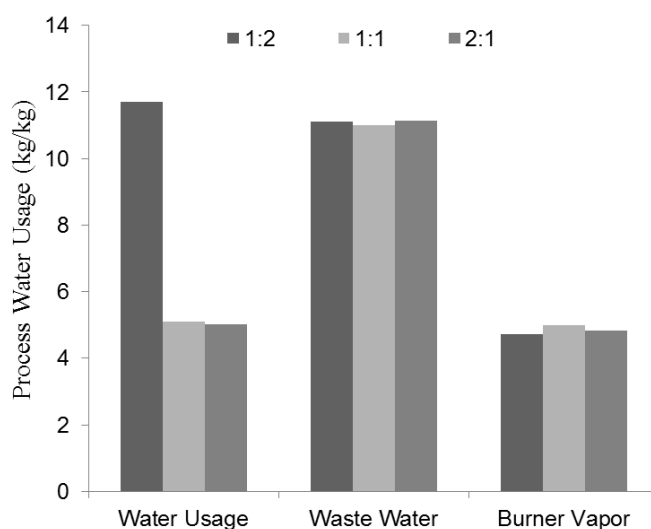


图 5.1 预处理预浸固液比对生产千克乙醇水用量、废水排量的影响

Fig. 5.1 The effect of solid/liquid ratio during presoaking on water usage and waste water stream for per unit ethanol production

Water usage: 生产千克乙醇水用量; Waste water: 生产千克乙醇废水排量; Burn vapor: 生产千克乙醇燃烧室排放废蒸汽

图 5.1 中第一项是预处理预浸固液比对生产千克乙醇水用量的影响。随着预处理预浸固液比的提高，生产千克乙醇的水用量降低。但从图 5.1 中看出预处理预浸固液比 2:1 和 1:1 的水用量相近。这是因为水用量包括预处理工段配制稀硫酸溶液用水和同步糖化与发酵工段稀释用水组成，尽管预处理预浸固液比 2:1 可比预处理预浸固液比 1:1 节省预处理工段的配制稀硫酸溶液用水量，但两者总的用水量是一致的。这也说明，要想体现高固体含量预处理预浸固液比 2:1 的优势，应该采取更高固体含量的同步糖化与发酵方式。

图 5.1 中第二项是预处理预浸固液比对生产千克乙醇废水排量的影响。随着预处理预浸固液比的提高，生产千克乙醇的废水排量逐渐降低。废水排量包括精馏废液和压榨水分。精馏废液受同步糖化与发酵固体含量影响，与预处理预浸固液比关系不大。压榨

水分是预处理后物料要达到固体含量 30% 的同步糖化与发酵必须压榨出的水分。预浸固液比为 2:1 的预处理物料无需进行压榨，预浸固液 1:1、1:2 的预处理物料必须进行液固分离才能满足后续发酵要求。虽然预处理预浸固液比 2:1 和固液比 1:1 的水用量相近，但后者的废水排量较多。这是因为预处理预浸固液比较低的预处理方式，预处理过程用水较多，则所需能耗较多，故预处理过程中消耗的蒸汽也越多的缘故。所以低预处理预浸固液比的预处理方式，生产千克乙醇的废水排量较多。

图 5.1 中第三项是预处理预浸固液比对生产千克乙醇燃烧室废蒸汽排量的影响。燃烧室排放的废蒸汽来源于送至燃烧室燃烧的玉米秸秆残渣夹带水分和这些残渣中燃烧过程中产生的水分。这些废蒸汽无法回收，但是与常规废水相比并不具有污染性，因此单独列出。生产千克乙醇燃烧室排放废蒸汽受玉米秸秆生产过程乙醇得率和乙醇产量的影响。千克玉米秸秆的乙醇得率越低，则剩余的玉米秸秆残渣越高，带入燃烧室的水分也就越多，燃烧室排放的废蒸汽越多。

因此从水用量和废水排量的角度出发，预理工段应该选择预浸固液比较高的预处理方式。

5.1.3 预处理预浸固液比对生产千克乙醇各工段能耗的影响

预处理预浸固液比对纤维乙醇生产过程各工段能耗的影响见图 5.2。由图 5.2 可以看出预处理预浸固液比主要影响预理工段的能耗。随着预处理预浸固液比的降低，预处理能耗逐渐增加。

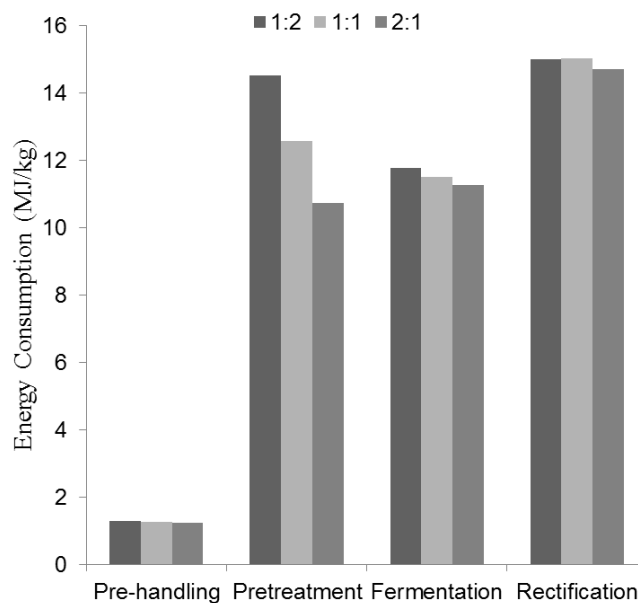


图 5.2 预处理预浸固液比对生产千克乙醇各工段能耗的影响

Fig. 5.2 The effect of solid/liquid ratio on energy consumption of each section for per unit ethanol production

Pre-handling: 前理工段能耗; Pretreatment: 预理工段能耗; Fermentation 同步糖化与发酵工段能耗; Rectification 乙醇分离工段能耗

图 5.2 中第一项为生产千克乙醇的前处理工段能耗。生产千克乙醇前处理工段能耗取决于原料玉米秸秆中纤维素到乙醇的转化率。对 3 种不同预处理预浸固液比, 原料玉米秸秆中纤维素到乙醇的转化率相近, 故生产千克乙醇的前处理能耗相近。

图 5.2 中第二项为生产千克乙醇的预处理工段能耗。生产千克乙醇的预处理能耗取决于乙醇和预处理工段中消耗的蒸汽能耗。对 3 种不同预处理预浸固液比的预处理方式, 乙醇产量相近, 但预处理中消耗的蒸汽随着预处理预浸固液比增加而降低, 所以生产千克乙醇的预处理工段能耗随着预处理预浸固液比的增加而降低。

图 5.2 中第三项为生产千克乙醇的同步糖化与发酵工段能耗。该工段的能耗包括进料物流温度与同步糖化与发酵工段温度不同引起的显热和同步糖化与发酵中的搅拌能耗。同步糖化与发酵工段的能耗受原料玉米秸秆中纤维素到乙醇转化率的影响与同步糖化与发酵过程发酵固体含量的影响。对 3 种不同预处理预浸固液比的预处理方式, 在相同的同步糖化与发酵条件下, 同步糖化与发酵工段能耗相近。

图 5.2 中第四项为生产千克乙醇的乙醇分离工段能耗。分离能耗包括粗馏塔塔釜热负荷、精馏塔塔釜热负荷和分子筛吸附塔耗能。分离工段能耗受进料乙醇浓度影响。对 3 种不同预处理预浸固液比的预处理方式玉米秸秆到乙醇转化率相近, 因此在相同的同步糖化与发酵条件下分离能耗相近。

综上所述, 预处理预浸固液比主要影响生产千克乙醇能耗中的预处理工段能耗, 对其他工段能耗影响较小。从能耗角度考虑, 预处理工段应该选择较高预浸固液比的预处理方式。

5.1.4 预处理预浸固液比对生产千克乙醇不同形式能量消耗和综合能耗的影响

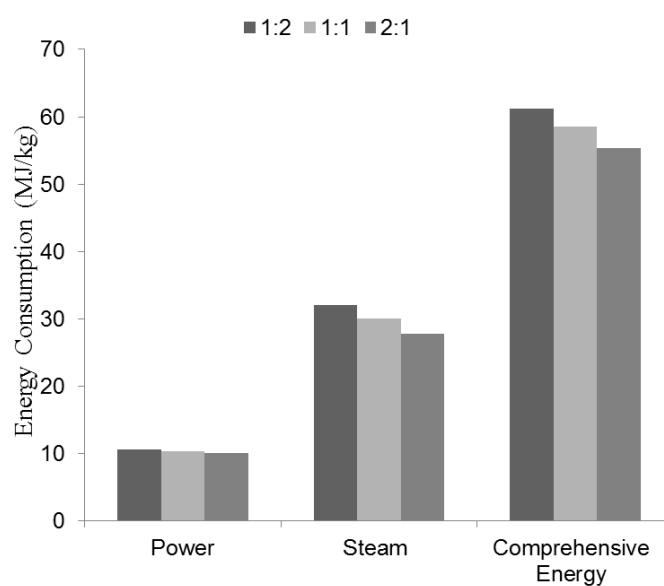


图 5.3 预处理预浸固液比对生产千克乙醇的不同形式能耗和综合能耗的影响

Fig. 5.3 The effect of solid/liquid ratio on different forms energy consumption and comprehensive energy consumption for per unit ethanol production

Power: 纤维素乙醇生产过程中消耗的电能; Steam: 纤维素乙醇生产过程中消耗的蒸汽能;
Comprehensive Energy: 纤维素乙醇生产过程中各工段折合的综合能耗

图 5.3 是预处理预浸固液比对生产千克乙醇的不同形式能耗和综合能耗的影响。预处理预浸固液比主要影响预处理工段能耗, 而预处理工段能耗形式为蒸汽热能, 因此图 5.3 中蒸汽热能和综合能耗随着预处理预浸固液比的提高而降低, 电能消耗基本不变。

图 5.3 中第一项是预处理预浸固液比对生产千克乙醇消耗电能的影响。纤维素乙醇生产过程中投入的电能来自前处理工段的粉碎能耗和同步糖化与发酵工段中的搅拌能耗。预处理预浸固液比主要是通过影响千克玉米秸秆到乙醇的转化率来影响生产千克乙醇消耗的电能。预处理预浸固液比对千克玉米秸秆到乙醇的转化率变化不大, 所以预处理预浸固液比对生产千克乙醇消耗的电能影响不大。

图 5.3 中第二项是预处理预浸固液比对生产千克乙醇消耗蒸汽热能的影响。纤维素乙醇生产过程中投入的蒸汽热能用于预处理工段中待预处理物料的加热、其他工段中进料物料温度变化引起的显热和乙醇分离工段中塔釜再沸器热负荷。预处理预浸固液比对生产千克乙醇蒸汽能的影响体现在预处理能耗上, 预处理预浸固液比越高, 预处理过程消耗的蒸汽能越少, 总体的生产过程中消耗的蒸汽能也越少。

图 5.3 中第三项为预处理预浸固液比对生产千克乙醇综合能耗的影响。预处理预浸固液比对生产千克乙醇不同形式的能量消耗的影响主要体现在预处理能耗上, 折算后综合能耗随着预处理预浸固液比的增加而降低。

5.1.5 小结

综上所述, 从生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的角度出发, 宜选择固液比较高的预浸方式。选择预浸固液比 2:1 作为最佳的预处理预浸固液比。

5.2 预处理温度对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响

预处理温度是指稀酸预浸后的玉米秸秆在预处理反应器中通过 3.0 MPa 饱和蒸汽加热至的反应温度。预处理温度对生产千克乙醇的水用量、废水排量、能耗的影响是多方面的。一方面, 提高预处理温度可以增强预处理效果, 提高玉米秸秆到乙醇得率; 另一方面, 提高预处理温度, 预处理工段蒸汽用量随之增加, 预处理工段的能耗增加和预处理后物料的固体含量降低。

为了综合考察预处理温度对生产千克乙醇的水用量、废水排量和能耗的影响, 在装量为 400 g(预处理反应器最大装载量 50.0%)、预处理预浸固液比为 1: 1.5、酸用量为 1.5%、预处理时间为 10 min 的条件下考查了不同预处理温度(160-210 °C)对稀酸预处理的影响。部分实验结果如表 5.2:

表 5.2 不同预处理温度对预处理效果影响

Table 5.2 The effect of pretreatment temperature on pretreatment efficiency

| 预处理温度(°C) | 秸秆含水 (w/w) | 葡萄糖得率 | 木糖得率 | 预处理后物料固体含量 |
|-----------|------------|--------|--------|------------|
| 160 | 0.1323 | 0.3500 | 0.2344 | 0.3400 |
| 180 | 0.1323 | 0.5500 | 0.5469 | 0.2900 |
| 200 | 0.1323 | 0.9500 | 0.3125 | 0.2600 |
| 210 | 0.1323 | 1.0000 | 0.1563 | 0.2300 |

将上述不同预处理温度的实验数据代入资源节约型纤维素乙醇生产流程模型进行严格的物料衡算和能力衡算。考察预处理温度对乙醇产量、水用量、废水排量和能耗的影响。

5.2.1 预处理温度对乙醇产量的影响

提高预处理温度，则预处理强度增大，木质纤维素原料乙玉米秸秆到乙醇的转化率提高（见表 5.2），处理相同质量的玉米秸秆乙醇产量上升。

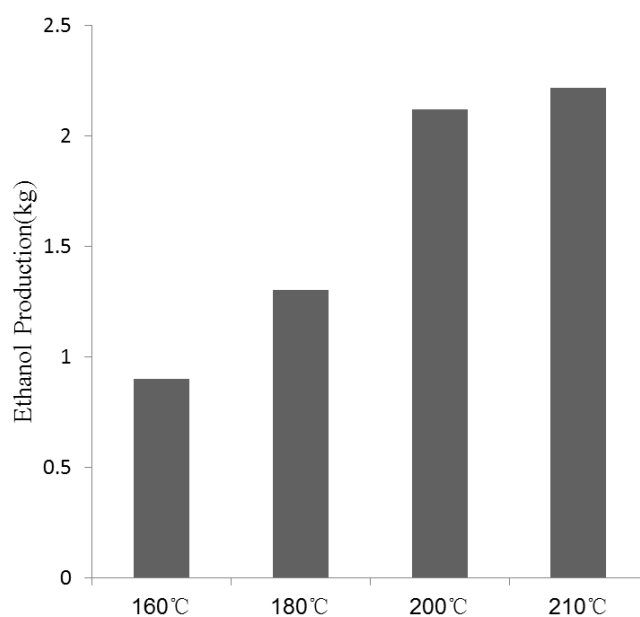


图 5.3 预处理温度对乙醇产量影响

Fig. 5.3 The effect of pretreatment temperature on ethanol production

图 5.3 是预处理温度对乙醇产量的影响。预处理温度对乙醇的产量的影响较大，从 160°C 的 0.9 kg 到 210°C 的 2.2 kg，乙醇产量增加了 1.5 倍。但是预处理温度对乙醇产量的影响主要体现在 160 -200°C 之间，将温度从 200°C 提高到 210°C，乙醇产量增幅不大。这是因为预处理温度能显著改善预处理效果，在较低的预处理温度（160°C）下，原料玉米秸秆的葡萄糖得率仅为 35.0%，在预处理温度 200 °C 时原料玉米秸秆的葡萄糖得率已达 95.0%，预处理温度 210 °C 时原料玉米秸秆的葡萄糖已经达到 100%。所以预处理温度对乙醇产量的影响区间主要在 160-200°C 之间，超过 200°C 后对乙醇产量的影响不明显。因此从乙醇产量角度出发，预处理温度宜选择在 180-200°C 之间。

5.2.2 预处理温度对生产千克乙醇水用量、废水排量的影响

预处理温度显著影响生产千克水用量和废水排量。预处理温度提高乙醇产量增加，同时预处理温度提高消耗的蒸汽增加，废水排量增加。

图 5.4 是预处理温度对生产千克乙醇水用量、废水排量的影响。随着预处理温度的提高，生产千克乙醇的水用量降低，但减小的趋势减缓。废水排量则在 180-200 °C 之间出现极低值。

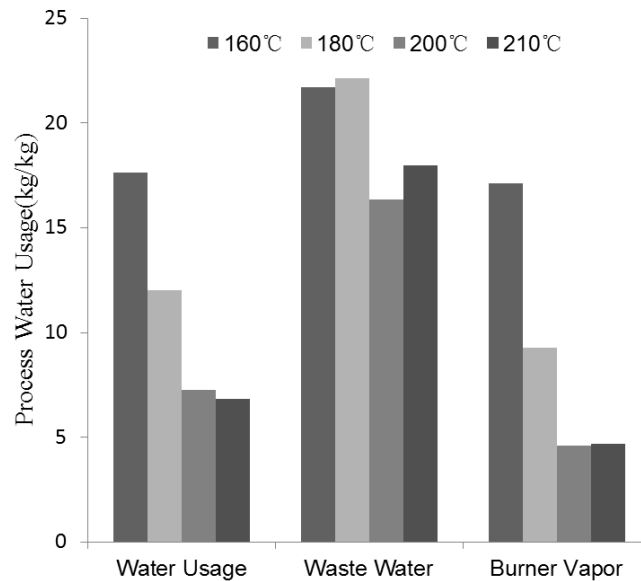


图 5.4 预处理温度对生产千克乙醇水用量、废水排量的影响

Fig. 5.4 The effect of pretreatment temperature on fresh water usage and waste water stream for per unit ethanol production

Water usage: 生产千克乙醇水用量; Waste water: 生产千克乙醇废水排量; Burn vapor: 生产千克乙醇燃烧室排放废蒸汽

图 5.4 中第一项是预处理温度对生产千克乙醇水用量的影响。预处理温度对生产千克乙醇的水用量的影响有两个方面：第一，提高预处理温度可以增加预处理强度，提高原料玉米秸秆中纤维素至乙醇的转化率，进而增加乙醇产量，从而降低生产千克乙醇的水用量；第二，提高预处理温度，预处理工段的蒸汽用量增加，因此可以减少后续的同步糖化与发酵工段中为了达到指定同步糖化与发酵固体含量而加入的稀释水分，从而降低生产千克乙醇的水用量。

图 5.4 中第二项是预处理温度对生产千克乙醇废水排量的影响。预处理温度对生产千克乙醇的废水排量的影响有两方面：第一，提高预处理温度可以增加乙醇产量，因此可以降低生产千克乙醇的废水排量；第二，提高预处理温度，预处理过程中消耗蒸汽增加，生产千克乙醇的废水排量增加。因此，预处理温度对生产千克乙醇的废水排量的影响，需要综合两种因素的影响。在这两个因素的影响下，预处理温度对生产千克废水排量的影响如图 5.4，在 180-200 °C 之间出现极低值。

图 5.4 中第三项是预处理温度对生产千克乙醇燃烧室废蒸汽排量的影响。生产千克乙醇燃烧室排放废蒸汽受玉米秸秆生产过程乙醇得率和乙醇产量的影响。千克玉米秸秆的乙醇得率越低，则剩余的玉米秸秆残渣越高，带入燃烧室的水分也就越多，燃烧室排放的废蒸汽越多。废蒸汽排量随着预处理温度增加而减少，但趋势减缓。

因此，从生产千克乙醇水用量和废水排量角度出发，最佳的预处理温度在 180-200℃ 之间。

5.2.3 预处理温度对生产千克乙醇各工段耗能的影响

预处理温度能够显著影响纤维素乙醇生产过程中乙醇产量，进而能影响生产千克各工段能耗。

图 5.5 是预处理温度变化对各工段能耗的影响。随着预处理温度的提高，前处理工段、发酵工段和精馏工段的能耗降低，预处理能耗变化不规则。

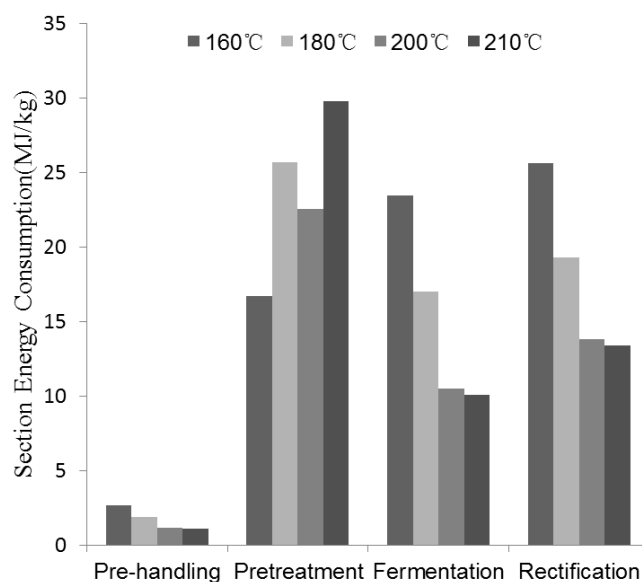


图 5.5 预处理温度对生产千克乙醇各工段能耗的影响

Fig. 5.5 The effect of pretreatment temperature on energy consumption of each section for per unit ethanol production

Pre-handling: 前处理工段能耗。Pretreatment: 预处理工段能耗。Fermentation 同步糖化与发酵工段能耗。Rectification 乙醇分离工段能耗。

图 5.5 中第一项是预处理温度对生产千克乙醇的前处理工段能耗的影响。随着预处理温度的提高，生产的千克乙醇的前处理工段能耗下降。这是因为随着预处理温度的升高，预处理强度增加，原料玉米秸秆中纤维素到乙醇的转化率提高，所以生产千克乙醇所需前处理工段能耗降低。

图 5.5 中第二项是预处理温度对生产千克乙醇的预处理工段能耗的影响。预处理温度对预处理工段的影响有两方面：第一，增加预处理温度，可以提高原料玉米秸秆中纤维素到乙醇的转化率，提高乙醇产量，因此可以降低生产千克乙醇的预处理能耗；第二，

提高预处理温度需要消耗更多饱和蒸汽，因此加大了预处理工段中的能量投入。这两个影响因素共同导致随着预处理温度的提高，生产千克乙醇的预处理工段能耗变化不规则。

图 5.5 中第三项是预处理温度对生产千克乙醇同步糖化与发酵工段能耗的影响。在相同的同步糖化与发酵固体含量条件下，预处理温度对同步糖化与发酵工段能耗的影响体现在乙醇的产量提高上。预处理温度提高，生产千克乙醇的同步糖化与发酵工段能耗降低。从图 5.5 可知，生产千克乙醇同步糖化与发酵工段能耗随着预处理温度的降低主要体现在 160-200℃ 之间。

图 5.5 中第四项是预处理温度对生产千克乙醇精馏工段能耗的影响。乙醇精馏工段的能耗取决于进料乙醇浓度和分离程度。预处理温度对生产千克乙醇精馏工段的影响体现在乙醇产量的变化上，随着预处理温度的提高，生产千克乙醇的精馏工段能耗降低。由图 5.5 可知，生产千克乙醇的能耗随着预处理温度的提高，降低幅度主要体现在 160-200℃ 之间。

5.2.4 预处理温度对生产千克乙醇过程中消耗各种形式能量和综合能耗的影响

预处理温度能显著影响纤维素乙醇生产过程中的乙醇产量，进而显著影响生产千克乙醇过程中消耗的各种形式能量及综合能耗。图 5.6 为预处理温度对不同形式能量消耗和综合能耗的影响。

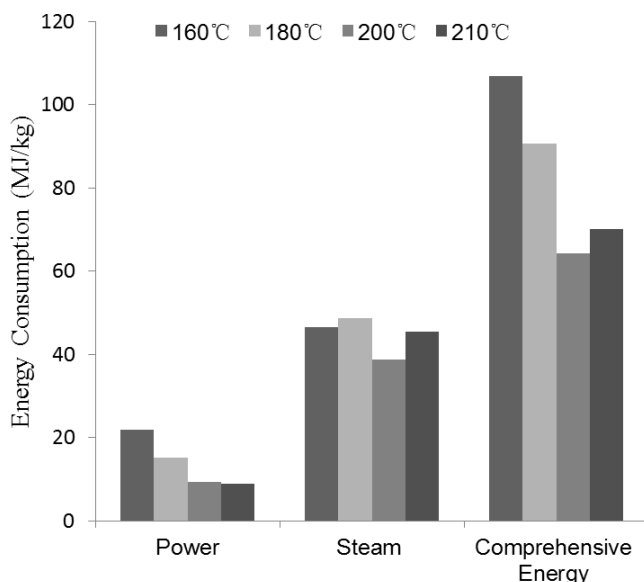


图 5.6 预处理温度对不同形式能量消耗和综合能耗的影响

Fig. 5.6 The effect of pretreatment temperature on different forms energy consumption and comprehensive energy consumption for per unit ethanol production

Power: 纤维素乙醇生产过程中消耗的电能; Steam: 纤维素乙醇生产过程中消耗的蒸汽能;
Comprehensive Energy: 纤维素乙醇生产过程中各工段折合的综合能耗

图 5.6 中第一项为预处理温度对生产千克乙醇消耗电能的影响。生产千克乙醇消耗的电能包括前处理工段消耗的电能和同步糖化与发酵工段消耗的电能。提高预处理温度可以提高千克玉米秸秆的乙醇得率，所以生产千克乙醇消耗的电能随着温度的提高而降低。

图 5.6 中第二项是预处理温度对生产千克乙醇消耗的蒸汽热能的影响。随着预处理温度的提高乙醇产量增加，预处理工段能耗也增加。在这两种因素的影响下，千克乙醇的蒸汽能耗在 180-200℃ 之间达到最低。

图 5.6 中第三项是预处理温度对综合能耗的影响。预处理温度对综合能耗的影响体现在乙醇产量提高和能耗提高这两方面。在这两个因素的影响下，生产千克乙醇的综合能耗在 180-200℃ 之间出现最低点，这个温度即是最佳预处理温度

5.2.5 小结

综上所述，从生产千克乙醇的水用量、废水排量和能耗出发，最预处理温度应在 180-200℃ 之间。在这里选择 190℃ 作为最佳的预处理温度。

5.3 同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响

同步糖化与发酵固体含量是指同步糖化与发酵工段中玉米秸秆在发酵体系中的质量分数。提高同步糖化与发酵固体含量，可以提高发酵设备利用率、提高发酵后醪液中乙醇浓度、降低分离能耗，也可以降低生产过程中的水用量和废水排量。但随着同步糖化与发酵固体含量的提高，原料玉米秸秆到乙醇的得率降低，而且发酵过程中的搅拌能耗随之提高。

为了综合考察同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响，在预处理温度 190.0℃、预处理预浸固液比为 2:1、预处理时间 3.0 min，同步糖化与发酵工段酶用量为 7.0 FPU/gDM 每克干物质的条件下，对同步糖化与发酵固体含量 15.0%、20.0%、25.0%、30.0% 进行实验分析。部分实验结果如表 5.3。

表 5.3 同步糖化与发酵固体含量对乙醇得率和发酵过程中搅拌能耗的影响

Table 5.3 The effect of solids content during simultaneous saccharification and fermentation on ethanol yield and mixing energy consumption

| 同步糖化与发酵固体含量(% w/w) | 纤维素到乙醇转化率(%) | 单位质量搅拌能耗(MJ/kg) |
|--------------------|--------------|-----------------|
| 15.0 | 76.50 | 0.0795 |
| 20.0 | 68.00 | 0.1136 |
| 25.0 | 64.80 | 0.3405 |
| 30.0 | 52.10 | 1.0092 |

将上述不同同步糖化与发酵固体含量的实验数据，带入建立的资源节约型纤维素乙醇生产流程模型进行严格的物料衡算和能量计算，综合考察同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇水用废水排量和能耗的影响。

5.3.1 同步糖化与发酵固体含量对纤维素乙醇产量的影响

同步糖化与发酵固体含量对纤维素乙醇微型工厂乙醇产量体现在两个方面：第一，同步糖化与发酵工段固体含量的提高则发酵罐中木质纤维素原料玉米秸秆的含量增加，发酵罐的利用率增加；第二，同步糖化与发酵工段的固体含量增加则千克玉米秸秆到乙醇转化率降低。

图 5.7 是同步糖化与发酵固体含量对乙醇产量的影响。随着同步糖化与发酵固体含量的提高，乙醇产量逐渐升高，于同步糖化与发酵固体含量 25.0% 处达到产量最高值，但是在固体含量 30.0% 时乙醇产量略有下降。

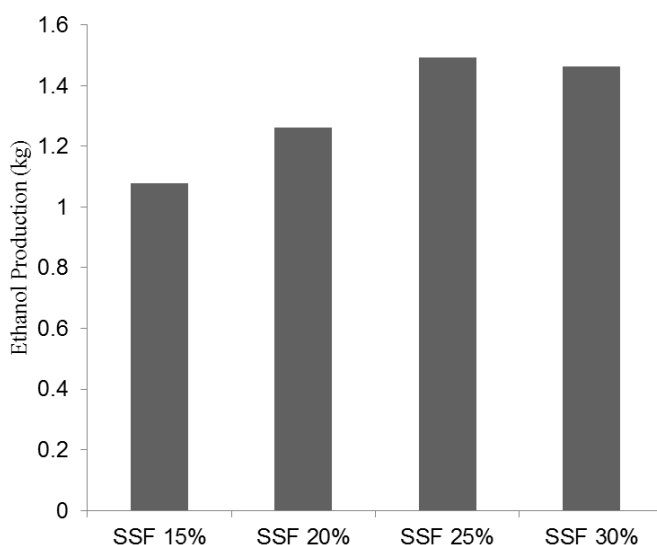


图 5.7 同步糖化与发酵固体含量对乙醇产量的影响

Fig. 5.7 The effect of solids content during simultaneous saccharification and fermentation on ethanol production

由图 5.7 可以看出在这两种因素的影响下，乙醇产量随着固体含量的提高先上升后变化不大，要想得到较高乙醇产量必须在提高同步糖化与发酵固体含量的同时采用各种措施提高纤维素到乙醇的得率。

5.3.2 同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇水用量和废水排量的影响

同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇水用量的影响有两方面：一方面，随着固体含量的提高，同步糖化与发酵工段处理千克玉米秸秆所需的水用量减少；另一方面，随着固体含量的提高，千克玉米秸秆到乙醇的转化率降低。在这两个因素综合影响下，随着固体含量的提高，生产千克乙醇的水用量下降。但随着固体含量进一步提高，千克玉米秸秆到乙醇的转化率降低的影响越加明显，表现为乙醇产量增幅减缓，因此生产千克乙醇水用量的降幅也减少。

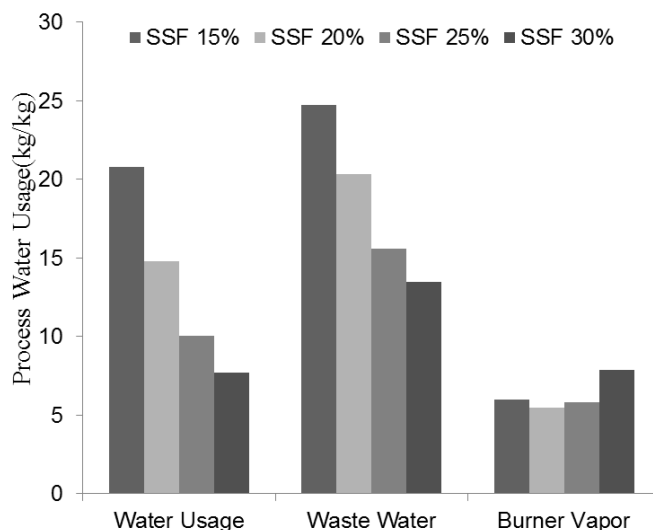


图 5.8 同步糖化与发酵固体含量对千克乙醇水用量、废水排量的影响

Fig. 5.8 The effect of solids content during simultaneous saccharification and fermentation on water usage and waste water stream for per unit ethanol production

Water usage: 生产千克乙醇水用量; Waste water: 生产千克乙醇废水排量; Burn vapor: 生产千克乙醇燃烧室排放废蒸汽

图 5.8 是同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇水用量、废水排量的影响。千克乙醇的水用量，废水排量均随着同步糖化与发酵固体含量的提高而显著降低。

图 5.8 第一项是同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇水用量的影响。随着固体含量的提高，受处理千克玉米秸秆所需水分减少和千克玉米秸秆到乙醇的转化率降低影响，生产千克乙醇水用量逐渐降低。

图 5.8 中第二项是同步糖化与发酵对生产千克乙醇废水排量的影响。与生产千克乙醇水用量类似，随着固体含量的提高，在处理千克玉米秸秆排放的废水量减少和千克玉米秸秆到乙醇的转化率降低这两个因素的影响下，生产千克乙醇废水排量逐渐降低。

图 5.8 中第三项是同步糖化与发酵对生产千克乙醇燃烧室排放废蒸汽的影响。生产千克乙醇燃烧室排放废蒸汽受玉米秸秆生产过程乙醇得率和乙醇产量的影响。千克玉米秸秆的乙醇得率越低，则剩余的玉米秸秆残渣越高，带入燃烧室的水分也就越多，燃烧室排放的废蒸汽越多。

从生产千克乙醇水用量和废水排量的角度出发，应该选择固体含量较高的同步糖化与发酵方式。

5.3.3 同步糖化与发酵固体含量对各个工段能耗的影响

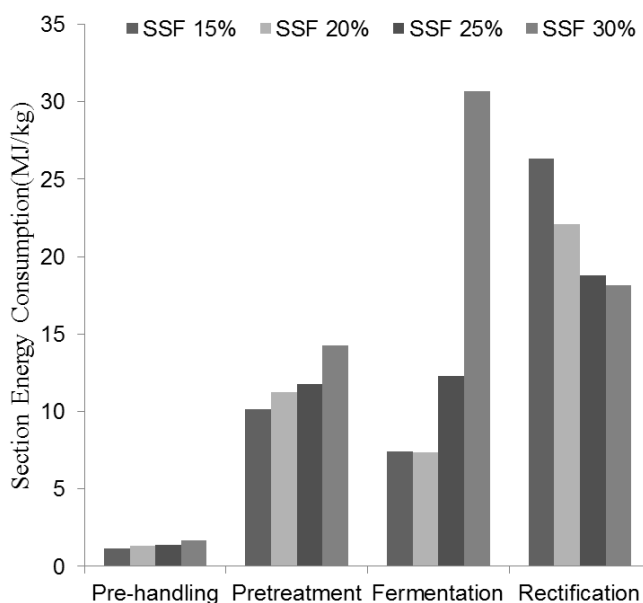


图 5.9 同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇产量下各工段能耗的影响

Fig.5.9 The effect of solids content during simultaneous saccharification and fermentation on energy consumption of each section for per unit ethanol production

Pre-handling: 前处理工段能耗; Pretreatment: 预处理工段能耗; Fermentation 同步糖化与发酵工段能耗; Rectification 乙醇分离工段能耗

图 5.9 是同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇产量下各工段能耗的影响。提高同步糖化与发酵固体含量，前处理、预处理和发酵过程能耗增加，乙醇分离工段能耗降低。

图 5.9 中第一项是生产千克乙醇的前处理工段能耗。随着同步糖化与发酵固体含量的提高，原料玉米秸秆到乙醇的转化率降低，因此生产千克乙醇的前处理工段能耗随之增加。

图 5.9 中第二项是生产千克乙醇的预处理能耗。随着同步糖化与发酵固体含量的提高，原料玉米秸秆到乙醇的转化率降低。消耗同样质量的预处理物料，同步糖化与发酵固体含量越高乙醇产量越少。因此，随着同步糖化与发酵固体含量的提高，生产千克乙醇的预处理工段能耗增加。

图 5.9 中第三项是生产千克乙醇的同步糖化与发酵工段能耗。随着同步糖化与发酵固体含量的提高，发酵过程中搅拌能耗急剧增加，导致该工段的能耗急剧升高。不同同步糖化与发酵固体含量的搅拌能耗见表 5.3。

图 5.9 中第四项是生产千克乙醇的乙醇分离工段能耗。随着同步糖化与发酵固体含量的提高，同步糖化与发酵后发酵液中乙醇浓度增加，乙醇分离工段能耗降低。

随着同步糖化与发酵固体含量的提高，生产千克乙醇的前处理、预处理和同步糖化与发酵工段能耗增加，乙醇分离工段能耗降低。为了综合评价同步糖化与发酵固体含量对总能耗的影响，将上述各工段能耗折算为标准煤用量进行比较。

5.3.4 同步糖化与发酵固体含量对纤维乙醇生产过程消耗的各种形式能量和综合能耗的影响

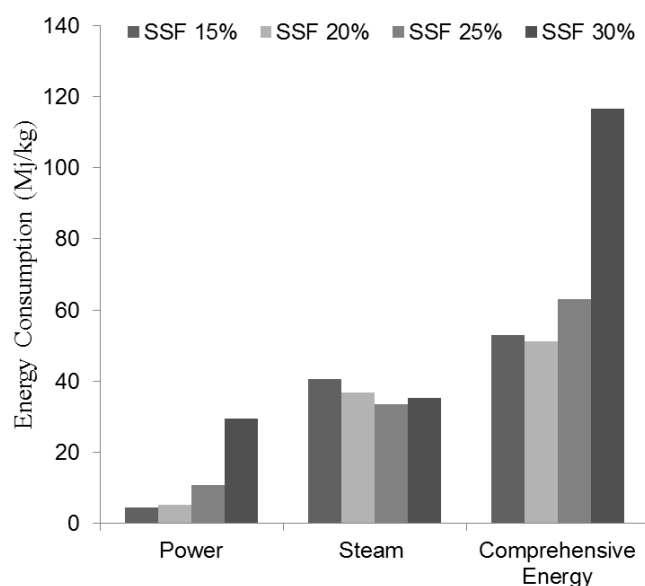


图 5.10 同步糖化与发酵固体含量对生产千克乙醇各种形式能量消耗和综合能耗的影响

Fig.5.10 The effect of solids content during simultaneous saccharification and fermentation on different forms energy consumption and comprehensive energy consumption for per unit ethanol production

Power: 纤维素乙醇生产过程中消耗的电能; Steam: 纤维素乙醇生产过程中消耗的蒸汽能; Comprehensive Energy: 纤维素乙醇生产过程中各工段折合的综合能耗

图 5.10 是固体含量对千克乙醇各种形式能量消耗和综合能耗的影响。随着同步糖化与发酵固体含量提高,前处理工段粉碎能耗和同步糖化与发酵工段中搅拌能耗增加导致生产过程中所耗电能急剧增加。预处理能耗增加和乙醇分离能耗降低两个因素导致蒸汽能耗先降低后增加。生产千克乙醇的综合能耗随着同步糖化与发酵固体含量的升高而升高。

5.3.5 小结

在同步糖化与发酵工段酶用量为 7.0 FPU/gDM 每克干物质的条件下,对同步糖化与发酵固体含量 15.0%、20.0%、25.0%、30.0%从千克乙醇的水用量、废水排量和能耗等参数进行分析,最佳的同步糖化与发酵固体含量并不是 30%,这与我们的预期有些差异。尽管如此,高固体含量同步糖化与发酵在提高发酵设备利用率和提高单位时间内乙醇产量方向上还是具有明显的优势。本节中高固体含量同步糖化与发酵生产千克乙醇能耗较高是由在较高固体含量下玉米秸秆到乙醇的得率较低引起的。为此增加同步糖化与发酵过程中酶用量,考察酶用量对千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响,希望能在较高固体含量下同步糖化与发酵取得更好的结果。

5.4 同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响

尽管提高同步糖化与发酵固体含量可有效地降低生产千克乙醇水用量、废水排量，但是生产千克乙醇综合能耗却随之增加。为了提高高固体含量条件下玉米秸秆到乙醇的转化率，在较低能耗下提高设备利用率，增加同步糖化与发酵固体含量 30% 条件下发酵工段的酶用量，考察酶用量对生产流程水用量、能耗和废水排量的影响。在预处理温度 190℃、预处理预浸固液比为 2:1、预处理时间 3.0min、同步糖化与发酵工段固体含量为 30.0% 的条件下，考察同步糖化与发酵工段不同酶用量对发酵过程搅拌能耗和纤维素到乙醇得率的影响进行实验分析。部分实验结果如表 5.4。

表 5.4 同步糖化与发酵酶用量对乙醇得率和搅拌能耗影响

Table 5.4 The effect of enzyme dosage on ethanol yield and mixing energy consumption

| 同步糖化与发酵工段酶用量 FPU/gDM | 搅拌能耗 MJ/kg | 纤维素到乙醇的转化率 |
|----------------------|------------|------------|
| 7 | 1.0092 | 0.5210 |
| 15 | 0.4240 | 0.7590 |
| 30 | 0.3470 | 0.8280 |

将上述实验数据代入资源节约型纤维素乙醇生产流程模型，利用 Aspen Plus 进行严格的物料衡算和能量衡算。考察同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗的影响。

5.4.1 同步糖化与发酵工段酶用量对乙醇产量的影响

同步糖化与发酵工段酶用量对乙醇产量的影响体现在酶用量可以显著提高玉米秸秆的乙醇得率上。随着酶用量的提高乙醇产量增加。

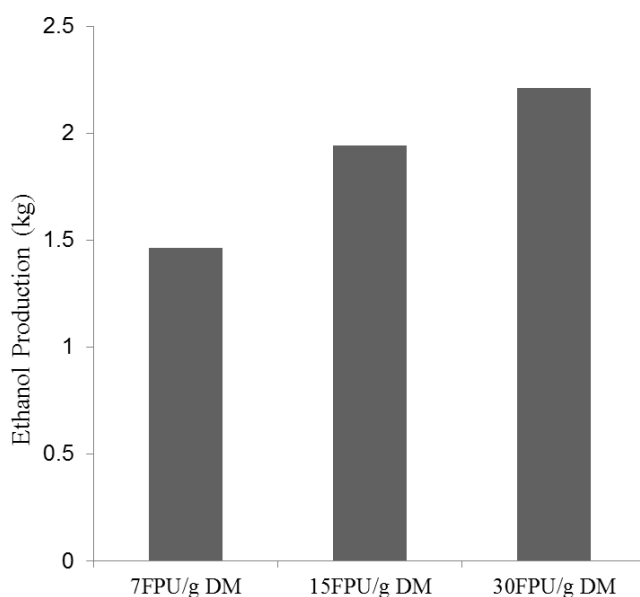


图 5.11 同步糖化与发酵工段酶用量对乙醇产量的影响

Fig. 5.11 The effect of enzyme dosage on ethanol production

图 5.11 是同步糖化与发酵工段酶用量对乙醇产量的影响。随着同步糖化与发酵工段酶用量的增加，玉米秸秆到乙醇得率提高，同步糖化与发酵固体含量 30.0%的乙醇产量增幅明显。当酶用量从原来的 7 FPU/gDM 增加到 15 FPU/gDM，乙醇产量增加 32.8%；当酶用量从 15 FPU/gDM 进一步增加一倍时，乙醇产量增加 13.8%。因此，增加同步糖化与发酵工段酶用量可较大幅度的提高乙醇产量。

5.4.2 同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇水用量、废水排量的影响

同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇水用量的影响有 2 方面：第一，提高酶用量玉米秸秆到乙醇的得率提高，在相同的水用量下乙醇产量增加，因而能降低生产千克乙醇的水用量；第二，加入的纤维素酶含有大量水分，可以降低同步糖化与发酵工段水的加入量；酶用量对生产千克乙醇废水排量的影响体现在提高酶用量可以提高玉米秸秆到乙醇的得率，进而可以降低生产千克乙醇的废水排量。

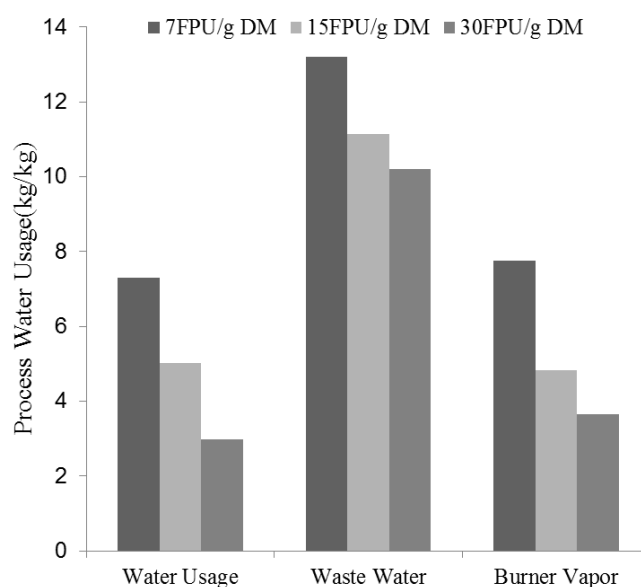


图 5.12 同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇水用量、废水排量的影响

Fig. 5.12 The effect of enzyme dosage on fresh water usage and waste water stream for per unit ethanol production

Water usage: 生产千克乙醇水用量; Waste water: 生产千克乙醇废水排量; Burn vapor: 生产千克乙醇燃烧室排放废蒸汽

图 5.12 是同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇水用量、废水排量的影响。增加同步糖化与发酵工段中酶用量，可明显降低生产千克乙醇的水用量、废水排量。

5.4.3 同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇各工段耗能的影响

同步糖化与发酵工段酶用量对前处理工段和预处理工段能耗的影响体现在酶用量能提高玉米秸秆到乙醇的得率上，在相同的能量投入下乙醇产量提高，因此生产千克乙醇的前处理工段和预处理工段能耗降低。酶用量对同步糖化与发酵工段能耗的有两方面原因：第一，提高酶用量可以提高玉米秸秆的乙醇得率，进而降低了生产千克乙醇同步

糖化与发酵工段能耗；第二，提高酶用量能改善同步糖化与发酵过程中物料搅拌过程特性，进而降低同步糖化与发酵过程中的搅拌能耗。酶用量对乙醇分离工段能耗的影响也有两方面：第一，提高酶用量可以提高玉米秸秆的乙醇得率，进而降低了生产千克乙醇同步糖化与发酵工段能耗；第二，提高酶用量则同步糖化与发酵后发酵醪液中乙醇浓度提高，降低了乙醇精馏分离工段的能耗。

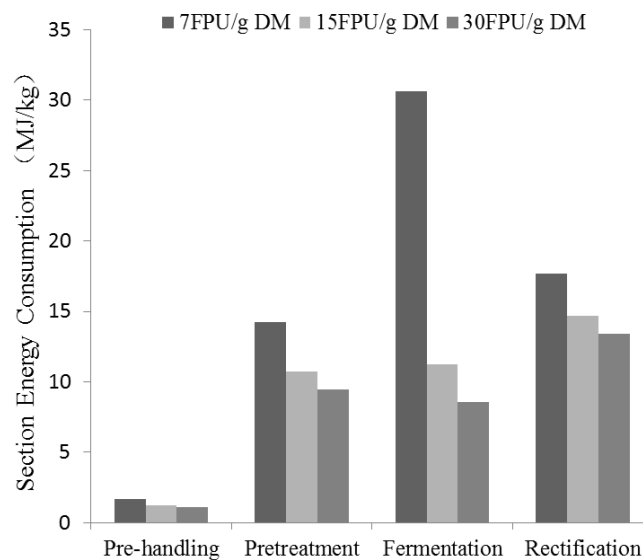


图 5.13 同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇各工段能耗的影响

Fig. 5.13 The effect of enzyme dosage on energy consumption of each section for per unit ethanol production

Pre-handling: 前处理工段能耗; Pretreatment: 预处理工段能耗; Fermentation 同步糖化与发酵工段能耗; Rectification 乙醇分离工段能耗。

图 5.13 是同步糖化与发酵工段酶用量对千克乙醇下各工段能耗的影响。生产千克乙醇的各个工段能耗均随着酶用量的增加而降低。但从图 5.13 也可以看出，从酶用量 7 FPU/gDM 增加到 15 FPU/gDM 时，各工段能耗降低幅度较大，但到酶用量 15 FPU/gDM 增加到 30 FPU/gDM 时，各工段能耗降低幅度减缓。

5.4.4 同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇不同形式能耗的影响

提高同步糖化与发酵工段酶用量提高了玉米秸秆的乙醇得率，降低了同步糖化与发酵工段中的搅拌能耗和乙醇分离工段的精馏能耗。图 5.14 是同步糖化与发酵工段酶用量对生产千克乙醇不同形式能量消耗和综合能耗的影响。随着同步糖化与发酵酶用量的增加，生产千克乙醇不同形式能耗和综合能耗下降。由图 5.14 可以看出随着酶用量从 7 FPU/gDM 到 15 FPU/gDM，千克乙醇能耗明显下降。但是进一步增加酶用量时降幅不明显。

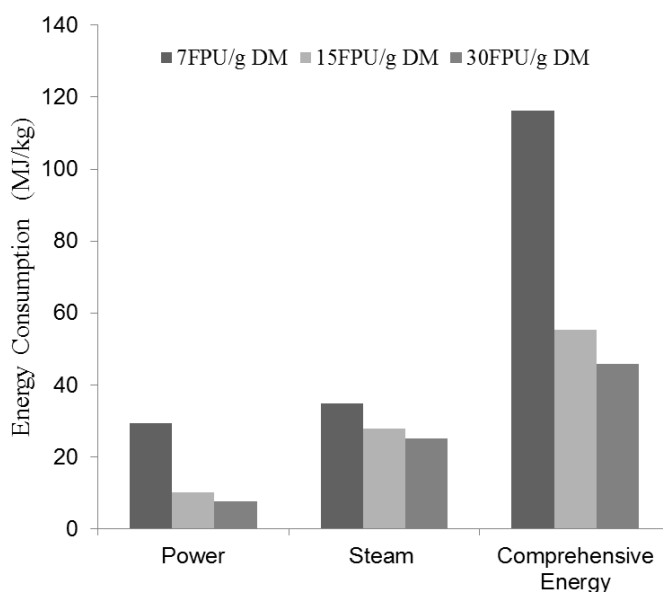


图 5.14 同步糖化与发酵工段酶用量对千克乙醇不同形式能量消耗和综合能耗的影响

Fig. 5.14 The effect of enzyme dosage on different forms energy consumption and comprehensive energy consumption for per unit ethanol production

Power: 纤维素乙醇生产过程中消耗的电能; Steam: 纤维素乙醇生产过程中消耗的蒸汽能;
Comprehensive Energy: 纤维素乙醇生产过程中各工段折合的综合能耗

5.4.5 小结

综上所述,在固体含量 30%条件下进行同步糖化与发酵的纤维素酶用量从生产千克乙醇的水用量、废水排量和能耗考虑宜选择较高的酶用量。但是酶用量越多,纤维乙醇生产成本越多。从本节结果上看,酶用量从 7 FPU/gDM 到 15 FPU/gDM,生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗明显降低。而酶用量从 15 FPU/gDM 至 30 FPU/gDM,生产千克乙醇水用量、废水排量和能耗降幅不大。故在这里选择酶用量 15 FPU/gDM 每克干物质作为最佳酶用量。在此酶用量条件下,不同同步糖化与发酵固体含量生产千克乙醇的水用量、废水排量和能耗最小的固体含量为 30.0%,因此选择固体含量 30.0%作为最佳同步糖化与发酵固体含量。

5.5 本章小结

本章将我们开发资源节约型纤维素乙醇生产工艺过程中各生产参数的不同工况实验数据带入建立的资源节约型纤维素乙醇生产流程模型。从千克乙醇水用量、废水排量和能耗的角度进行工况分析,最终选择预处理预浸固液比为 2:1、预处理温度 190 °C、同步糖化与发酵固体含量 30.0%、酶用量 15 FPU/gDM 作为最佳纤维乙醇生产工艺。这也和之前确定的资源节约型纤维素乙醇生产工艺一致,工况分析从水用量、废水排量和能耗的角度证明了资源节约型纤维素乙醇工艺的优越性。

结论

本文以纤维素乙醇微型工厂中纤维素乙醇生产线为对象，在 Aspen plus 平台上建立了该流程的严格热力学意义上的流程模拟数学模型，并在流程模型中构建了纤维素乙醇生产过程中关键组分物性数据库，通过建立的流程模型对微型工厂纤维素乙醇生产过程进行严格意义的物料衡算和能量衡算。

将建立的纤维素乙醇生产流程模型中最具有代表性的精馏工段模拟结果与美国可再生能源国家实验室 (NREL) 建立的纤维素乙醇流程模型模拟结果进行比较，验证了本文流程模型模拟结果的可靠性。根据流程模拟的物料衡算结果，分析生产过程中的水平衡和水回收的可行性。根据能耗计算结果，分析生产过程中各工段能耗，并将不同形式能量消耗折算成综合能耗进行比较。经纤维素乙醇微型工厂流程模拟模型严格物料和能耗计算，在纤维素乙醇微型工厂的最大生产能力下，以玉米秸秆为原料生产千克纤维素乙醇的水用量为 2.6 kg，蒸汽用量为 3.7 kg，废水量为 8.1 kg，均低于目前利用玉米淀粉生产乙醇工艺的水用量和废水排量；生产千克乙醇在不包括原料和产品能量的情况下，消耗各种形式能量 36.5 MJ，同时产出能量 53.6 MJ，能量产出大于能量投入；生产千克乙醇的能耗折合 1.8269 kg 标准煤，产出能量折合 1.8280 kg 标准煤，生产过程中能量产出可满足生产过程中能量需求。

根据微型工厂纤维素乙醇生产过程的生产数据，利用建立的流程模型，对预处理预浸固液比、预处理温度、同步糖化与发酵固体含量和酶用量进行工况分析，从千克乙醇水用量、废水排量和能耗的角度，选择预处理预浸固液比为 2:1、预处理温度 190 °C、同步糖化与发酵固体含量 30.0%、酶用量 15.0 FPU/gDM 作为最佳纤维乙醇生产工艺。这也和我们之前开发的极低水用量和高固体含量同步糖化与发酵生产纤维乙醇的工艺操作条件相同，也从另一角度证明了我们开发的资源节约型纤维乙醇工艺的优越性。

本文建立的流程模拟模型可为纤维素乙醇经济评价提供物料、能耗数据，亦可快速评价技术进步和新技术的开发对最终产品物耗、能耗和经济等参数的影响。流程模拟模型基于严格热力学意义上的物耗、水耗、能耗及综合能耗计算结果可作为纤维素乙醇产业化可行性的重要依据。

附录 1

生物质组分物性数据库

纯组分数据库 PUER-1 (1)

| 物性 | Aspen 物性 | 单位 | Glucose | Xylose | Cellulose | Xylan |
|---------|----------|-----------|----------|-------------|------------|------------|
| 分子量 | MW | | 180.16 | 150.132 | 162.1436 | 132.117 |
| 临界温度 | TC | K | 1011.1 | 890.42 | | |
| 临界压力 | PC | Pa | 6200000 | 6577700 | | |
| 临界体积 | VC | cum/Kmole | 0.4165 | 0.3425 | | |
| 偏心因子 | OMEGA | | 2.5674 | 2.3042 | | |
| 理想气体生成热 | DHFORM | KJ/Kmole | -1256903 | -1040020000 | | |
| 理想气体自由能 | DGFORM | J/Kmole | -909330 | | | |
| 固体生成热 | DHSFRM | J/Kmole | | | -976362000 | -762416000 |
| 固体自由能 | DGSFRM | J/Kmole | | | | |
| 液体摩尔体积 | RKTZRA | cum/Kmole | 0.35852 | 0.29936 | | |

纯组分数据库 PUER-1 (2)

| 物性 | Aspen 物性 | 单位 | Cellulase | Yeast | Gypsum | Lignin |
|---------|----------|-----------|-----------|------------|-------------|-------------|
| 分子量 | MW | | 22.8398 | 24.6264 | 172.168 | 122.493 |
| 临界温度 | TC | K | | | | |
| 临界压力 | PC | Pa | | | | |
| 临界体积 | VC | cum/Kmole | | | | |
| 偏心因子 | OMEGA | | | | | |
| 理想气体生成热 | DHFORM | J/Kmole | | | | |
| 理想气体自由能 | DGFORM | J/Kmole | | | | |
| 固体生成热 | DHSFRM | J/Kmole | -74944000 | -130500000 | -2022628000 | -1592659000 |
| 固体自由能 | DGSFRM | J/Kmole | | | -1797197000 | |
| 液体摩尔体积 | RKTZRA | cum/Kmole | | | | |

固体热容数据库 CPSP01

| Aspen 物性 | 单位 | Cellulose | Xylan | Lignin | Cellulase | Yeast | Gypsum |
|----------|----------|-----------|---------|---------|-----------|--------|------------|
| CPSP01/1 | J/KmoleK | -11704 | -9529.9 | 31431.7 | 35533 | 38409 | 72182 |
| CPSP01/2 | | 672.07 | 547.25 | 0 | 0 | 0 | 97.343 |
| CPSP01/3 | | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CPSP01/4 | | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CPSP01/5 | | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -137330000 |
| CPSP01/6 | | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.00E+00 |
| CPSP01/7 | | 298.15 | 298.15 | 298.15 | 298.15 | 298.15 | 298 |

理想气体热容数据库 CPIG

| Aspen 物性 | 单位 | Glucose | Xylose |
|----------|---------|--------------|--------------|
| CPIG/1 | J/Kmole | -5846.2 | -4349.1 |
| CPIG/2 | | 1005.4 | 832.38 |
| CPIG/3 | | -0.85893 | -0.70717 |
| CPIG/4 | | 2.87020E-04 | 2.35200E-04 |
| CPIG/5 | | -5.65330E-10 | -2.02520E-10 |
| CPIG/6 | | 0 | 0 |
| CPIG/7 | | 573.15 | 573.15 |
| CPIG/8 | | 1033.2 | 1023.2 |
| CPIG/9 | | 0 | 0 |
| CPIG/10 | | 0 | 0 |
| CPIG/11 | | 0 | 0 |

液体热容数据库 CPLDIP

| Aspen 物性 | 单位 | Glucose | Xylose |
|----------|----------|---------|--------|
| CPLDIP/1 | J/KmoleK | 207431 | 172857 |
| CPLDIP/2 | | 0 | 0 |
| CPLDIP/3 | | 0 | 0 |
| CPLDIP/4 | | 0 | 0 |
| CPLDIP/5 | | 0 | 0 |
| CPLDIP/6 | | 250 | 250 |
| CPLDIP/7 | | 1000 | 1000 |

附表 2

资源节约型纤维素乙醇生产流程模型进出物料组成(1)

| Mass Flow kg/hr | CS | ENZYME | STEAM | H2O | AIR | H2SO4 |
|-----------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| ETHANOL | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| WATER | 0.0325 | 0.0460 | 0.1228 | 0.2171 | 0.0000 | 0.0001 |
| GLUCOSE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| XYLOSE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| CELLULOS | 0.0797 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| XYLAN | 0.0450 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| LIGNIN | 0.0384 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| ARABINAN | 0.0062 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| GALACTAN | 0.0043 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| MANNAN | 0.0034 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| PROTEIN | 0.0066 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| GYPSUM | 0.0111 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| EXTRACTI | 0.0100 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| USS | 0.0023 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| ARABIOSE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| GALACTOS | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| MANNOSE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| ACETATE | 0.0062 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| CELLULAS | 0.0000 | 0.0024 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| YEAST | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| H2SO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0053 |
| NAOH | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| NAAC | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| NA2SO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| NH4-N | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| MGSO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| KH2PO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| YE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| CO2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| O2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0041 | 0.0000 |
| N2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0095 | 0.0000 |

| | | | | | | |
|--------------------|---------|----------|---------|----------|----------|----------|
| NA2SO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0060 |
| NH4-N | 0.0000 | 0.0000 | 0.0005 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0003 |
| MGSO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0005 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0004 |
| KH2PO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0010 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0008 |
| YE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0005 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0004 |
| CO2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| O2 | 0.1535 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| N2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| SOIL | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| FURFURAL | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Total Flow kmol/hr | 0.0048 | 0.0000 | 0.0003 | 0.0011 | 0.0007 | 0.0168 |
| Total Flow kg/hr | 0.1535 | 0.0001 | 0.0074 | 0.0222 | 0.0341 | 0.3662 |
| Total Flow cum/hr | 0.1157 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0004 |
| Temperature C | 20.0000 | 25.0000 | 25.0000 | 25.0000 | 78.1115 | 24.9937 |
| Pressure MPa | 0.1010 | 0.1010 | 0.1010 | 0.1010 | 0.1010 | 0.1010 |
| Vapor Frac | 1.0000 | 0.0000 | 0.0197 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0003 |
| Density kg/cum | 1.3260 | 999.4290 | 49.4727 | 925.4224 | 708.3727 | 817.1605 |
| Average MW | 31.9988 | 18.2614 | 25.0189 | 20.2400 | 45.7141 | 21.8036 |

资源节约型纤维素乙醇生产流程模型进出物料组成(3)

| Mass Flow kg/hr | RSTILL | WATER | VAPOR | SOLID | CO2 | GAS |
|-----------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| ETHANOL | 0.0007 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| WATER | 0.0517 | 0.0024 | 0.1501 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| GLUCOSE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| XYLOSE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| CELLULOS | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| XYLAN | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| LIGNIN | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| ARABINAN | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| GALACTAN | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| MANNAN | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| PROTEIN | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0015 | 0.0000 | 0.0000 |
| GYPSUM | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0025 | 0.0000 | 0.0000 |
| EXTRACTI | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0023 | 0.0000 | 0.0000 |
| USS | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0005 | 0.0000 | 0.0000 |

| | | | | | | |
|--------------------|----------|----------|----------|----------|---------|----------|
| ARABIOSE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| GALACTOS | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| MANNOSE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| ACETATE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0012 | 0.0000 | 0.0000 |
| CELLULAS | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0006 | 0.0000 | 0.0000 |
| YEAST | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| H2SO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| NAOH | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| NAAC | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| NA2SO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0018 | 0.0000 | 0.0000 |
| NH4-N | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 | 0.0000 |
| MGSO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 | 0.0000 |
| KH2PO4 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0002 | 0.0000 | 0.0000 |
| YE | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 | 0.0000 |
| CO2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0317 | 0.1771 |
| O2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0017 |
| N2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0095 |
| SOIL | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0110 | 0.0000 | 0.0000 |
| FURFURAL | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Total Flow kmol/hr | 0.0029 | 0.0001 | 0.0083 | 0.0002 | 0.0007 | 0.0044 |
| Total Flow kg/hr | 0.0524 | 0.0024 | 0.1501 | 0.0219 | 0.0317 | 0.1883 |
| Total Flow cum/hr | 0.0001 | 0.0000 | 0.3478 | 0.0001 | 0.0177 | 0.1779 |
| Temperature C | 98.3454 | 78.1115 | 234.0000 | 167.5454 | 25.0000 | 216.3989 |
| Pressure MPa | 0.1010 | 0.1010 | 0.1010 | 0.1010 | 0.1010 | 0.1010 |
| Vapor Frac | 0.0000 | 0.0000 | 1.0000 | 0.0091 | 1.0000 | 1.0000 |
| Density kg/cum | 916.0688 | 940.7108 | 0.4315 | 197.9691 | 1.7931 | 1.0583 |
| Average MW | 18.1612 | 18.0153 | 18.0153 | 103.0580 | 44.0098 | 42.6474 |

参考文献

- [1] 谢扬, 沈庆扬. Aspen Plus化工模拟系统在精馏过程中的应用.化工生产与技术.1999, 6:17-24.
- [2] Galbe M, Zacchi G. Simulation of ethanol production processes based on enzymatic hydrolysis of lignocellulosic materials using Aspen plus. Applied Biochemistry and Biotechnology. 1992, 34-35:93-104.
- [3] Byers CH. An Aspen simulation of fuel production by hydrolysis of woody biomass. Applied Biochemistry and Biotechnology. 1988,18:143-157.
- [4] Kou NN, Zhao F. Investigation of the feasibility and feedstock management Strategies of a flexible biomass to ethanol plant via process simulation. Proceedings of The ASME 2009 International Mechanical Engineering Congress and Exposition, 2009, Florida, USA.
- [5] Aden A, Ruth M, Ibsen K, Jechura J, Neeves K, Sheehan J, Wallace B. Lignocellulosic biomass to ethanol process design and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis for corn stover. Golden CO: National Renewable Energy Laboratory, 2002 ,MP-425-20685.
- [6] Jeffrey S,Tolan. Iogen's process for producing ethanol from cellulosic biomass. Clean Techn Environ Policy. 2002, 3:339-345.
- [7] Larsen J, Petersen M, Thirup L, Li HW. The IBUS process-lignocellulosic bioethanol close to a commercial reality . Chemical Engineering and Technology. 2008, 31: 765-772.
- [8] Gerbens-Leenes P.W, Hoekstra A.Y. The water footprint of energy from biomass: A quantitative assessment and consequences of an increasing share of bio-energy in energy supply. Ecological Economics. 2009, 68:1052-1060.
- [9] 张建, 楚德强, 于占春等. 低水用量约束下的高固体含量纤维乙醇生物加工技术策略. 生物工程学报, 2010, 26: 1-10.
- [10] World Energy Technology Outlook - 2050. European Commission.2006.
- [11] World Energy Outlook. International Energy Agency.2006.
- [12] 周总瑛,张抗,王骏.21 世纪初中国石油需求分析.中国地质.2000,8:38-40.
- [13] Javier Blas.A market re-emerges.
<http://www.ft.com/cms/s/0/354aa748-475e-11df-b253-00144feab49a,s01=1.html#axzz11ZHfJd2l>.
- [14] Goldemberg J. Ethanol for a Sustainable Energy Future. Science.2007, 315: 808-810.
- [15] 邓可蕴. 21世纪我国生物质能发展战略.中国电力.2000,33:82-84.
- [16] 陈曦,韩志群,孔繁华.生物质能源的开发与利用.化学进展.2007,19: 1091-1097.

- [17] 潘泽江,曹明宏.我国生物质能源产业发展的制约因素及其对策.安徽农业科学.2006,34:2228—2229.
- [18] 吴创之,罗增凡,阴秀丽.农业生物质气化发电技术应用分析.新能源.1995,17:5-11.
- [19] 何方,王华,金会心.生物质液化制取液体燃料和化学品.能源工程.1999,5:14-17.
- [20] A. V. Bridgwater, D. Meier, D. Radlein. An overview of fast pyrolysis of biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*.2000, 4:1-173.
- [21] 刘建禹,翟国勋,陈荣耀.生物质燃料直接燃烧过程特性的分析.2001,9.32: 290-294.
- [22] 杨勇平,董长青,张俊娇.生物质发电技术.北京:中国水利水电出版社.2007.
- [23] 常杰.生物质液化技术的研究进展.现代化工.2003,23:13-16.
- [24] 倪维斗,靳晖,李政等.二甲醚经济是解决中国能源与环境问题的关键选择.科技导报.2002,6:58-60.
- [25] 何方,王华,金会心.生物质液化制取液体燃料和化学品.能源工程.1999,5: 14-17.
- [26] 鲍杰译.现代生物能源技术.北京:科学出版社,2009.
- [27] 徐萍,于建荣,夏芸等.生物质能源产业政策[M].北京:科学出版社,2007: 27-28.
- [28] 夏芸,徐萍,江洪波,陈大明,张洁,于建荣.巴西生物燃料政策及对我国的启示.生命科学.2007,19:482-485.
- [29] 曲平,俞裕国.化工过程模拟与优化.大连:大连理工大学化工学院内部教材,1998.
- [30] 姚平经.过程系统分析与综合.大连:大连理工大学出版社,2004,2.
- [31] Smith FG,Dimenna RA. Simulation of a batch chemical process using parallel computing with PVM and speedup. *Computers and Chemical Engineering*.2004,28: 1649-1659.
- [32] Smejkal Q, Soos M. Comparison of computer simulation of reactive distillation using ASPEN PLUS and HYSYS software. *Chemical Engineering and Processing*.2002,41:413-418.
- [33] Wu H, Li ZM, Zhou L, Ye Q. Improved succinic acid production in the anaerobic culture of an *Escherichia coli* pflb ldha double mutant as a result of enhanced anaerobic activities in the preceding aerobic culture. *Applied and Environmental Microbiology*. 2007,73:7837-7843 .
- [34] Zhang J, Wang XS, Chu DQ, He YQ, Bao J. Dry pretreatment of lignocellulose with extremely low steam and water usage for bioethanol production. *Bioresource Technology*. 2011, 102:4480-4488.
- [35] Zhang J, Zhu ZN, Wang XF, Wang N, Wang W, Bao J. Biodetoxification of toxins generated from lignocellulose pretreatment using a newly isolated fungus *Amorphotheca resiniae* ZN1 and the consequent ethanol fermentation. *Biotechnology for Biofuels*. 2010, 3:26.
- [36] Zhang J, Chu DQ, Huang J, Yu ZC, Dai G, Bao J. Simultaneous saccharification and

ethanol fermentation at high corn stover solids loading in a helical stirring bioreactor. *Biotechnology and Bioengineering*. 2010, 105:718-728.

[37] “Aspen PlusTM, Reference Manual- Volume 2, Physical Property Methods and Models,” Release 9.3, Aspen Technology, Inc., Cambridge, MA, 1996.

[38] “Aspen PlusTM, Reference Manual- Volume 3, Physical Property Data,” Release 9.3, Aspen Technology, Inc., Cambridge, MA, 1996.

[39] Wooley, Robert J, Putsche V. Development of an Aspen Plus physical property database for biofuels components. Golden co: National Renewable Energy Laboratory, 1996, NREL/MP-425-20685.

[40] 贾树彪,李盛贤,吴国峰.新编酒精工艺学.北京: 化学工业出版社, 2004.

[41] 中华人民共和国国家标准综合能耗计算通则.GB/T 2589-2008.

[42] 辽宁省地方标准火力发电厂供电煤耗限额及计算方法.DB21/1620-2008.

致谢

本论文是在导师鲍杰教授的精心指导下完成的。鲍老师渊博的学识，严谨的治学态度和精益求精的工作作风令我受益匪浅。本论文从选题到论文的完成倾注了鲍老师大量的心血，同时鲍老师在我的生活和工作方面也给予了无微不至的关怀，令我终生难忘。在此谨向鲍老师表示崇高的敬意和衷心的感谢！

感谢在论文研究工作期间给我无私帮助的张建师兄和王修胜师兄，感谢硕士期间在我的工作和学习中给予帮助的胡凤仙老师和辛秀娟老师以及董宏伟、楚德强、刘建明、黄潇、邢恒伟、李传航、刘威、赵凯等同门师兄弟。向所有在我攻读硕士学位期间关心、帮助过本人的师长和朋友致以深深的谢意。

最后向一直无私支持我的家人表示感谢。