

華東理工大學

畢業設計(論文)

題目 乙烯精餾塔的数字孿生平台开发

學院 信息科学与工程

系別 自动化

專業 自动化

年級 2018 级

學號 10187047

姓名 余政陽

導師 何仁初

定稿日期: 2022 年 6 月 3 日

華東理工大學

毕业设计(论文)任务书

题 目 乙烯精馏塔的数字孪生平台开发

2021 年 12 月 27 日 至 2022 年 6 月 10 日 共 18 周

院 系 信息科学与工程学院自动化系

专业班级 动 183

学 号 10187047

姓 名 余政陽

教 学 院 长 谭帅

系 主 任 金晶

指 导 教 师 何阿

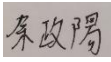
2021 年 12 月 27 日

| | |
|-----------|---|
| 课题来源 | 其他（国家自然科学基金面上项目） |
| 课题的目的、意义 | <p>乙烯是世界石油化工产业最重要的基础原料之一，乙烯精馏塔是乙烯回收区的一个重要设备，是十分复杂的多元精馏体系：产品侧线抽出、采用多个中间再沸器。属于典型的含氢体系，而且是高压低温分离，内在机理复杂，塔内同时进行着传质、传热、流体流动三种过程，建立基于机理模型的乙烯精馏塔数字孪生平台具有挑战性及十分重要的意义。该平台可以利用乙烯精馏塔动态机理模型对重要的不可测变量进行计算，实时掌握乙烯精馏过程的内部动态特性，是指导生产、实现先进控制和实时优化的重要依据和手段。</p> |
| 要求 | <p>① 学习并掌握乙烯精馏的基本概念与原理；</p> <p>② 学习并掌握乙烯精馏过程的动态机理建模方法；</p> <p>③ 建立乙烯精馏过程的动态机理模型，基于 MATLAB/SIMULINK 工具开发乙烯精馏塔的仿真平台；</p> <p>④ 对仿真平台进行适当界面友好的可视化封装，并进行适当的拓展应用分析，验证乙烯精馏塔数字孪生平台。</p> |
| 课题主要内容及进度 | <p>以某炼化企业的乙烯精馏塔作为研究对象，构建其动态机理模型，基于 MATLAB/SIMULINK 工具开发乙烯精馏塔的仿真平台，并进行可视化封装及测试验证。</p> <p>进度安排：</p> <p>第 1~4 周 查阅文献，熟悉乙烯精馏塔的机理建模过程和方法，着手文献翻译，并进行修改完善；</p> <p>第 5~8 周 了解乙烯精馏塔数字孪生平台开发的研究背景及研究现状，撰写开题报告，参与开题交流；</p> <p>第 9~11 周 在乙烯精馏塔数字孪生平台开发课题发展现状的基础上，根据设计要求，提出课题的总设计方案；参加中期交流和考核；</p> <p>第 12~14 周 进行乙烯精馏塔数字孪生平台开发课题研究内容的设计、模型开发、编程调试等；</p> <p>第15~17周 撰写论文、论文修改、完善，并进行论文查重、盲审工作；</p> <p>第18周 论文打印、装订，论文答辩。</p> |

注:以上各项由指导教师填写

作 者 声 明

我郑重声明：本人恪守学术道德，崇尚严谨学风。所呈交的毕业论文（设计），是本人在导师的指导下，独立开展工作所取得的结果。除文中明确注明和引用的内容外，本论文（设计）不包含任何他人已经发表或撰写过的内容。论文（设计）为本人亲自完成，并对所写内容负责。

论文（设计）作者签名： 

2022 年 6 月 3 日

摘要

乙烯是世界石油化工行业最重要的基础原料之一，而乙烯精馏塔是当中的重要设备，是一个非常复杂的多元精馏系统：产品从侧线提取并使用多个中间再沸器。对乙烯精馏塔建立精馏塔动态机理模型、再沸器动态机理模型、冷凝器动态机理模型，并基于动态机理模型的基础上建立乙烯精馏塔数字孪生平台。平台建立的工具利用 **Matlab** 和 **Simulink** 以及 **Appdesigner** 实现，并使用联立方程法求解实现平台的搭建。该平台可以利用乙烯精馏塔的动态机理模型计算重要的不可测变量，且可掌握乙烯精馏过程的内部动态特性，可作为生产、实现先进控制和实测的依据并具有一定的参考价值。

关键词：乙烯精馏塔，动态机理模型，数字孪生平台，**Matlab**，联立方程法

Abstract

Ethylene is one of the most important basic raw materials in the world petrochemical industry, and the ethylene distillation tower is an important piece of equipment, a very complex multi-distillation system: the product is extracted from the side line and uses multiple intermediate reboilers. The dynamic mechanism model of the distillation column, the dynamic mechanism model of the reboiler, and the dynamic mechanism model of the condenser are established for the ethylene distillation tower, and the digital twin platform of the ethylene distillation tower is established on the basis of the dynamic mechanism model. The tools for platform building are implemented using Matlab and Simulink and Appdesigner, and the platform is built using the joint equation method. The platform can use the dynamic mechanism model of the ethylene distillation column to calculate important unmeasurable variables, and can grasp the internal dynamic characteristics of the ethylene distillation process, which can be used as the basis for production, advanced control and measurement, and has certain reference value.

Keywords: ethylene distillation tower, dynamic mechanism model, digital twin platform, Matlab, the method of joint equations

目录

| | |
|-------------------------|----|
| 摘要 | I |
| Abstract | II |
| 1 前言 | 1 |
| 1.1 本文主要内容及结构安排 | 1 |
| 1.2 课题背景及研究意义 | 1 |
| 1.3 研究现状 | 2 |
| 2 数字孪生概述 | 4 |
| 3 乙烯精馏塔机理建模 | 7 |
| 3.1 乙烯精馏塔工艺流程概述 | 7 |
| 3.2 乙烯精馏塔机理建模 | 9 |
| 3.3 小结 | 14 |
| 4 乙烯精馏塔数字孪生平台的开发 | 16 |
| 4.1 仿真模型的求解 | 16 |
| 4.2 数字孪生平台程序及人机界面 | 17 |
| 4.2.1 平台程序 | 17 |
| 4.2.2 平台人机界面 | 20 |
| 4.3 仿真平台的特点 | 25 |
| 4.4 仿真平台开发中的问题 | 25 |
| 4.5 小结 | 25 |
| 5 乙烯精馏塔仿真结果 | 26 |
| 5.1 塔顶仿真结果 | 26 |
| 5.2 侧线仿真结果 | 31 |
| 5.3 塔底仿真结果 | 33 |
| 6 总结 | 38 |
| 6.1 研究总结 | 38 |
| 6.2 讨论与展望 | 38 |
| 参考文献 | 40 |
| 致谢 | 43 |

1 前言

1.1 本文主要内容及结构安排

第一章，介绍了本设计的课题背景、研究意义和研究现状。提到了过程监控的重要性，以及数字孪生平台开发的必要性，也提及了流程工业和精馏过程现状，也说到了目前精馏塔模型仍存在的一些不足之处。如果可以为制造业、流程工业提供数字孪生平台不仅在管理上或是操作上都能够对精馏过程更加的直观、高效。

第二章，针对数字孪生概念提出了概述，结合了不同机构以及专家的观点、对数字孪生不同的见解和定义等，最后指出，数字孪生这一概念仍需要各领域的专家将其轮廓刻画的更为清晰。

第三章，介绍了乙烯精馏塔的大致工艺流程，也介绍了乙烯精馏塔与其他常规精馏塔的不同之处，即使用多个中间再沸器和侧线抽出产品。也说到了低压乙烯精馏塔和高压乙烯精馏塔的异同，提出了本文采用的是高压乙烯精馏塔作为数字孪生的对象。在本章中也对乙烯精馏塔进行了建模，利用各平衡方程建立动态机理模型。

第四章，针对建立好的动态机理模型搭建数字孪生平台，包括仿真平台的程序和人机界面两大部分，使用 Matlab 和 Simulink 以及 Appdesigner 作为实现的工具。同时第四章也介绍了模型不同的求解方法常见的有联立方程法、序贯模块法以及联立模块法等，也提出了本文的仿真使用的方法为联立方程法进行求解，可以避免“代数环”的情形出现。

第五章，展示仿真的结果，在回流比、进料流量扰动下，各组分、温度等信息的变化，主要内容是仿真结果的展示。

第六章，总结了本文的研究内容，提出本文的研究缺陷，也指出本文实验仿真中未考虑的问题，提出改进方向。

1.2 课题背景及研究意义

过程监控是一项特殊任务，旨在实现不同的目标，如常规监控、异常检测和诊断以及预防性维护。半个多世纪以来，过程工程师广泛开展了初步的动态模拟研究。随着数字计算机的出现，有关计算昂贵选项的限制已经消除。动态模拟广泛用于维持正常运行和设定点跟踪^[1]。它们还可以预测任何系统在发生紧急故障时的最终响应。建立动态模型的基本模型，即质量、能量和相平衡，用于建立动力学方程，然后利用数值积分方法计算动力学响应^[2]，可以借由建立的模型，通过估计实际系统的动态响应，将其用于控制方面的应用。现在，动态模拟在工业和研究领域都取得了重大进展^[2-5]。与稳态仿真相比，动态仿真的要求更高。对于所有的化学过程，都需要开发一个精确的模型，并选择合适的物理性质包来求解大量的非线性代数和动态微分方程^{[2][6]}。

数字孪生, Digital Twin, 又作 Cyber-Physical System (CPS)。数字孪生的一个定义如下, 数字孪生 (Digital Twin) 为使用了传感器更新以及运行历史等的的数据以及物理模型, 为合并了多个尺度以及多个学科和多个物理量以及多概率的一个仿真过程, 映射完成于虚拟的空间, 借此反映相对应的实体装备的全生命周期过程。数字孪生 (Digital Twin) 可以应用于如产品制造以及医学分析等多个领域, 这些领域均可应用数字孪生 (Digital Twin)。在中国, 将数字孪生应用的较为深的领域当属工程建设, 而研究最受欢迎, 最受关注的领域则属智能制造。要实现物理实体与数字实体的交互, 需要经过很多过程, 也需要很多基础支撑技术作为基础, 更需要经过很多演化阶段才能实现数字世界中的物理实体。

在流程工业中, 模型用于设计和开发新流程, 以及分析和改进现有流程。范围广泛的领域包括控制器设计、优化和故障检测以及诊断^{[7][8]}, 其中, 精馏是化工和炼油生产中最普遍的传质过程, 使用自动化技术能够使我们更佳的控制精馏塔, 如此, 除了可增加产品质量和回收率, 还可增加化工企业的经济效益, 对于环境的保护也能更好。但是精馏是一个多变量系统, 具有强滞后, 严重的非线性和繁杂的约束, 能耗以及要求也较严格以及有较多的操作单元, 除此之外也较难控制。通过对精馏过程的稳态和动态分析, 可以找到解决上述问题的有效方法。在精馏过程中, 传统的基本控制主要是严格控制一端的成品质量, 而另一端调节余量较大。这种以稳定生产为目的的控制系统, 如要达成对精馏过程的精确控制的目标则较为困难, 较难满足当前生产的高要求和优化运行的需要。如上所述, 研究具有针对性的且动态性能也好, 能够实时追踪及反映实际的生产过程的实用性强的数字孪生平台是非常重要的, 有助于日后在控制策略方面的研究。

制造业在数字化转型过程中面临着各种问题和挑战, 其背后的主要问题为管理, 管理变革是传统工厂转变为数字工厂给企业带来的首要问题^[9]。如能够为乙烯精馏过程搭建数字孪生平台且与动态性能好的控制策略相结合, 将对实际工业生产有非常重大的帮助, 能够以数字化方式将乙烯精馏过程拷贝出来, 不仅在管理上或是操作上都能够对精馏过程更加的直观、高效。

1.3 研究现状

在过去的二十年里, 蒸馏塔一直是学术界和工业界讨论的主题, 因为它的建模和仿真带来的挑战^[10-12]。其控制配置可以通过定义调节控制来设计, 以提供受控变量和操纵变量的最合适组合, 从而减少控制问题^{[6][10][13]}。蒸馏显示出高度非线性的动态行为, 这对于设计调节整个过程的控制器至关重要^{[14][15]}。这几年, 预测控制和智能控制已被广泛关注, 其工程中的应用弥补了现代控制理论在过程控制的欠缺处。随着精馏对象规模的扩大, 使用经典控制理论以及现代控制理论来解决这样复杂的系统的控制, 想达到当前的高要求就较为艰巨。因此专家们利用了大系统控制理论, 进而获得精馏塔的递阶控制以及分散控制, 使得精馏控制的技术有了进一步的提高^[16]。

精馏塔控制系统的研究，仍有两个主要的欠缺点：第一个不足处为控制的层面，绝大部分的研究在仿真时是对其中的一个控制回路，而不是同时对多个控制回路进行仿真，较不能将不同回路间的联系给如实的揭示。第二个不足处为模型的层面，大多数的研究所采用的是参数模型^[17]。参数模型有如下一些缺点，首先，其适合使用的范围较窄，其次，想要使得反映多个干扰在系统上作用后的影响的误差小则较困难。在大多数条件下，由于现场测试困难，所以仿真技术已成为控制系统研究的重要方法。通过对系统的模拟，我们能够达成分析并且将已有的多个控制系统互相比其优劣处，并在此基础上进行创新，设计新型控制系统，进而提高原有的控制策略，研发更进步的控制策略在精馏塔中的应用，如此也导致这几年，精馏塔及其系统特性的仿真和分析也受到相当的关注，精馏过程模型和计算机技术的发展为系统建模提供了理论基础和技术条件。凭借着控制工程、系统工程和计算机技术等学科的发展也让现代仿真技术有很大的进展，控制工程技术的发展为现代仿真技术的形成和进步打下了坚实的地基。系统建模和仿真实论体系能够得到了进一步的完善，也是由于系统工程的发展和多种学科的进展使得现代仿真技术的应用有了推动。计算机仿真技术不论在理论或是实践上都获得了不少实质性的进步，数学模型的应用日益广泛，各种有效算法的出现，使得计算机仿真技术在各个领域稳步发展。在过去几年中，各个发达国家均非常的重视仿真技术的发展和运用。除了工业系统，还有武器系统等，大型化以及复杂化都是往后进步的方向也是必然的趋势。由于仿真之间还是有很多差异的，如控制系统和简单的模型仿真，因此在具体实现中还有很多问题需要解决。

2 数字孪生概述

数字孪生 Digital Twin, 又作 Cyber-Physical System (CPS) 的雏形“镜像空间模型”最早由美国密歇根大学 Michael Grieves 于 2003 年在产品全生命周期管理 (PLM) 课程提出, 随后在与 NASA 和美国空军的合作过程中对该概念进行了丰富, 强化了基于模型的产品性能预测与优化等要素, 并将其定义为“数字孪生”^{[18][19]}。在此之后, 工业和学术界对数字孪生概念进行了广泛的研究讨论。在各个领域当中, 不同专家、学者也出现了对数字孪生不同的定义及见解。

2011 年, 美国国家航天航空局 (NASA) 和美国空军研究实验室将数字孪生概念定义为一个集成了多物理场、多尺度、概率性的仿真模型, 可以用于预测飞行器健康状态及剩余使用寿命等, 进而激活自修复机制或任务重规划, 以减缓系统损伤和退化^{[20][21]}。

2012 年, Glaessgen 等^[22]认为, 数字孪生是一个综合多物理、多尺度、多概率模拟的复杂系统, 基于物理模型、历史数据以及传感器实时更新数据, 镜像其相应飞行器数字孪生体的生命。

2017 年 Grieves 等进一步将数字孪生表述为从微观原子级到宏观几何级描述产品的虚拟的信息的结构, 构建数字孪生能获得实际检测产品时的所有信息^[23]。

2018 年, Tao 等对数字孪生定义如下述, 为产品全生命周期管理 (PLM) 的其中一个组成, 数字孪生是使用虚拟数据、产品生命周期当中的数据以及交互数据对产品实时的映射^[24]。

Haag 等定义数字孪生为, 产品的全面数字化描述, 能模拟现实模型的行为特征^[25]。

在软件工业界也提出各自对于数字孪生 (Digital Twin) 的看法^[26], 如美国参数技术公司 PTC、西门子公司、达索公司等提出了各自的见解^[27]。

美国国家航天航空局 (NASA) 在智能制造领域最早使用了数字孪生 (Digital Twin) 的概念。于美国载人登月飞行任务, NASA 利用航天器的数字孪生进行仿真以及监测和预测正在飞行中的飞行器, 如此有益于位在地面的控制员降低不确定性, 做出正确的决定。我们可以由 NASA 对数字孪生的应用得出, 数字孪生, 主要是创造出一个虚拟实体或者是数字模型, 创造出的虚拟实体或数字模型是与物理实体相等价的。虚拟实体可以模拟和分析物理实体, 并可以根据物理实体的操作进行实时反馈。

到目前为止, 关于不同机构及专家对于数字孪生的定义可统整如下表 2.1 所示。

表 2.1 不同机构及专家对于数字孪生的定义

| 年份 | 机构/作者 | 定义 |
|------|------------------------------------|---|
| 2011 | 美国研究实验室和美国航空航天局 (NASA) | 数字孪生是一高度集成的多尺度、多概率以及多物理场的系统仿真模型；数字孪生可以反映模型对应的实体功能以及实时状况和演变趋势，是借由使用物理模型、传感器数据和历史数据。 |
| 2012 | Edward Glaessgen, David stargel | 数字孪生是一个综合多尺度、多概率以及多物理场模拟的复杂系统；数字孪生使用最好的传感器更新以及物理模型等，将飞行器的数字孪生给镜像出来。 |
| 2017 | Michael Grieves, John Vickers | 从微观原子级到宏观几何级，全面描述潜在生产或实际制造产品的虚拟信息结构。任何在实际制造产品中所得到的信息在其数字孪生中都可获取。 |
| 2017 | 庄存波等 | 数字孪生体为实际的物理实体的状态的数字化映射和在信息空间的全要素重建。数字孪生 Cyber-Physical System (CPS) 又作 Digital Twin，为合并多个物理、尺度以及超写实和动态概率的仿真模型，可以以 Digital Twin 进行诊断和预测以及模拟和控制及监控产品物理实体于现实环境中的生产过程、状态以及行为。 |
| 2018 | 陶飞等 | 数字孪生是产品全生命周期(PLM)的一个组成部分,利用产品生命周期中的物理数据、虚拟数据和交互数据对产品进行实时映射。 |
| 2018 | Haag Sebastian, Anderl Reiner | 数字孪生是单个产品的全面数字化表示,它通过模型和数据包括实际生命对象的属性、条件以及行为数字孪生是一组可以模拟它在已部署环境中实际行为的现实模型。 |

综合中国国内，和国外对数字孪生的认知以及理解，数字孪生可以被定义为对产品实体的精细化数字描述，基于数字模型的仿真实验可以更为真实的反映实物产品特性、行为以及形成的过程和性能，可管理产品全生命周期的数据，实现现实时采集的数据与数字孪生的关联映射，总的来说，数字孪生也是仿真，但数字孪生比仿真更多，可将数字孪生看作是动态的仿真，所以数字孪生在实质可看作信息技术于建模以及仿真其中的一个应用。但必须要说，数字孪生这一概念尚未完全成熟，当中的许多概念以及对其不同的定义都有待更多的考验和验证，如数字孪生与数字样机之间的异同；数字孪生与虚拟现实之间的区别等，仍需各个领域内的专家对其进行更多的深入，将其界限刻画的更加清晰更加严谨，否则只能将数字孪生看作为某一概念的推广。而对于数字孪生平台的

开发，直接利用现有的工具去开发是完全可以的，如同 NASA 在先前提出要于 2027 年实现数字孪生（Digital Twin）的目标，但之后并没有就数字孪生本身再去建立新的技术体系，这是由于开发数字孪生时，所需要的技术、标准、工具以及平台等等，在建模和仿真的技术体系里大多都已经存在且已经历许多考验和实际应用也较为成熟，这样既可节省时间也可节省资源^[28]。因此本文在开发数字孪生平台也是借用现有的和常用的工具，即 Matlab 以及 Simulink 和 Appdesigner。

3 乙烯精馏塔机理建模

3.1 乙烯精馏塔工艺流程概述

在乙烯精馏塔的进料中主要的成分有乙烯、乙烷、甲烷等，其中乙烯和乙烷占有 99.5% 以上，剩下的成分主要为甲烷。以相对挥发度的方面来看，甲烷最低第二为乙烯，最高的为乙烷。对于三种组分的分离，乙烯精馏塔采用带有中间再沸器和侧线出产品的乙烯塔并采用深冷分离流程，其工艺流程如下图 3-1 所示，基本工艺的分析如下所述：

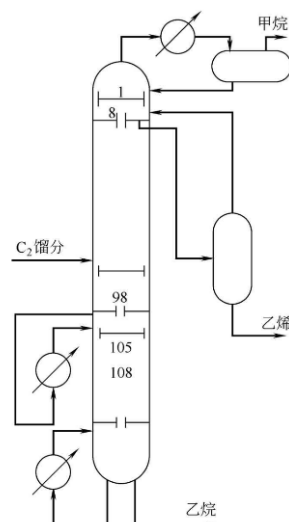


图 3-1 乙烯精馏塔示意图

(1) 碳二馏分由绿油塔来，在第 98 块塔板以气液两相将进料混合，由于精馏塔提供了分离空间，实现了气液两相分离，液相乙烷会下降，而气相将上升，气相组成为乙烯及少量甲烷。

(2) 液相在向下流动过程中，在每块塔板上均与来自提馏段的上升蒸气相接触，导致其中的轻组分汽化上升，轻组分为乙烯及少量甲烷。重组分则继续以液相下降，越向下，重组分的纯度越高。

(3) 被汽化上升的轻组分中含有部分气相甲烷，在经过精馏段中的每块塔板时与向下流动的乙烯回流液接触，导致这一部分甲烷会变为液相下降。越向上，轻组分的纯度则越高。

(4) 气相乙烯及少量甲烷是上升至塔顶的轻组分中的主要组成，它们经塔顶冷凝器乙烯冷凝后成为液相，于分离器中实现气液的分离，甲烷将以气相被采出，乙烯作为回流液从第一块塔板处流入精馏塔，流至第八块塔板时在侧线被采出。进入乙烯分离器分离后，以液相产品乙烯被采出，分离器上部的气相再次进入精馏塔进行冷凝分离。

(5) 塔釜得到产品乙烷。一部分由塔釜再沸器加热汽化后作为上升蒸气提供精馏所需的能量，另一部分则作为液相产品采出。

(6) 为了提高乙烯产品的纯度，在工艺上，乙烯精馏塔的精馏段使用较大的回流比。

使用较大的回流比虽然对于提馏段并不是必要的，但对于精馏段有好处。因此乙烯精馏塔中回收冷量大多采用的是中间再沸器，其目的是提高上升蒸气量，达到提高负荷的目的。

一般来说乙烯和乙烷在进料中占有 99.5% 以上，乙烯精馏塔在理论上仍为二元体系，自由度为 2，在实际工艺中压力和温度之间是相互联系的。乙烯精馏致力于将混合碳二馏分当成原物料，将合格的乙烯产品进行分离。在顺序分离流程以及前脱丙烷分离流程当中，都是利用脱乙烷塔塔顶的产品来当成乙烯精馏塔的进料。不管是哪一分离流程，碳二馏分都被作为精馏塔的进料，碳二馏分含量约占 99.6% (mole) 以上，另含 H_2 和 CH_4 等轻组分在 0.15% (mole) 以下， C_3H_6 等重组分在 0.25% (mole) 以下。

目前存在两种工艺流程如下：

一、低压乙烯精馏工艺流程

低压乙烯精馏塔塔顶冷凝温度为负 50 至负 60 摄氏度之间，而操作压力则是 0.5 至 0.8 兆帕，此时，塔顶冷凝器需要将乙烯当成冷剂。当我们使用低压精馏时，均与乙烯制冷系统组成了开式热泵系统。使用开式热泵系统时，一般情况下要配有第二脱甲烷塔，如此一来可避免在乙烯制冷系统 H_2 和 CH_4 等轻组分进入乙烯精馏塔后，累积而导致乙烯压缩机超压。目前低压乙烯精馏塔工艺流程的应用并不多见，如 Linde 公司和 C.F.Braun 公司仍采用低压精馏开式热泵的乙烯精馏工艺流程。

二、高压乙烯精馏工艺流程

高压乙烯精馏塔操作压力一般为 1.9~2.3 兆帕左右，相应塔顶温度大约为负 23 至负 35 摄氏度的范围，塔顶冷凝器的冷剂使用丙烯。采用高压乙烯精馏时，多在乙烯精馏塔侧线采出产品，塔顶采出含氢、甲烷的不凝气返回裂解压缩机。

高压乙烯精馏材质要求低，操作简便，总功耗低，因此目前高压乙烯精馏精馏塔(2 兆帕左右)方案是大多采用的精馏塔。

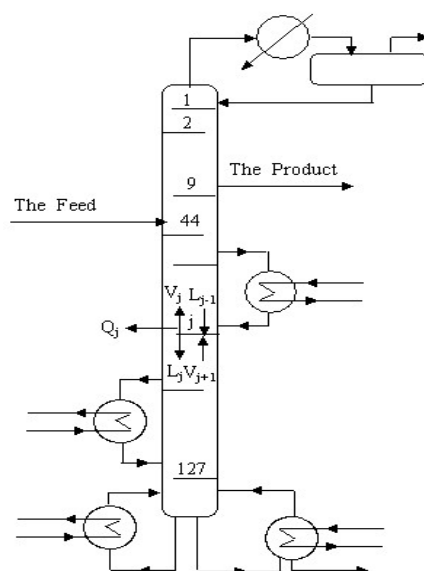


图 3-2 高压乙烯精馏塔示意图

本文所讨论的精馏塔即为“高压乙烯精馏塔”。本文中所研究精馏塔共有 127 层双溢流(四溢流)浮阀塔板。原塔乙烯产量设计能力为 115 千吨/每年,流程如图 3-2 所示。近年来,通过不断改造,裂解装置的乙烯生产能力达到约 22 吨/小时(大约是 170 千吨/每年)。借由图 3-2 的高压乙烯精馏塔示意图,我们可看出乙烯精馏塔较为繁杂,此精馏塔和常规精馏塔之间,存在两个重要的不同处:

(1) 乙烯精馏塔使用中间再沸器技术:由实际当中乙烯生产的过程,温度还有组成的分布与塔板数量之间不是线性的,精馏段靠近塔顶的各塔板温度变化很小,而在提馏段各塔板的温度变化大。在塔压是定值的情况下,温度、组成相互制约。在提馏段温度变化很大,即在提馏段沿塔板向下,乙烯的浓度下降很大;而在精馏段沿塔板向上温度下降很小,即乙烯浓度增大较难,因此乙烯塔的精馏需要较大的回流比,但对提馏段却并非必要,所以在工艺上利用中间再沸器的办法回收冷量。

(2) 乙烯精馏塔的产品经由侧线采出:在进料中一般会含有微量的甲烷,在分离过程中甲烷几乎全部进入塔顶出料中,塔顶乙烯产品的纯度也会受到影响。因此乙烯精馏塔采取的方法为塔顶脱甲烷,侧线出产品乙烯,如此可以达到一塔起到两塔的功能。

3.2 乙烯精馏塔机理建模

精馏过程在工业上非常普遍,在实际生产当中会不可避免地受到来自于各种人为的或是非人为的因素导致的扰动,这将使得一些操作参数和过程变量随时间而变化,因此研究连续精馏过程的动态特性和模拟其过程具有重要的意义。1947 年, Pigfull 首次使用微分方程来描述蒸馏过程的动态特性,但由于当时缺乏有效的求解工具和方法而没有引起人们的重视。自 20 世纪 60 年代,人们越来越重视在化工生产中的经济效益以及化工生产的质量还有当中的能耗等相关问题,许多学者提出了基本的动力学模型的不同的假设和研究蒸馏过程的动力学特性。在研究精馏塔的动态和状态特性时,一般需建立精馏塔模型,然后对每个塔板进行动态材料平衡计算和热平衡计算,以获得精馏过程的动态数学模型。在初始条件下求解后,当工况出现扰动,我们能获取各个精馏过程的参数随时间变化的历史。如果在精馏的过程没有控制器限制特定参数的变化,则将动态响应称为开环响应,若有控制器限制特定参数的变化则称之为闭环响应。生产过程的机理模型分为两类:稳态机理模型和动态机理模型,其主要应用如下:

(1) 稳态机理模型:过程设计分析和稳态优化。

(2) 动态机理模型:过程控制。

稳态机理模型与动态机理模型在应用范围以及模型形式和求解方法等方面存在诸多差异,虽说如此,两模型在内容上以及模型假设上这两方面却是高度相关的。动态机理模型是对生产过程的更一般的描述。当动态模型稳定时,变量关系为稳态模型。因此,动态模型通常依赖于稳态模型的结果和假设。

目前,精馏塔稳态机理和动态机理的建模主要有两个方向。一种是基于平衡级理论

的广泛应用和成熟的模型；另一种是基于非平衡级理论的模型，该模型在 20 世纪 80 年代逐渐出现。20 世纪 80 年代以前，平衡级模型是板式精馏塔主要采用的数学模型，该模型的特点是有两个主要的基本假设，分别为平衡级假设以及全混级假设。

平衡级模型具有下述优点：平衡级假设下，使用起来较方便，在此假设下，模型也会得到适当的简化，也因此比没有平衡级假设看起来更加的直观。它只需要解决理论级数的问题，由于平衡级模型的诸多优点，就使分离过程的模拟和设备设计中得到了较广泛的应用，例如一些知名化学仿真软体 pro II 以及 Aspen Plus。但平衡级的假设一般不能满足，也会损失一定的准确性，与实际系统存在较大的误差。

传质速率方程在非平衡级模型当中被引入，非平衡级模型克服了原本在平衡级模型的计算误差以及估计分离效率时的难点。然而，这种模型还不成熟，当中的许多系数的计算仍然比较困难，所以在实际应用中较少，而学术研究当中较为多见。

直至目前，文献中查找的精馏塔模型主要可分为六大类^[29]：

一、带滞止区的二维涡流扩散动态精馏模型(模型 1)

Porter^[30]等人提出带滞止区的二维涡流扩散模型，也称 Porter 模型，此模型首次考虑工业上常见的圆形塔板上的液体流动和混合的特性，它将圆形塔板分割为中心主流区和两侧弓形滞止区，所以也称两区模型。在主流区内液体以均匀的速度流动，而在滞止区内液体则无宏观的定向流动，同时在整个塔板上都存在二维的涡流扩散，并且假设塔板间的汽相完全混合，此模型也利用点效率计算塔板各处的汽相组成。

二、一维活塞流动态精馏模型(模型 2)

工业上常用的大直径圆形塔板上汽、液两相的流动和混合情况十分繁杂，为了模拟它们对精馏过程的影响就必须取消全混级的假设。Lewis^[31]首次考虑了塔板上液相流动对精馏过程的影响，假设在 1 个矩形塔板上液体作活塞流动，塔板间的气体以完全混合或完全不混合的形式上升，离开塔板某位置处的汽相的组成与该处液相浓度间的关系由点效率相关联。

三、三维非平衡混合池动态精馏模型(模型 3)

余国琮^[29]等，提出了“三维非平衡混合池模型”，此模型将位于塔板上的鼓泡液体以及塔板间气体，划分成二维分布混合池，在紧挨的混合池间，具有两个方向的流动和涡流扩散，并利用点效率关联所有的液相混合池内鼓泡气体与液体之间的组成。可由实验得各个混合池间的池间流率以及涡流扩散循环流率关联式，因此余国琮等提出的三维非平衡混合池动态精馏模型能较真实的将工业生产过程中，塔板上存在的液相以及汽相的不均匀分布的二维流动以及涡流混合现象给模拟出来。此模型的缺点是将每块塔板划分成多混合池，导致模型太过细致，如此一来，就使原本相当繁杂的精馏塔动态模拟的计算更复杂。

四、一维涡流扩散动态精馏模型(模型 4)

AICHE 等^[32]，提出一维涡流扩散模型，此模型第一次将塔板上液相的混合对精馏过

程产生的影响纳入考虑。此模型做出以下假设，在一矩形塔板上的液相中还存在因一维涡流扩散而造成的混合，提出一经验方程式用以计算涡流扩散系数。此模型也假设了塔板和塔板之间的汽相为完全混合。一维涡流扩散模型使用了 Murphree 汽相点效率用以描述于汽、液这两相间的非平衡的传质过程。

五、平衡级动态精馏模型(模型 5)

于动态精馏模拟计算中，平衡级模型的应用最普遍^[33]。此模型基本的方程是组分物料衡算方程和热量衡算方程，是基于塔板上液体的混合物。

六、非平衡级动态精馏模型(模型 6)

在 1995 年 Kooijman 以及 Taylor^[34]提出一种基于板式精馏塔的非平衡级动态数学模型，非平衡级动态精馏模型可直接计算质量和能量传递速率，此模型是一种更为准确的动态建模体系。但是这类模型于实际的应用场合当中不多见，由于该模型的动态建模以及计算十分繁杂，目前此模型主要局限在学术研究。

对乙烯精馏塔建立以下动态数学模型。

一、精馏塔的动态机理模型

在建立动态模型时，我们选取其中主要的四个成分甲烷、乙烯、乙烷和氢气等，即 CH_4 、 C_2H_4 、 C_2H_6 、 H_2 进行分析。此模型应用广泛的平衡级假设作为基础，在此基础上建立动态机理模型。于建立乙烯精馏塔的动态机理模型时，作了以下四个假设，为了简化模型，便于仿真研究：

- ① 忽略塔板上方的汽相滞留量；
- ② 平衡级假设：塔板上的液体以及离开塔板的气体处于相平衡；
- ③ 全混级假设：板间的气体以及塔板上的液体都是完全混合；
- ④ 塔板上的热量传递非常迅速，因此代数方程可用以表示能量方程。

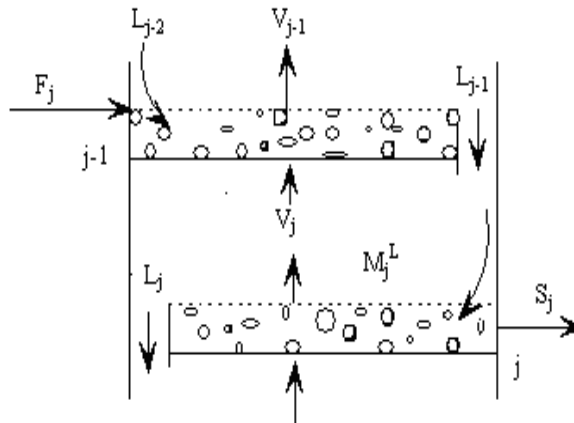


图 3-3 精馏塔塔板气液流动示意图

对于板式精馏塔，其结构及气液流动示意图如图 3-3 所示，用机理建模法建立精馏塔的动态数学模型，对各理论塔板列写质、能平衡基本关系式如下^[35-38]。

(1) 物料衡算方程

$$\frac{dM_j x_{i,j}}{dt} = F_j z_{i,j} + L_{j-1} x_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} - (L_j + S_j) x_{i,j} - (V_j + G_j) y_{i,j} \quad (3-1)$$

(2) 热量衡算方程

$$\frac{dM_j H_j^L}{dt} = F_j H_j^F + V_{j+1} H_{j+1}^V + L_{j-1} H_{j-1}^L + Q_j - (V_j + G_j) H_j^V - (L_j + S_j) H_j^L \quad (3-2)$$

(3) 相平衡方程

$$y_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j} \quad (3-3)$$

(4) 摩尔分数加和式

$$\sum_{i=1}^c x_{i,j} - 1 = 0, \quad \sum_{i=1}^c y_{i,j} - 1 = 0 \quad (3-4)$$

(5) 各级总物料衡算方程

$$\frac{dM_j}{dt} = V_{j+1} + (F_j - S_j - G_j) - V_j + L_{j-1} - L_j \quad (3-5)$$

(6) 水力学方程

$$M_j = \rho_j^L A_j^a [h_j^w + 0.00284 \left(\frac{L_j}{\rho_j^L l_j^w} \right)^{\frac{2}{3}}] \quad (3-6)$$

(7) 压力降方程

$$\Delta P_j = \xi_j (\phi_h, d_h, S_T) u_{v,j}^m \rho_j^V + h'_{c,j} \quad (3-7)$$

整理后得:

$$\frac{dL_j}{dt} = 528.169 (\rho_j^L)^{-\frac{1}{3}} A_j^{-1} (l_j^w)^{\frac{2}{3}} L_j^{\frac{1}{3}} [L_{j-1} - (L_j + S_j) + V_{j+1} - (V_j + G_j) + F_j] \quad (3-8)$$

$$V_{j+1} = \frac{[M_j \frac{dH_j^L}{dt} - L_{j-1} (H_{j-1}^L - H_j^L) + (V_j + G_j) (H_j^V - H_j^L) - F_j (H_j^F - H_j^L) - Q_j]}{(H_{j+1}^V - H_j^L)} \quad (3-9)$$

$$\frac{dx_{i,j}}{dt} = \frac{1}{M_j} \{ L_{j-1} x_{i,j-1} - [(K_{i,j} - 1)(V_j + G_j) + F_j + L_{j-1} + V_{j+1}] x_{i,j} + K_{i,j+1} V_{j+1} x_{i,j+1} \} + \frac{F_j z_{i,j}}{M_j} \quad (3-10)$$

若令:

$$H_j^L = a + b \times T_j + c \times T_j^2; \quad H_j^V = d + e \times T_j + f \times T_j^2 \quad (3-11)$$

$$\begin{aligned} \frac{dT_j}{dt} = & [L_{j-1} \cdot (bT_{j-1} + cT_{j-1}^2) - (L_{j-1} + V_{j+1} - V_j + F_j)(bT_j + cT_j^2) - V_j(eT_j + fT_j^2) + \\ & V_{j+1}(eT_{j+1} + fT_{j+1}^2) + F_j(eT_{jf} + fT_{jf}^2) + (V_{j+1} - V_j + F_j)(d - a) + Q_j] / [M_j(b + 2cT_j)] \end{aligned} \quad (3-12)$$

二、再沸器的动态机理模型

基本假设:

① 再沸器为部分再沸器, 即再沸器内气、液相处于平衡;

② 恒摩尔流。

设再沸器上一级塔板为第 n 级, 再沸器的组分物料平衡^[35-38]:

$$\frac{d(M_b^l x_{i,b})}{dt} = x_{i,n} L_n - x_{i,b} L_b \quad (3-13)$$

$$\text{令: } U_{tb}^l = \sum_{i=1}^c U_{ib}^l \quad \text{则: } x_{i,b} = U_{ib}^l / U_{tb}^l$$

由假设②: $L_n = L_b$, 能量平衡方程:

$$\frac{dE_b}{dt} = \frac{E_n^l}{U_n^l} L_n - \frac{E_b}{U_{tb}^l} L_b; \quad E_b = \sum_{i=1}^c (H_{ib}^l U_{ib}^l) \quad (3-14)$$

对再沸器内也有总物料、组分物料及能量守恒, 且由假设①即可列得:

$$L_b - V_b - W_B = 0$$

$$x_{i,b} L_b - y_{i,b} V_b - x_{i,b} W_B = 0$$

$$K_{i,b}x_{ib} - y_{i,b} = 0 \quad (3-15)$$

$$\sum_{i=1}^c (y_{i,b} - x_{i,b}) = 0$$

$$\frac{E_b}{U_{tb}^l} L_b + Q_b - H_b^V V_b - H_b^L W_B = 0$$

三、冷凝器的动态机理模型

基本假设与再沸器相同。

对乙烯精馏塔一般采用全凝器，由物料守恒及气液平衡可列方程如下^[35-38]：

$$V_2 - L_{cooler} = 0$$

$$y_{i,2} V_2 - x_{i,cooler} L_{cooler} = 0$$

$$H_2^V V_2 + Q_{cooler} - H_{cooler}^L L_{cooler} = 0 \quad (3-16)$$

$$K_{i,cooler} x_{i,cooler} - y_{i,cooler} = 0$$

$$\sum_{i=1}^c (y_{i,cooler} - x_{i,cooler}) = 0$$

组分物料守恒方程：

$$V_1 y_{i,1} - L_{cooler} x_{i,cooler} = \frac{dU_{i,cooler}^l}{dt}$$

$$L_{cooler} = W_{cooler} + W_R \quad (3-17)$$

在以上建立的数学模型式中， x 和 y 分别是液相、气相的摩尔分率， K 为相平衡常数 F 是进料流率(kmol/h)， Q 是与外界换热量(kJ/h)， T 为温度(K)， ϕ_h 为开孔率， M 为滞液量(kmol)， h_w 为堰高(m)， t 为时间(h)， f 表示进料， V 和 L 分别是气液相的摩尔流率(kmol/h)， ρ_L 为液相密度(kmol/m³)， l_w 为堰长(m)， A_a 为塔板有效截面积(m²)， a,b,c,d,e,f 均为焓值常数， ξ 为流量系数， d_h 为升气管直径(m)， ΔP 为压力降(kPa)， u_v 为蒸汽速度(m/s)， H 为焓值(kJ/kmol)， h'_c 为塔板上清液的高度(m)， S 和 G 分别是液相、气相抽出流率(kmol/h)， S_T 为塔板厚度(m)， ρ_v 为蒸汽密度(kg/m³)。其中式中的下标 i, j 分别为组分序号和塔板序号；上标 L 为气相， V 液相， F 进料， n 为气相速度的幂指数。

在这个模型当中，塔顶冷凝器、塔底再沸器单独进行处理，将位于塔顶的冷凝器和位于塔底的再沸器，独自设计一个仿真模块，如图 3-4 和图 3-5 所示，再将单独设计的模块和主塔的 Simulink 仿真模块接起。

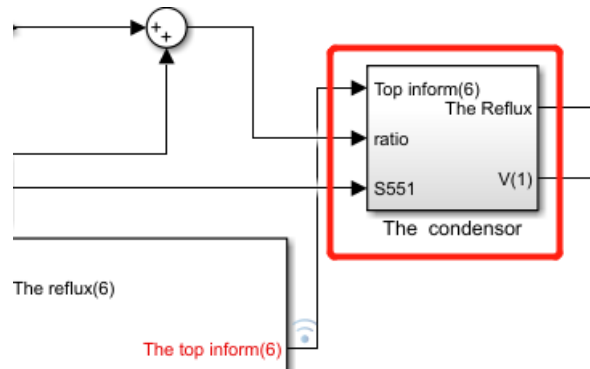


图 3-4 塔顶冷凝器

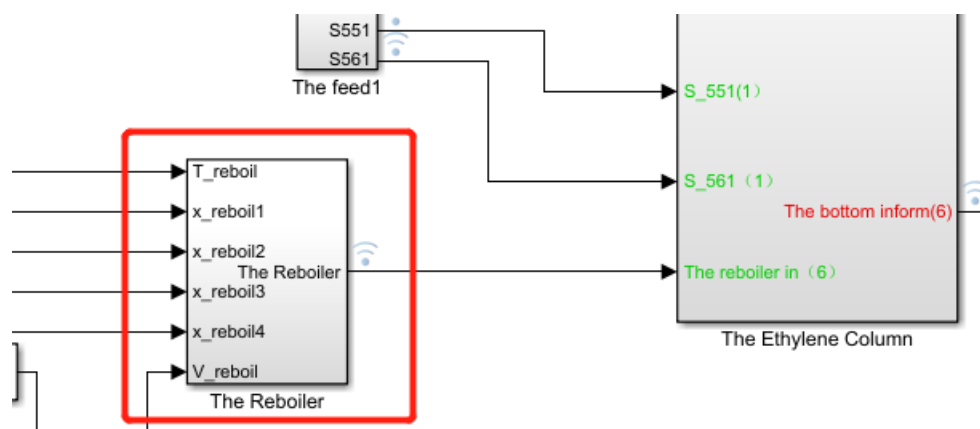


图 3-5 塔底再沸器

动态计算的初值先通过稳态机理模型计算得到，相平衡常数以及动态计算的初值由指导老师提供，相关数值如表 3.1 所示。本文着重于建立基于动态机理模型的数字孪生平台。在本文中，此乙烯精馏塔模型含有 76 个平衡级，和上千个代数方程所构成以及 380 个非线性常微分方程，一共以四个主要组分进行计算。在这些方程中，每一个状态变量都会影响彼此，各状态变量密切联系。在计算过程中，为了能够获得当中内在的动态变化的过程，因此模型并无进行线性化而将其直接进行联立得出其解，这样能够从机理上来分析乙烯精馏塔的动态特性。

表 3.1 仿真相关数值

| 项目 | 数值 |
|-------------------------------|-----------------------|
| 塔顶操作压力/兆帕 | 1.63 |
| 塔底操作压力/兆帕 | 1.70 |
| 塔顶操作温度/℃ | -34.7 |
| 塔底操作温度/℃ | -11.7 |
| 进料流量/kmol/h | 988.034 |
| 进料温度/℃ | -27.0 |
| 进料压力/kg/cm ² | 19.2 |
| 进料组成(质量分率) | |
| H ₂ | 7×10^{-6} |
| CH ₄ | 8.54×10^{-4} |
| C ₂ H ₄ | 0.821 |
| C ₂ H ₆ | 0.178 |
| 产品采出流量/kmol/h | 758.059 |
| 回流比 | 3.86 |
| 进料位置(理论板号) | 44 |
| 产品抽出位置(理论板号) | 6 |

3.3 小结

(1) 对乙烯精馏塔的工艺流程进行了概述，包括进料的组成，乙烯精馏塔的结构等

等，且分别对高压乙烯精馏塔和低压乙烯精馏塔进行了简要的说明，并指出低压乙烯精馏塔并不多见以及本文选用的是高压乙烯精馏塔作为对象。在上述基础上，点出了乙烯精馏塔与常规精馏塔的主要不同处，即采用中间再沸器技术和产品由侧线抽出。

(2) 关于乙烯精馏塔的机理建模做出了概述，包括稳态机理建模以及动态机理建模，动态机理建模通常依赖于稳态模型的结果和假设。指出了目前精馏塔稳态机理建模以及动态机理建模主要有两个方向，分别是基于平衡机理论和基于非平衡级理论，本文使用的为基于平衡级理论的模型，其两个基本的假设为平衡级假设和全混级假设。同时提到了到目前为止在文献中报道的关于精馏塔模型主要可分为六类。

(3) 在 4 个假设的前提下，建立关于乙烯精馏塔的基本模型。乙烯精馏塔模型建立主要基于各平衡方程，包括物料衡算方程、热量衡算方程、相平衡方程、摩尔分数加和式（前四项即 MESH 方程组）、各级总物料衡算方程、水力学方程、压力降方程等，并建立了再沸器和冷凝器的动态机理模型。

4 乙烯精馏塔数字孪生平台的开发

乙烯精馏塔的目的，即以碳二馏分为原料，分离出纯度达国家标准的乙烯产品，即纯度到 99.9% 以上。除此之外，乙烯精馏塔有采用多侧线进料和抽出以及使用中间再沸器，因此大部分的机理模型往往会简化其模型，即进行降阶或是线性化等操作，虽然有利于模型的建立和仿真的进行，但不能特别好地反映精馏塔的内部变化机理，且误差较大。此乙烯精馏塔数字孪生平台直接使用初始模型去建立，没有进行降阶简化以及线性化，能更真实地将塔的动态特性反应出来。整个数字孪生平台主要包含了人机界面以及仿真程序两大部分。

4.1 仿真模型的求解

积分方程用于流量以及每板液相组成的求解，能量衡算关系所组成的代数方程则用于气相流量的求解。下述描述的问题，是在实施和动态机理模型相结合的系统仿真程序以及求解微分方程组，和选择求解方案时以及所使用的积分方法上都会碰到，主要有两个问题。

(1) 仿真模型的求解

多元精馏体系的模型在求解时，有三种方式能用，分别为联立方程法以及序贯模块法、联立模块法。联立方程法：将微分方程组联立求解，其中微分方程组为所有的操作单元或部分的操作单元利用微分方程描述出来。序贯模块法：利用系统的模块化模型，顺次进行求解，实现整个系统的仿真。联立模块法：得到每一单元近似的模型，将各单元模型进行线性简化，然后进行联立求解。本仿真模型以及平台使用未简化的模型，本文即使用乙烯精馏塔当成对象，基于 Matlab 和 Simulink 建立了基于联立方程法的数字孪生平台。联立方程法的界面较为简单，使用联立方程法的话是直接将整个塔的输入输出关系给显示出，联立方程法复杂的地方在于内部由 Matlab 编制的 S-Function 函数，在编写函数的部分，联立方程法相比于其他求解方法则要繁杂得多。

(2) 计算微分方程组

对精馏塔进行动态仿真时，找到一种有效的积分方法来获得微分方程解是非常重要的，有效的方法得以确保数值计算的收敛性以及可靠性。在常用的方法里，有较为复杂的四阶或五阶的龙格-库塔法以及较简单而低精度的一阶和二阶欧拉法。上述方法在一般的微分方程上应用，效果十分显著，但对于精馏过程的动态模型中则不然。精馏过程的动态模型的微分方程组具有高非线性以及高维等问题，这是与一般方程的不同之处。如选择的积分方法不合适会导致求解的过程过于耗时，并且精度也不理想，导致该模型的可靠性降低。

微分方程组当中有刚性问题，刚性大小常用刚性比表示。在 Matlab 语言中，针对刚性和非刚性问题，Matlab 语为用户提供七种求解常微分方程的函数，如下表 4.1 所示，

表 4.1 为 7 种求解微分方程的一些适用情形和使用心得以及说明。

在精馏动态过程当中，微分方程组的刚性问题体现于不同级上不同变量的响应时间，响应时间有时相差非常大，有些甚至有几个数量级的差距。积分时间由响应速度慢的变量所决定，而响应快的变量控制积分速率。

表 4.1 常见七种求解常微分方程的函数

| 求解器 | ODE 类型 | 特点 | 说明 |
|---------|--------|---------------------------------------|---------------------------|
| ode45 | 非刚性 | 单步法； 四或五阶 Runge-Kutta 法 中精度 | 大部分场合首选方法 |
| ode23 | 非刚性 | 单步法； 二或三阶 Runge-Kutta 法； 低精度 | 使用精度较低的情形 |
| ode113 | 非刚性 | 多步法； Adams 算法； 精度可达 | 计算时间比 ode45 短 |
| ode23t | 适度刚性 | 采用梯形算法 | 适度刚性情形 |
| ode15s | 刚性 | 多步法； Gear’s 反向数值微分； 精度中等 | 若 ode45 失效时可尝试 使用 |
| ode23s | 刚性 | 单步法； 二阶 Rosebrok 算法； 低精度 | 当精度较低时，计算时 间比 ode15s 短 |
| ode23tb | 刚性 | 梯形算法； 低精度 | 当精度较低时，计算时 间比 ode15s 短 |

4.2 数字孪生平台程序及人机界面

4.2.1 平台程序

对于多元精馏，建立模型较为困难且繁杂，涵盖的组分和塔板数较多，本文选择乙烯精馏塔主要基于两个方面的原因。第一，从精馏塔结构来看，该塔属于典型的复杂精馏塔，如图 3-2 所示，该塔具有两个中间再沸器以及塔底再沸器，经由侧线采出产品。第二，从分离组分性质来看，对乙烯纯度的要求较高，属于含氢体系，含有四个主要成分，即甲烷、乙烷、乙烯、氢气等，和其它微量组分。随着人们对精馏塔建模的日益关注，精馏塔的严格动态机理模型越来越成熟且完善，但主要都是在四大关系的基础上建立模型，即基于物料衡算和能量衡算以及相平衡以及动量平衡等。精馏过程的动态模型为一组高维数且高非线性的微分方程组以及非线性代数方程组所构成的，存在上千个变

量。关于模型的求解有几种方式，比如序贯模块法以及联立方程法，在本文中使用的求解方法为联立方程法，以某乙烯精馏塔为例展示仿真平台的建立。

图 4-3 是一个塔的总体仿真模型界面，塔的具体仿真模块和内部结构由嵌套的子系统组成，利用 Simulink 的模块化的功能。仿真程序借由 Matlab 语言以及 Simulink 工具箱，Matlab 的仿真软件 Simulink 可以利用示波器的动态显示的形式输出动态仿真的结果，主要的方法是利用编写 S-Function，S-Function 采用通用的编写格式编写，且已有配套的模板由 Matlab 提供，使用起来更为便捷，我们通过 S-Function，可以极大地扩展定制模块，Matlab 提供的模板如图 4-1 所示，文件名为 sfuntmdl.m 即为 Matlab 提供的模板，在命令框中输入 edit sfuntmpl 即可。直接在该模板的基础上进行更改就可达到我们的要求。在 Simulink 面板中，根据输入输出关系，用 Simulink 建立的模型如图 4-2 所示。图 4-3 为仿真界面，图 4-4 为根据表 3.1 设置的进料参数。

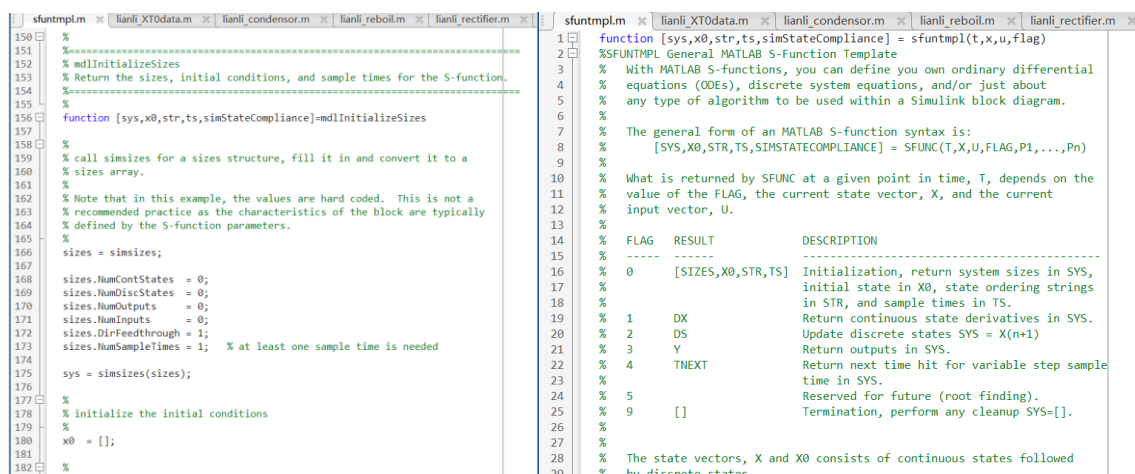


图 4-1 S-Function 模板

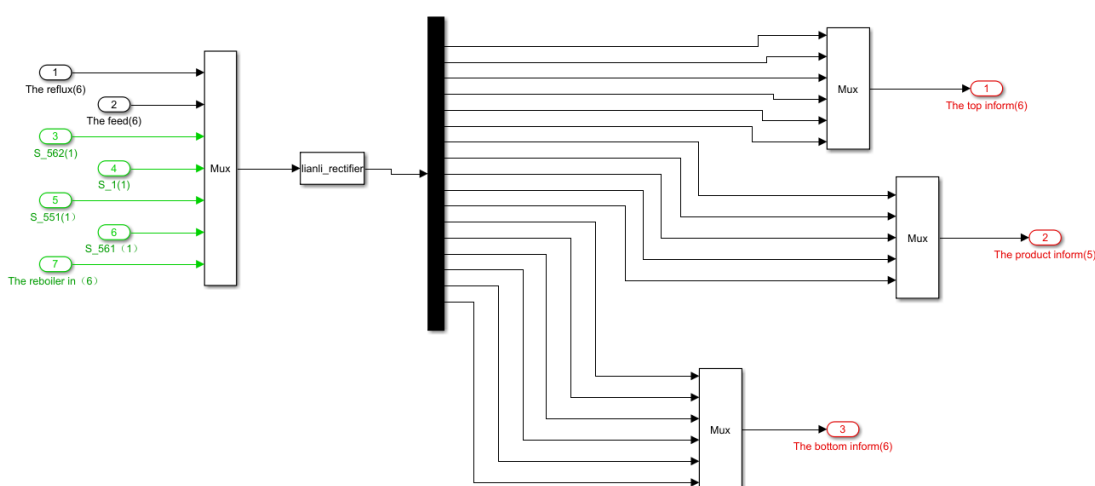


图 4-2 基于 Simulink 的乙烯精馏塔仿真程序

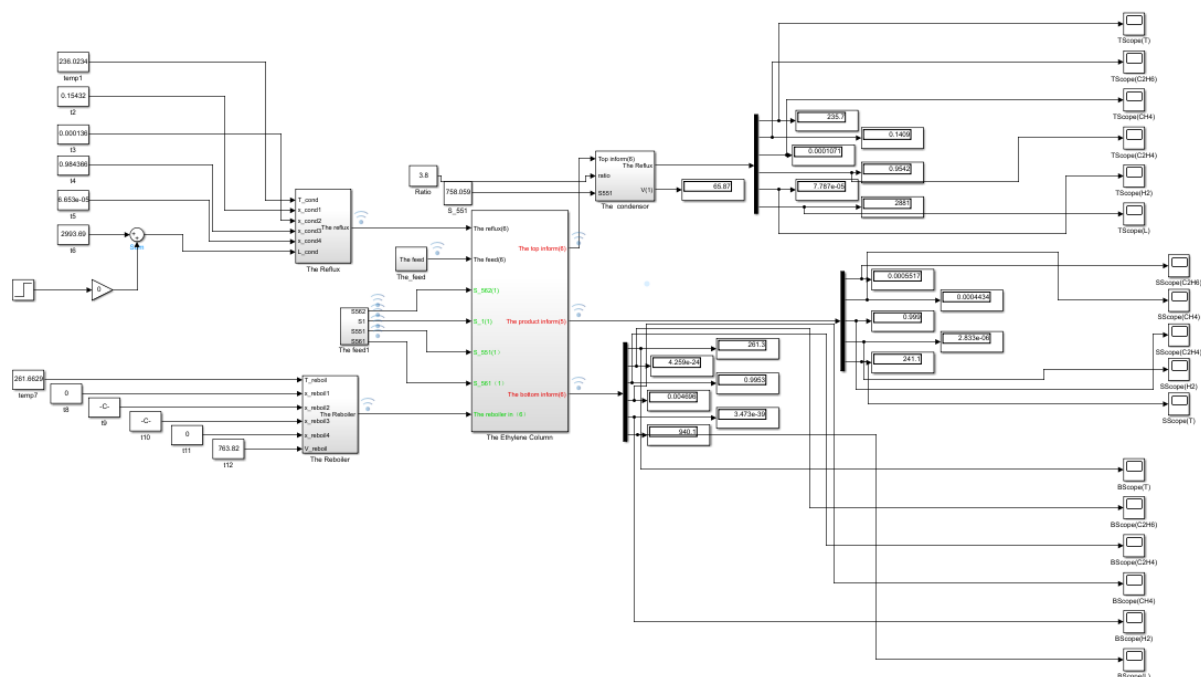


图 4-3 基于 Simulink 的乙烯精馏塔仿真界面

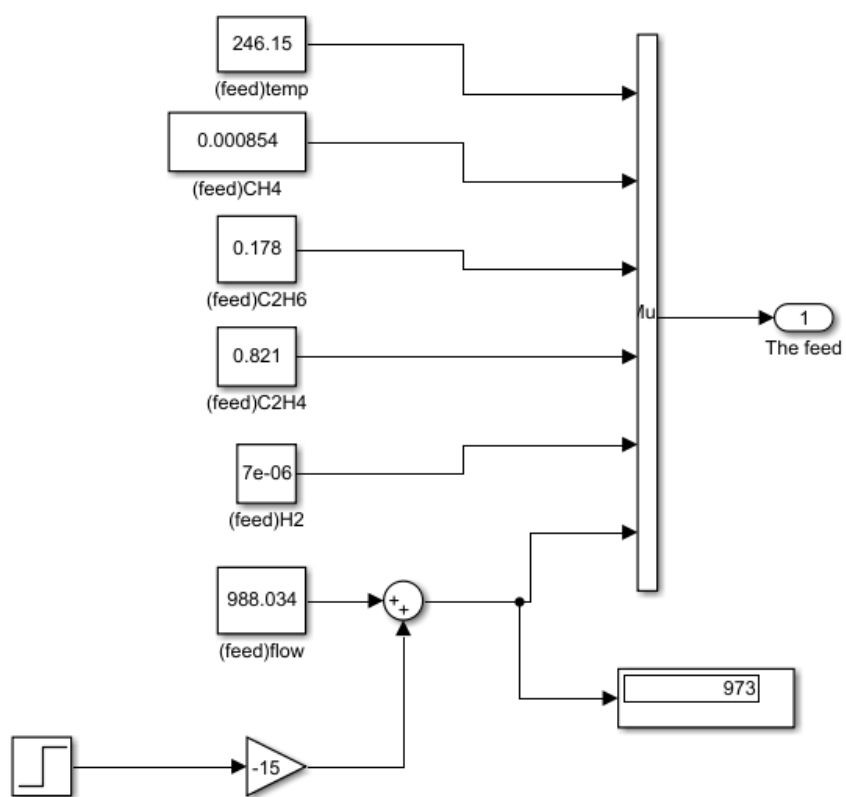


图 4-4 进料参数

联立方程法是对系统的数学方程进行联立求解。对于化工过程系统来说，模型方程的维数通常很大，方程数和变量数都很大。这种方法的优点和缺点如下：

联立方程法的优点是对优化设计问题比较灵活方便，解算过程系统模型快速有效，效率较高，是解算过程系统的理想方法。它的缺点是，使用联立方程的方法创建通用软件是困难的，欠缺与实际流程的直观联系。如图 4-2 所示，整个塔就使用了一个模块，将再沸器、冷凝器等作为单独的模块与之相连，且也较难利用现有大量丰富的单元模块也；计算失败后也难于诊断错误所在，计算技术难度较大，也因此对初值要求苛刻。图 4-2 是一个就用联立方程法编制的仿真模型，因为是联立方程求解，所以整个塔就使用了一个模块，将再沸器、冷凝器等作为单独的模块与之相连。

4.2.2 平台人机界面

人机界面是借助 Mathworks 的 AppDesigner 设计的。AppDesigner 是基于用户界面程序设计的框架。Mathworks 在 R2016a 版本中正式推出 AppDesigner，作为 GUI 的替代产品。这是 Matlab 图形系统转换成面向对象系统后（R2014b）的重要后续产品。

推出 Appdesigner 的目的是为了顺应 Web 的潮流,帮助用户利用新的图形系统方便的设计更加美观的 GUI，即图形用户界面，又称图形用户接口。可将在 Appdesigner 中设计好的程序用不同方式分享给其他人，其中就包含了网页的形式。在本设计中，使用 Appdesigner 来实现乙烯精馏塔模拟的人机界面，该塔的人机界面由七部分组成：

- (1) 欢迎界面；
- (2) 整体控制界面；
- (3) 回流罐操作界面；
- (4) 再沸器操作界面；
- (5) 进料操作界面；
- (6) 冷凝器操作界面；
- (7) 输出结果及实时显示界面；

人机界面的七部分组成以及相关功能将在下文进行介绍。关于七大部分组成分别由图 4-5 至图 4-11 所示。



图 4-5 欢迎界面

欢迎界面为整体程序的初始界面，可点选“进入仿真”按钮进入整体控制界面，按钮的设置是使用 Appdesigner 当中的“按钮”模块。

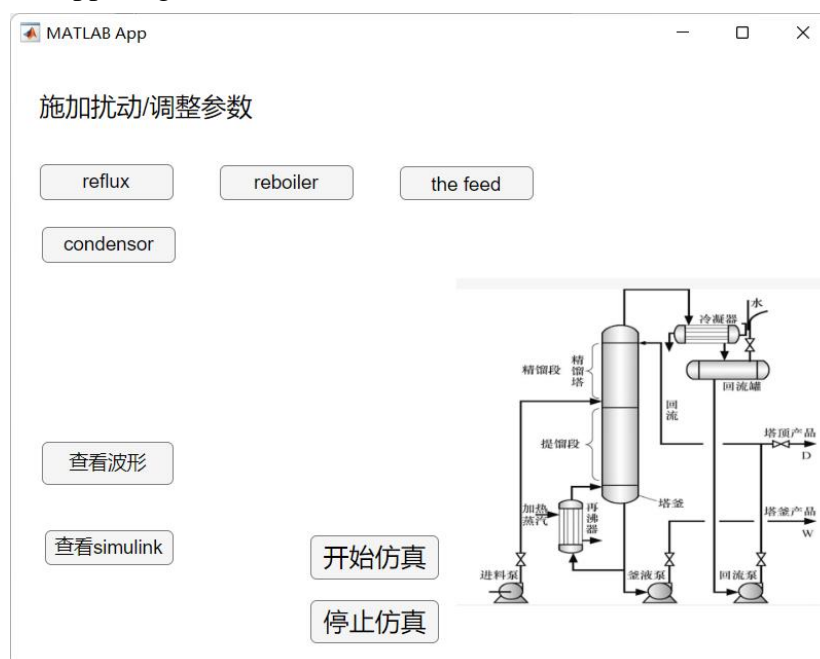


图 4-6 整体控制界面

在整体控制界面中，可以对乙烯精馏塔进行控制，可控制的内容包括对回流罐、再沸器、进料以及冷凝器等模块施加扰动或改变参数，施加的扰动可以在 Simulink 仿真的过程中实时改变数值，即实时加入人为的干扰以观察仿真输出的结果以进行实验。在整体控制界面中，也可查看输出的波形以及查看 Simulink 的仿真，并且有开始仿真以及停止仿真的按钮，可以控制仿真的开始和停止，按钮的设置是使用 Appdesigner 当中的“按

钮” 模块。



图 4-7 回流罐操作界面

在回流罐操作界面中，可以对温度、流量及其余 4 个组分，即乙烷、甲烷、 乙烯、氢气，可以在基准值，即初值的基准下对其进行干扰，调整过后的值与 Simulink 已进行关联，可以实时传送数据。数值的改变是使用 Appdesigner 的“微调器”实现。



图 4-8 再沸器操作界面

再沸器操作界面中，可施加扰动的内容与回流罐一样为温度、流量及四个组分，也可通过改变数值实现干扰的功能，达到仿真的目的。



图 4-9 进料操作界面

在进料操作界面中，一样可以通过操作界面改变数值，实时的改变 Simulink 中的数值，操作界面的功能与回流罐以及再沸器操作界面相同，在此就不再赘述。



图 4-10 冷凝器操作界面

冷凝器操作界面中，可对回流比进行数值的更改。



图 4-11 输出结果及实时显示界面

输出结果及实时显示界面可以分别查看塔顶产出的仿真结果波形，侧线产出的结果波形以及塔底产出的结果波形，波形的展示是利用 Simulink 当中的 Scope 模块，Scope 模块提供了几种方法来显示仿真数据，以及捕获数据用于以后分析，Scope 模块也是最简单和最常用的一个仿真模块，且有多个功能进行图形界面的调整及设置，图形也可直接导出，因此搭建此输出结果界面时，一样沿用 Simulink 当中的 Scope 模块作为展示。综合查看部分，在综合查看当中，调用 Simulink 当中的数据检查器，在 Simulink 中，对仿真的各个输入以及输出环节均加上了数据检查功能，利用数据检查功能可以进行综合查看，有利于后续更进一步的研究的对比以及分析。图 4-12 为部分代码展示。

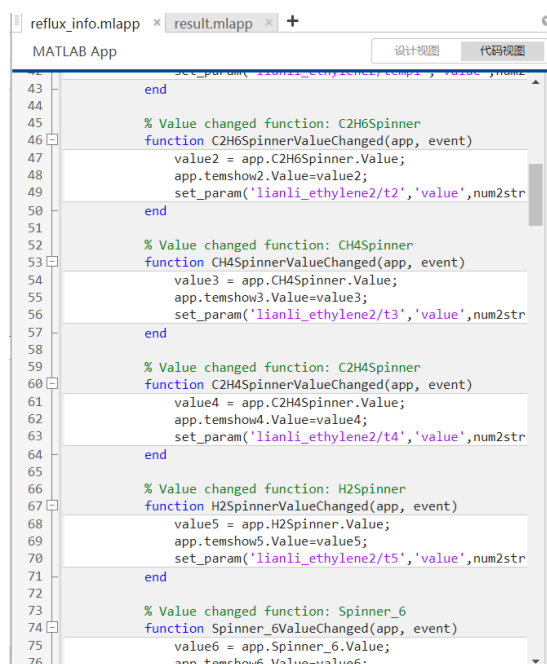


图 4-12 部分代码展示

4.3 仿真平台的特点

该仿真平台动态显示每块塔板的温度和各部分的纯度，这是实际中乙烯精馏塔难以测量的。弥补了于实际设备在运作中无法实施人为的、故意的操纵致使实验研究的不足。该平台对自主研发的 **S-Function** 模块进行了泛化，可轻松应用于其他分离塔，为同类模型的重复开发节省大量时间。同时，该平台可为乙烯精馏塔工艺转换、先进控制方案设计与应用、系统实时优化等提供技术支持和一定参考。

4.4 仿真平台开发中的问题

开发仿真平台，合理选用开发工具十分的重要，本论文选用的开发工具为 **Simulink** 和 **Appdesigner**，整个仿真程序利用 **Matlab** 语言和 **Simulink** 工具箱进行编制，人机界面借由 **Appdesigner** 实现。为了借助 **Simulink** 的模块库功能，所开发的模块必须更加通用、更便携、更易于开发类似的平台，以避免重复的作业。由于精馏塔板之间的强耦合，如果选用的方法不当会造成在精馏塔模块的连接中出现大量的“代数环”，将会降低仿真速度。最首要的就是选用合适的模型求解方案，能够很好的阻遏这个问题，比如联立方程法就是一个很好的方式，利用该方法可以避免“代数环”的产生，并能确保模型的高准确性以及仿真计算效率。除此之外，如果使用的不是联立方程法，可利用 **Simulink** 里的 **Memory** 模块的滞后功能将“代数环”切断，保证仿真的可靠运行，但需注意使用 **Memory** 模块的滞后功能时，应避免使用变步长求解器 **ode15s** 或 **ode113**，以及避免模块的输入在仿真期间发生变化，且涉及的模块较多，如使用 **Memory** 模块的滞后功能在一定程度上会造成误差的积累，使得仿真程序运行时导致误差较大的情形出现。综上，因此在搭建此平台以及建立模型和求解方案时，直接选用联立方程法进行求解。

4.5 小结

(1) 给出了乙烯精馏塔的目的，即以碳二馏分为原料，分离出纯度达 99.9% 以上的乙烯产品。关于模型求解方案使用联立方程法，且给出了 **Matlab** 针对刚性和非刚性微分方程提供了 7 中求解方案，即表 4.1。

(2) 建立数字孪生平台和对应的人机界面，平台搭建的核心为使用 **S-Function** 和 **Simulink**，人机界面使用的工具则选用 **Appdesigner**，该人机界面由 7 大部分组成。可对回流罐、再沸器、进料、冷凝器等施加扰动和改变参数并观察输出波形。

5 乙烯精馏塔仿真结果

针对进料流量以及冷凝器中的回流比做变动，当进料流量在仿真时间 t 等于 5 时变化 $\pm 15\text{kmol/h}$ 时，塔顶、侧线以及塔底各组分和温度的变化趋势，以及回流比在 t 等于 5 时变化 ± 0.05 时，塔顶各组分及温度的变化趋势。观察加入上述扰动之后，波形会如何变化，有利于日后在此基础上加入合适的控制策略。

5.1 塔顶仿真结果

进料流量变化 $\pm 15\text{kmol/h}$ 时塔顶温度变化曲线如图 5-1 所示，左图为进料流量变化 $+15\text{kmol/h}$ ，右图为进料流量变化 -15kmol/h 。回流比变化 ± 0.05 时塔顶温度变化曲线如图 5-2 所示，左图为回流比变化 $+0.05$ ，右图为回流比变化 -0.05 。

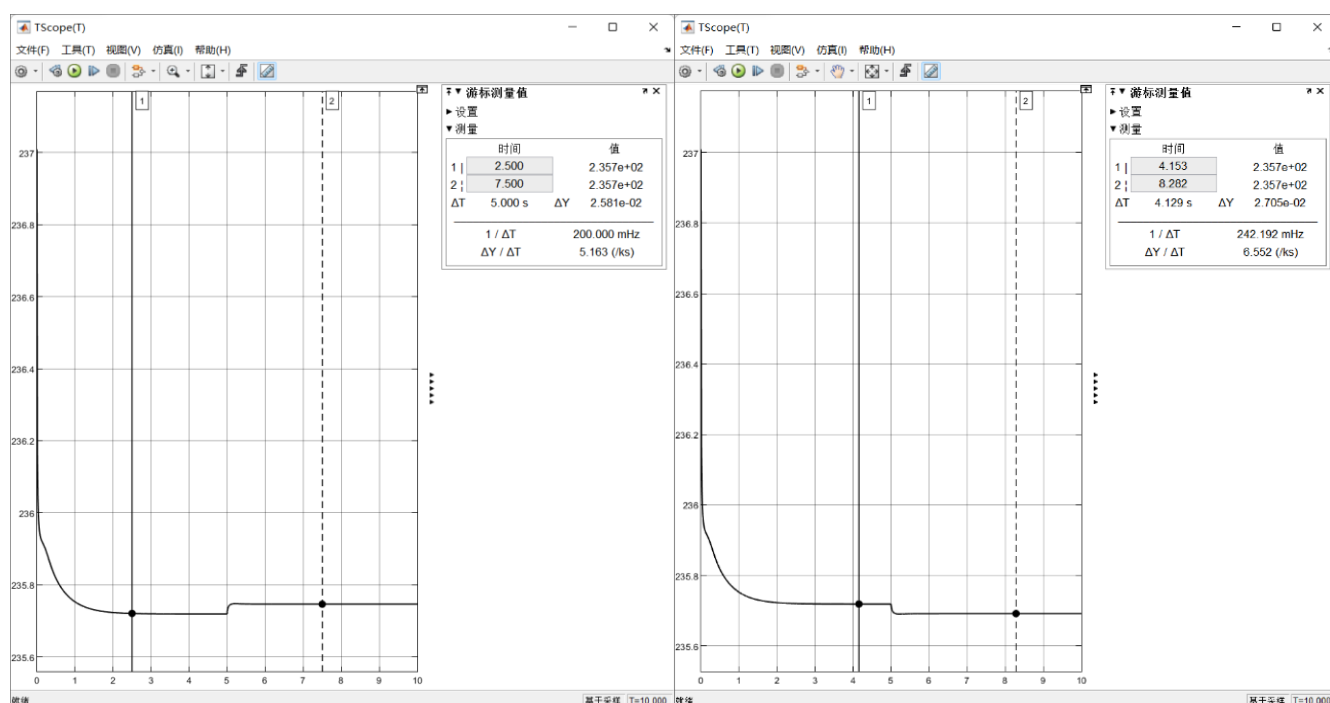
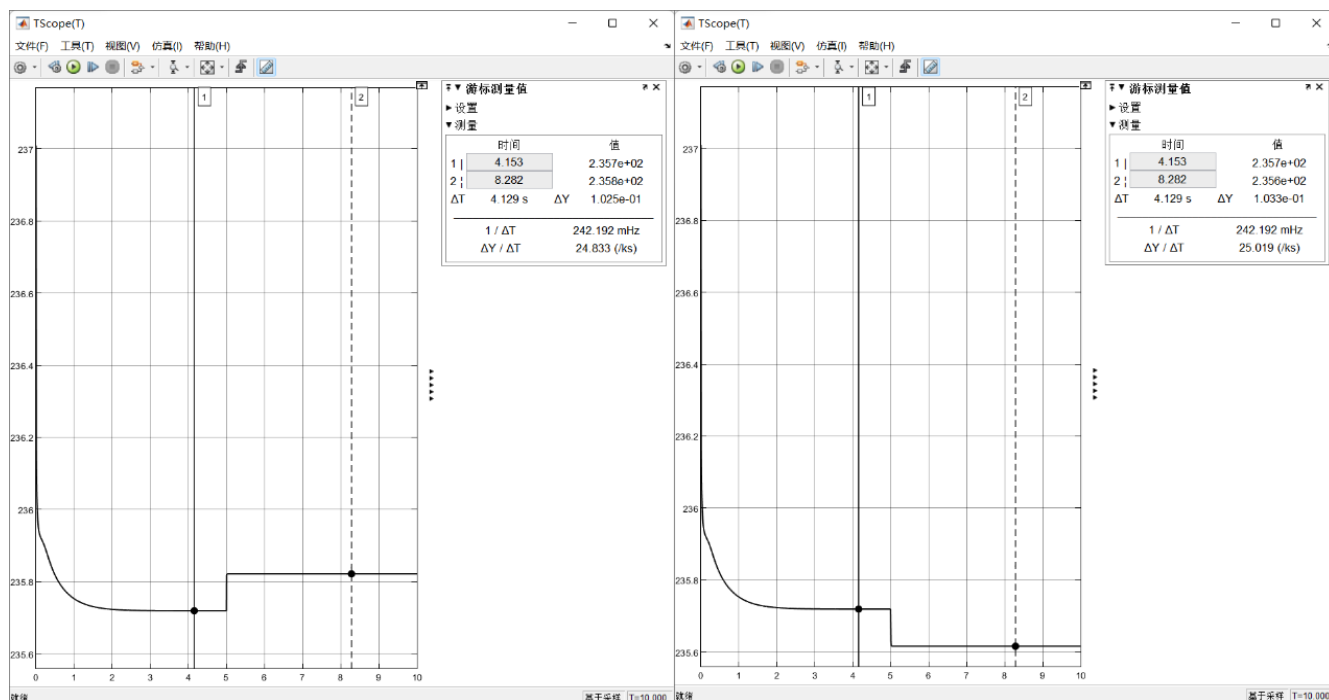
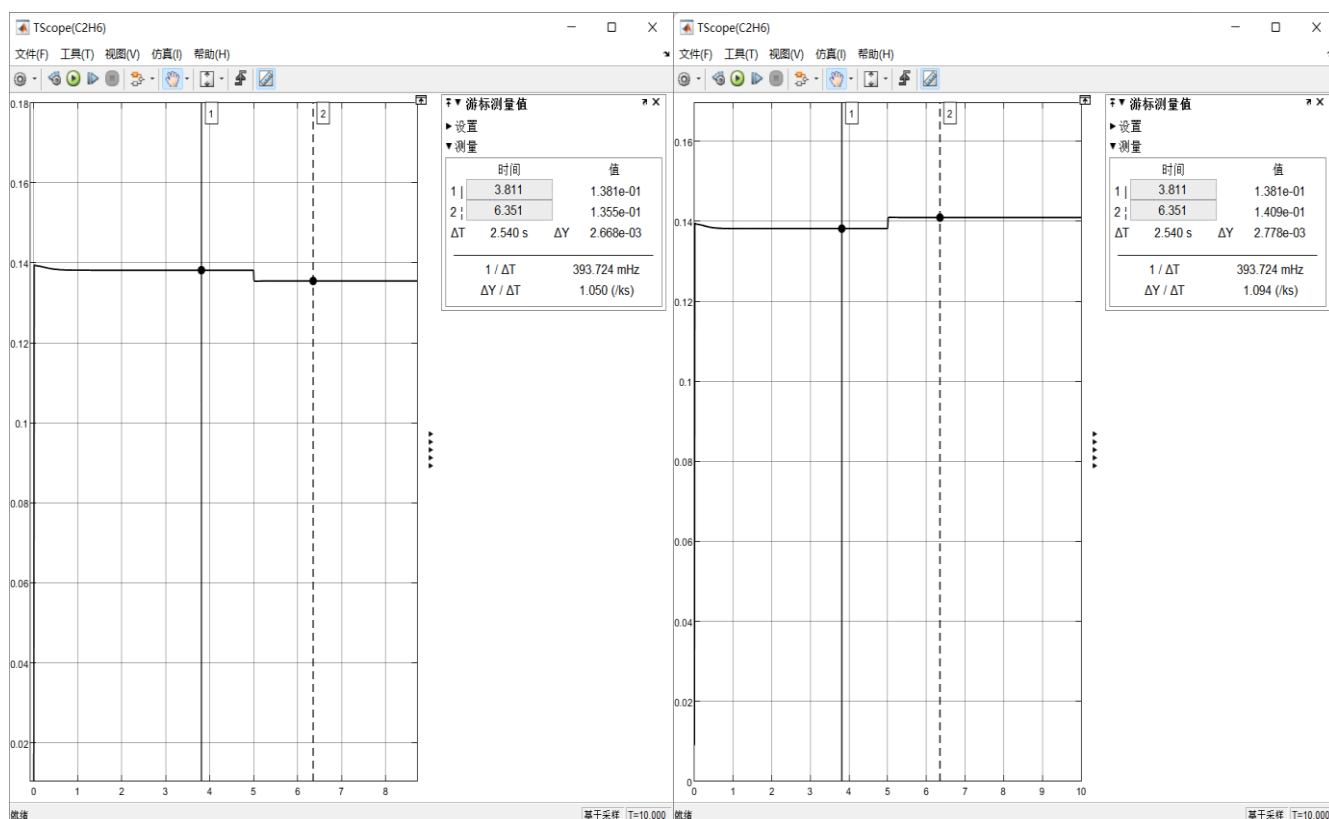


图 5-1 进料流量变化 $\pm 15\text{kmol/h}$ 时塔顶温度变化曲线


 图 5-2 回流比变化 ± 0.05 时塔顶温度变化曲线

进料流量变化 $\pm 15\text{kmol/h}$ 时塔顶乙烷变化曲线如图 5-3 所示，左图为进料流量变化 $+15\text{kmol/h}$ ，右图为进料流量变化 -15kmol/h 。回流比变化 ± 0.05 时塔顶乙烷变化曲线如图 5-4 所示，左图为回流比变化 $+0.05$ ，右图为回流比变化 -0.05 。


 图 5-3 进料流量变化 $\pm 15\text{kmol/h}$ 时塔顶乙烷变化曲线

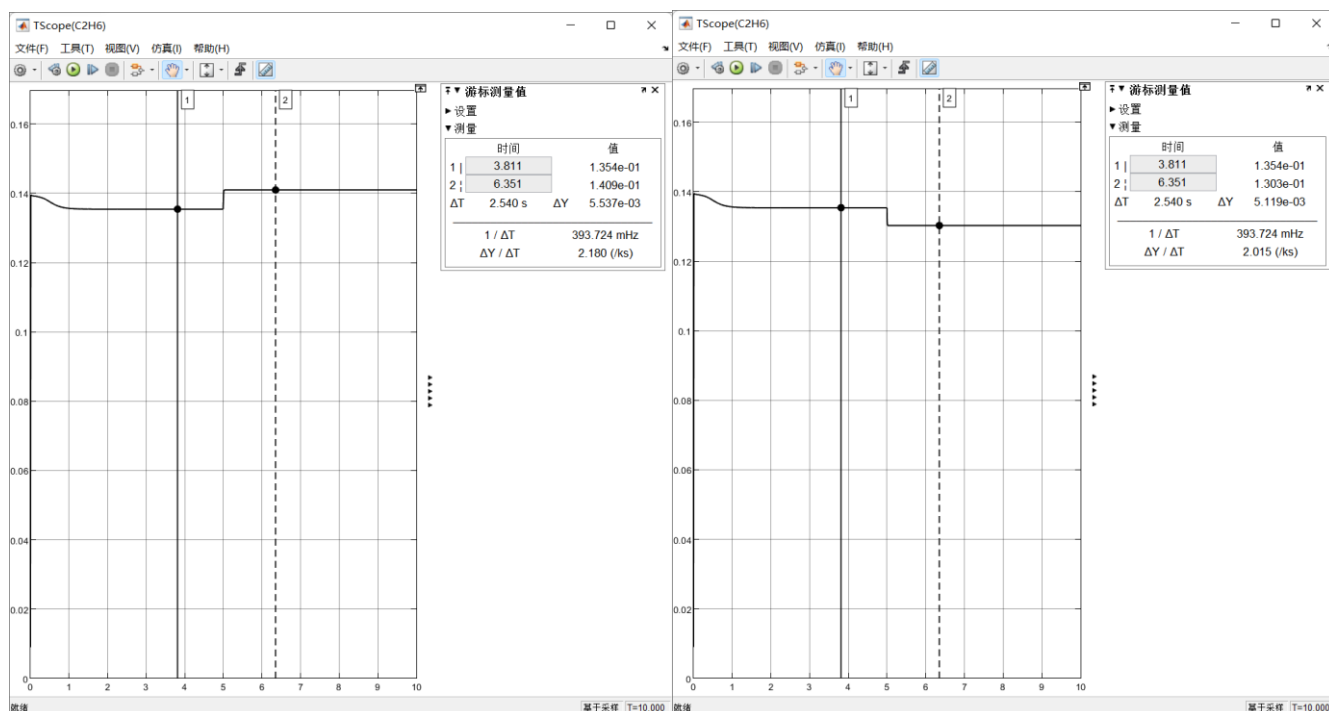


图 5-4 回流比变化±0.05 时塔顶乙烷变化曲线

进料流量变化±15kmol/h 时塔顶甲烷变化曲线如图 5-5 所示，左图为进料流量变化+15kmol/h，右图为进料流量变化-15kmol/h。回流比变化±0.05 时塔顶甲烷变化曲线分别如图 5-6 和图 5-7 所示，图 5-6 为回流比变化+0.05；图 5-7 为回流比变化-0.05。图 5-6 和图 5-7 中，右图为左图在仿真时间 t 等于 5 时的局部放大图，以便能更明显看出变化。

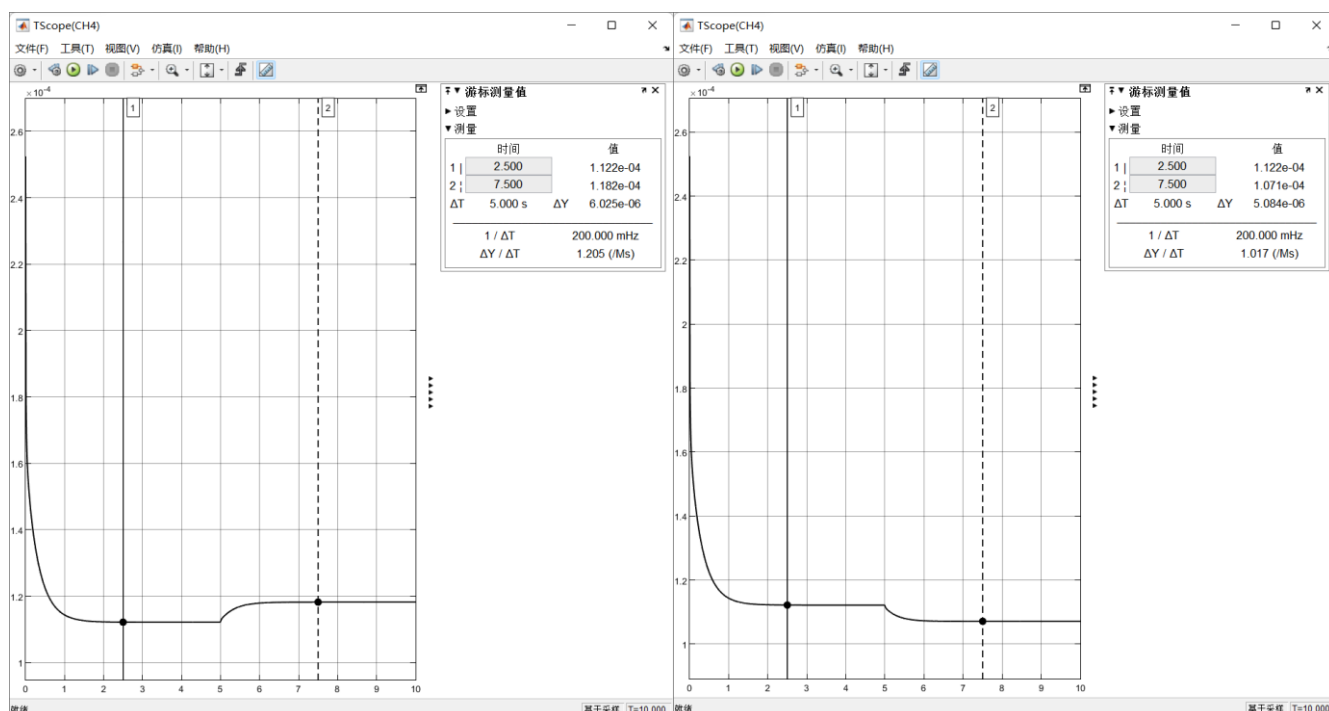


图 5-5 进料流量变化±15kmol/h 时塔顶甲烷变化曲线

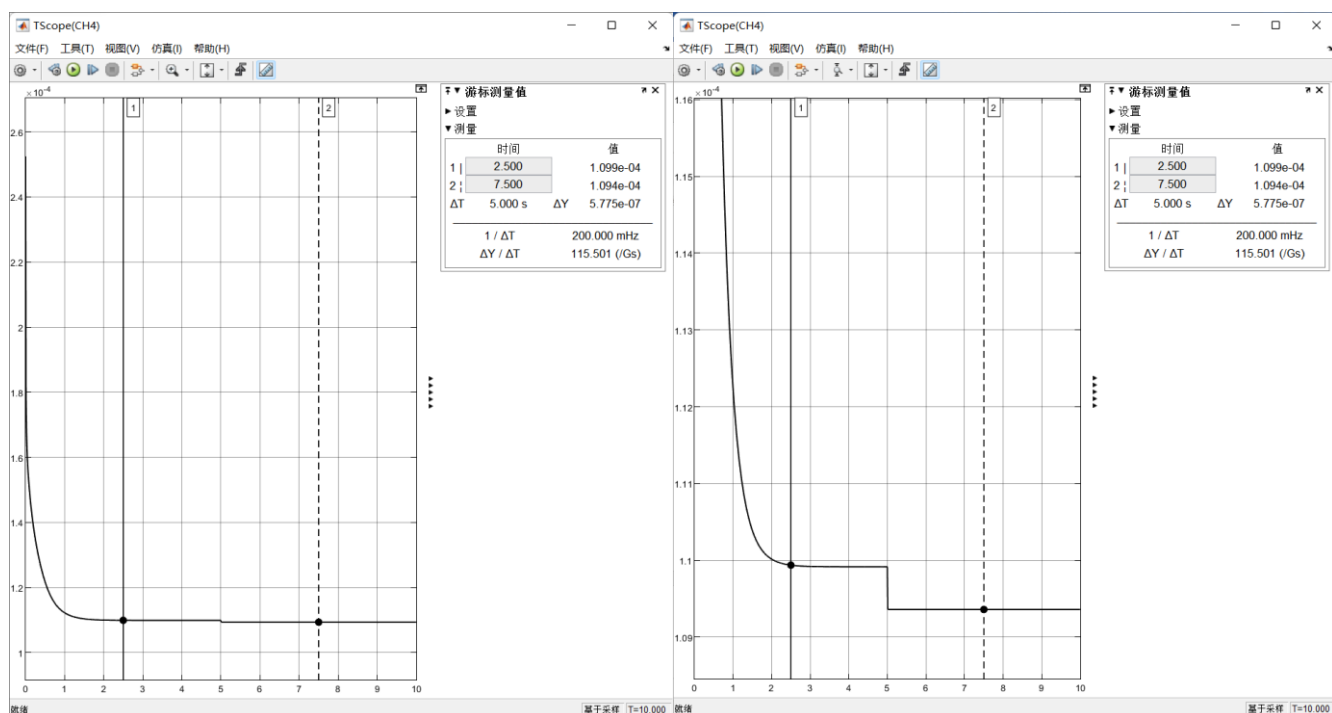


图 5-6 回流比变化+0.05 时塔顶甲烷变化曲线

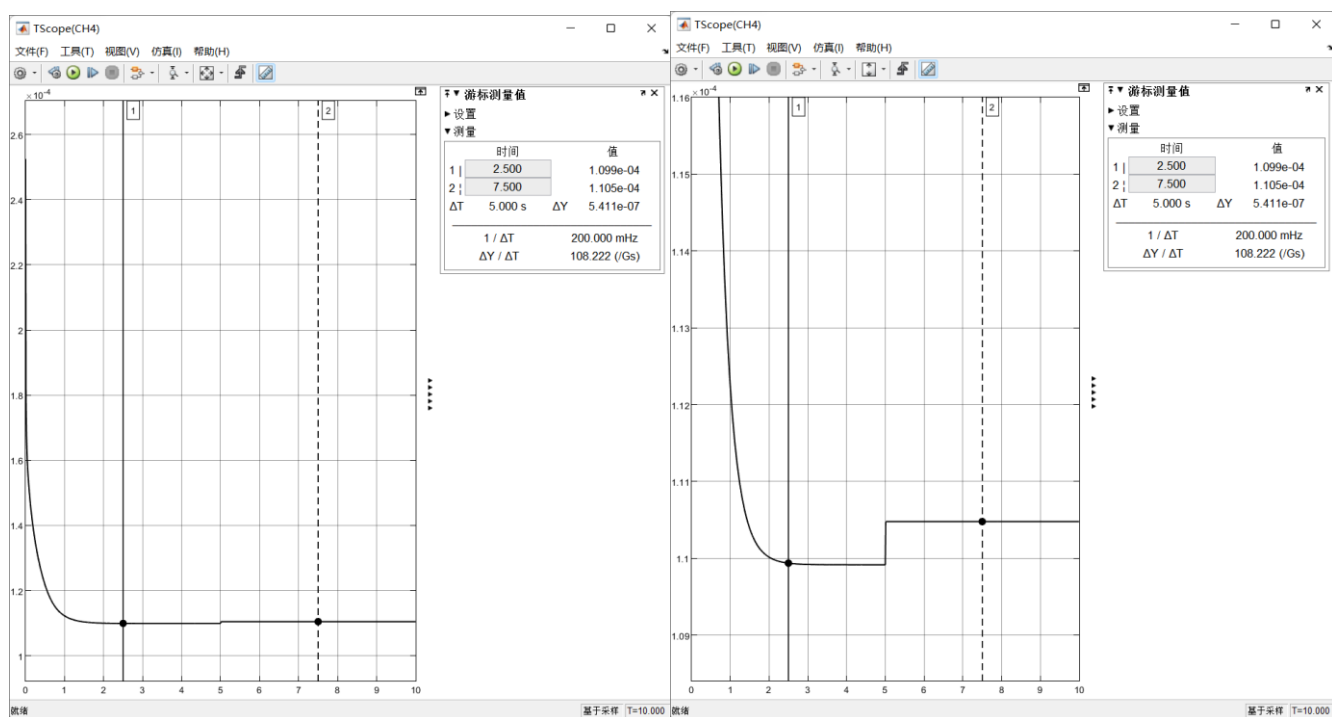
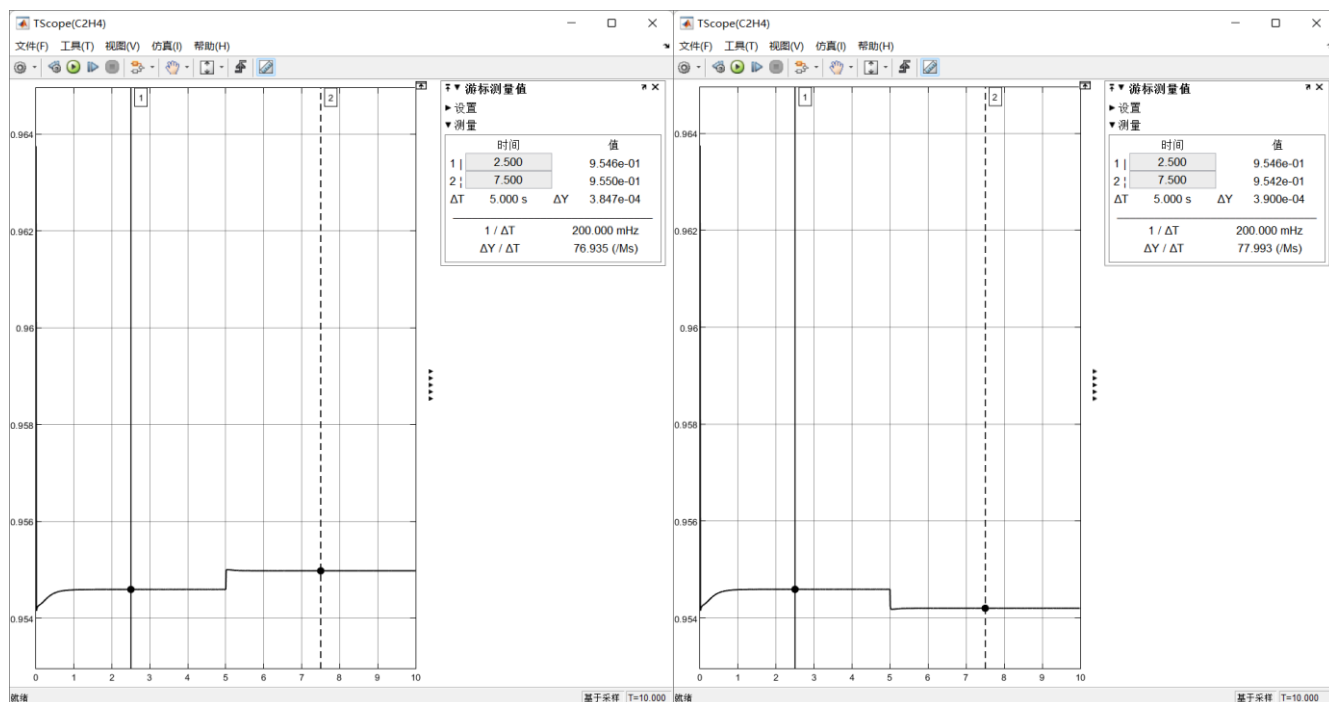
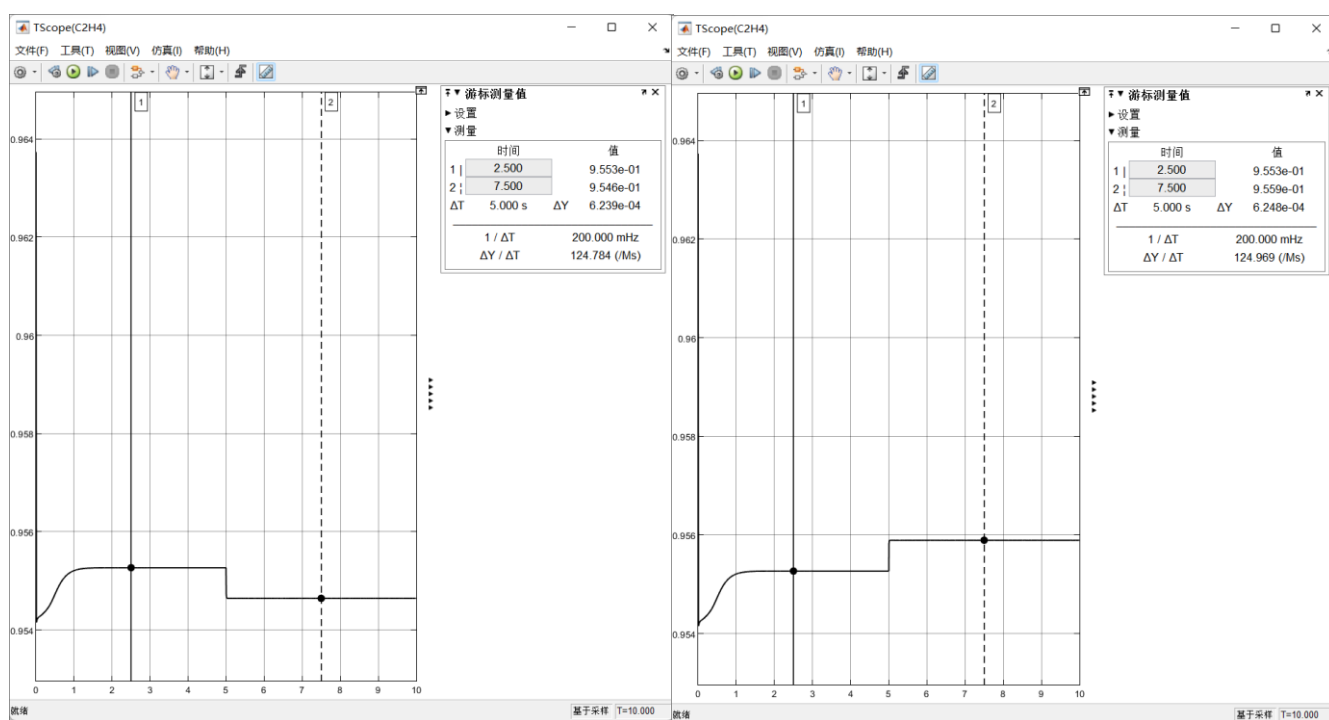
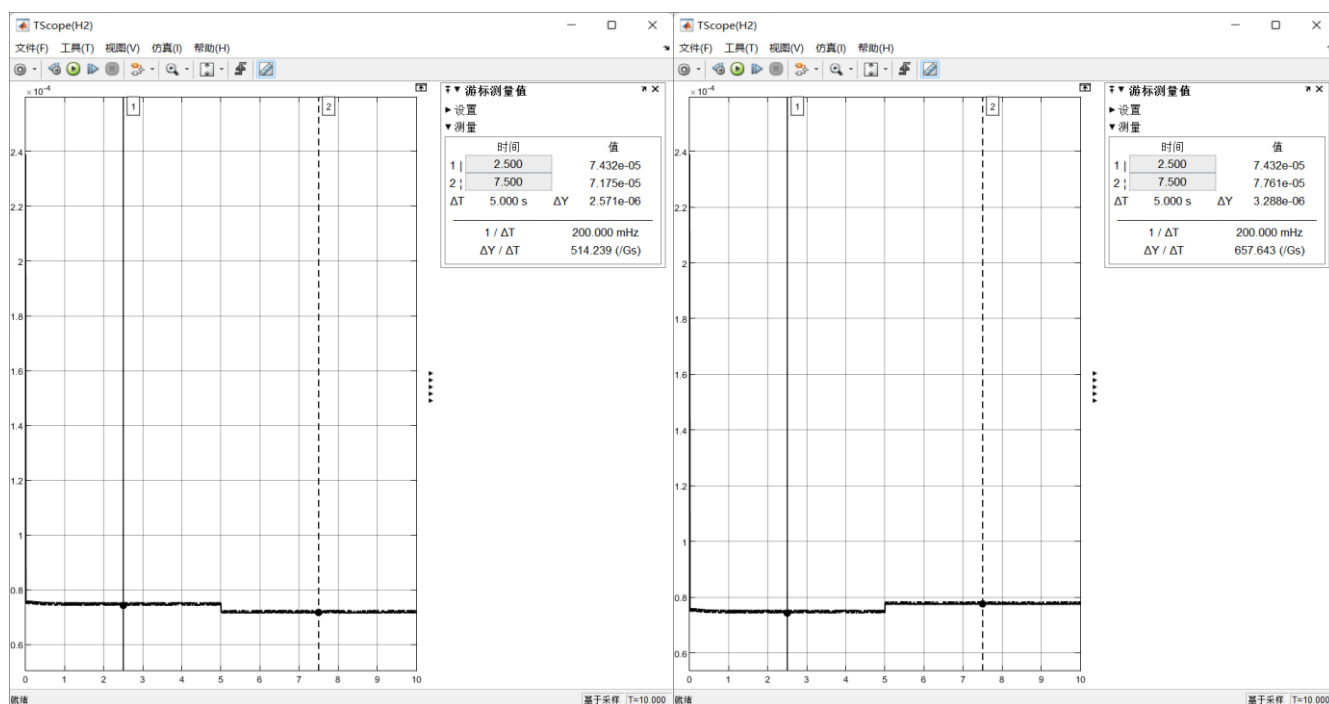
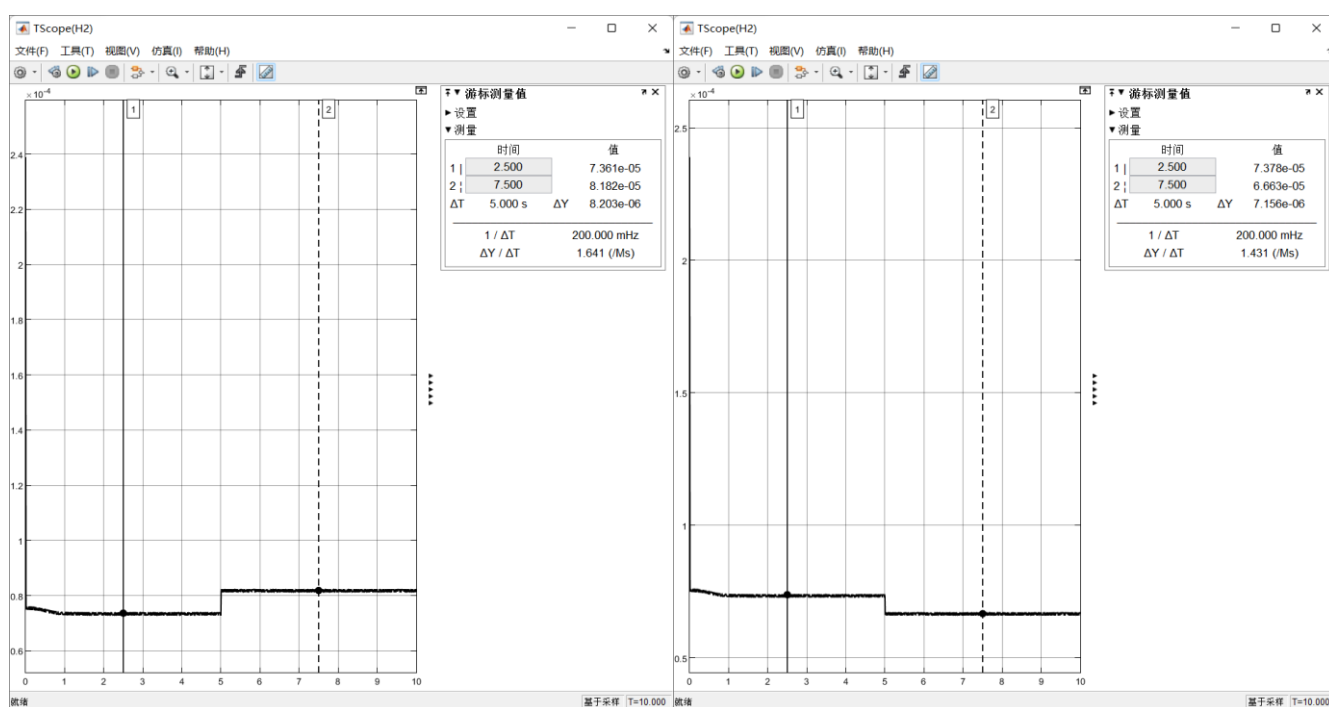


图 5-7 回流比变化-0.05 时塔顶甲烷变化曲线

进料流量变化 $\pm 15\text{kmol/h}$ 时塔顶乙烯变化曲线如图 5-8 所示，左图为进料流量变化 $+15\text{kmol/h}$ ，右图为进料流量变化 -15kmol/h 。回流比变化 ± 0.05 时塔顶乙烯变化曲线如图 5-9 所示，左图为回流比变化 $+0.05$ ，右图为回流比变化 -0.05 。


 图 5-8 进料流量变化 $\pm 15 \text{ kmol/h}$ 时塔顶乙烯变化

 图 5-9 回流比变化 ± 0.05 时塔顶乙烯变化曲线

进料流量变化 $\pm 15 \text{ kmol/h}$ 时塔顶氢气变化曲线如图 5-10 所示，左图为进料流量变化 $+15 \text{ kmol/h}$ ，右图为进料流量变化 -15 kmol/h 。回流比变化 ± 0.05 时塔顶氢气变化曲线如图 5-11 所示，左图为回流比变化 $+0.05$ ，右图为回流比变化 -0.05 。


 图 5-10 进料流量变化 $\pm 15 \text{ kmol/h}$ 时塔顶氢气变化曲线

 图 5-11 回流比变化 ± 0.05 时塔顶氢气变化曲线

5.2 侧线仿真结果

进料流量变化 $\pm 15 \text{ kmol/h}$ 时侧线温度变化曲线如图 5-12 所示，左图为进料流量变化 $+15 \text{ kmol/h}$ ，右图为进料流量变化 -15 kmol/h 。

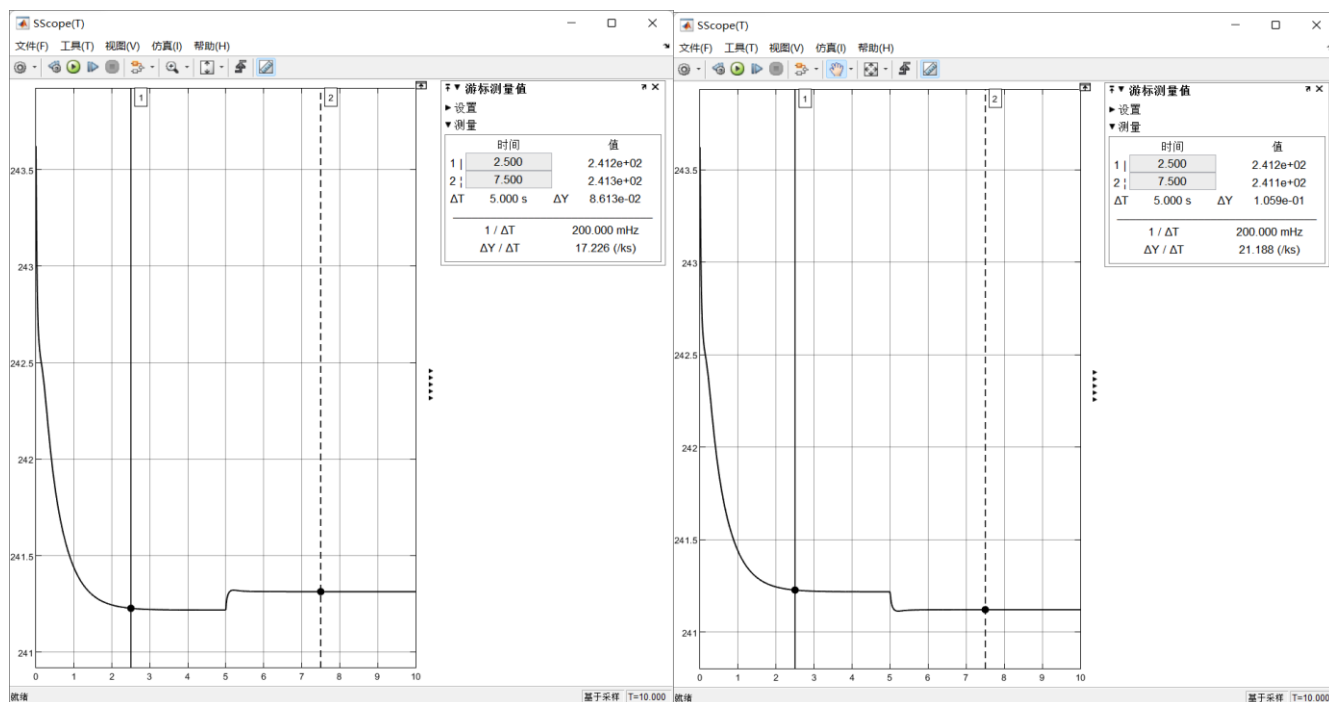


图 5-12 进料流量变化+15kmol/h 时侧线温度变化

进料流量变化±15kmol/h 时侧线乙烷变化曲线如图 5-13 所示，左图为进料流量变化+15kmol/h，右图为进料流量变化-15kmol/h。

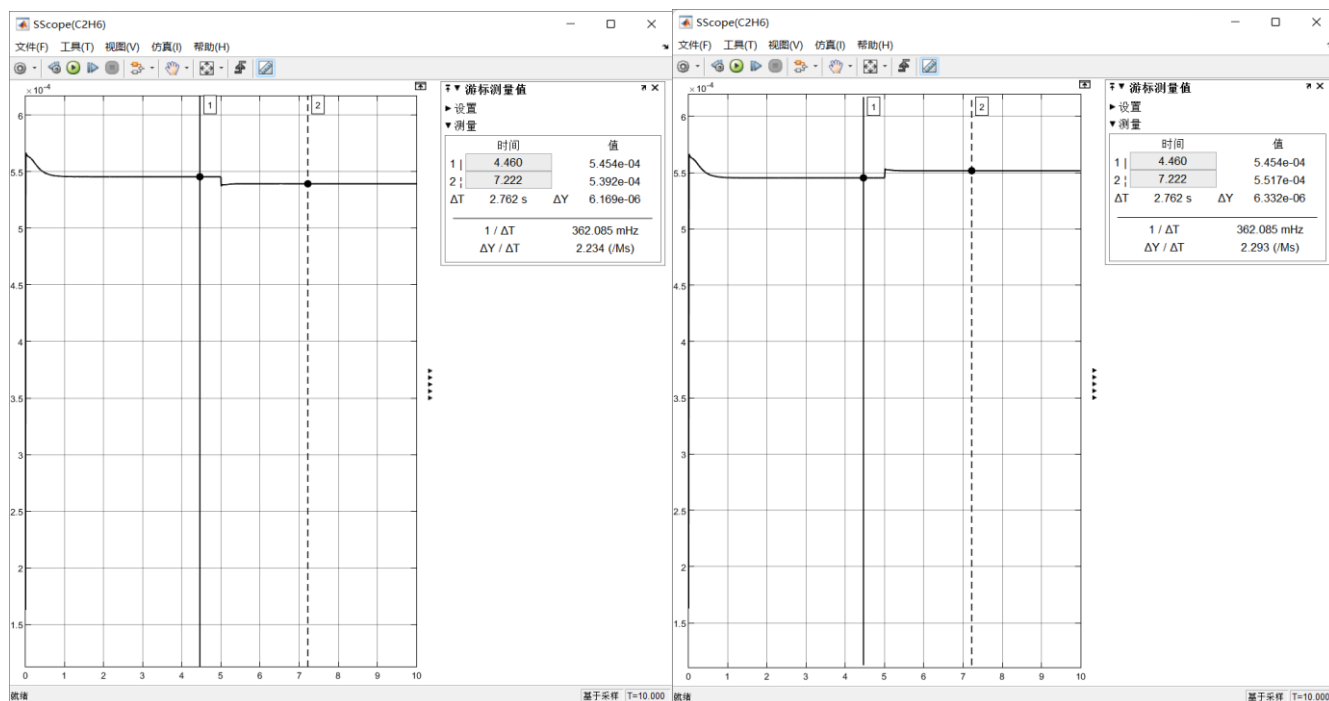


图 5-13 进料流量变化±15kmol/h 时侧线乙烷变化

进料流量变化±15kmol/h 时侧线甲烷变化曲线如图 5-14 所示，左图为进料流量变化+15kmol/h，右图为进料流量变化-15kmol/h。

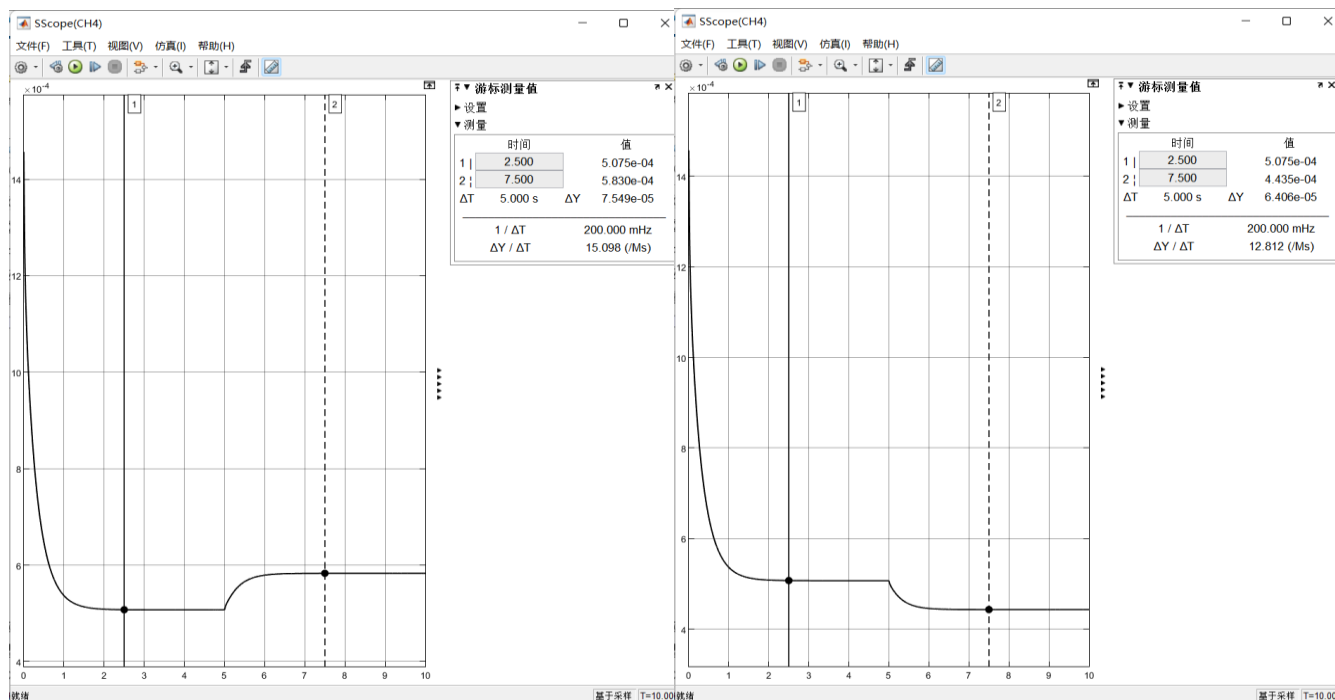


图 5-14 进料流量变化±15kmol/h 时侧线甲烷变化

进料流量变化±15kmol/h 时侧线乙烯变化曲线如图 5-15 所示，左图为进料流量变化+15kmol/h，右图为进料流量变化-15kmol/h。

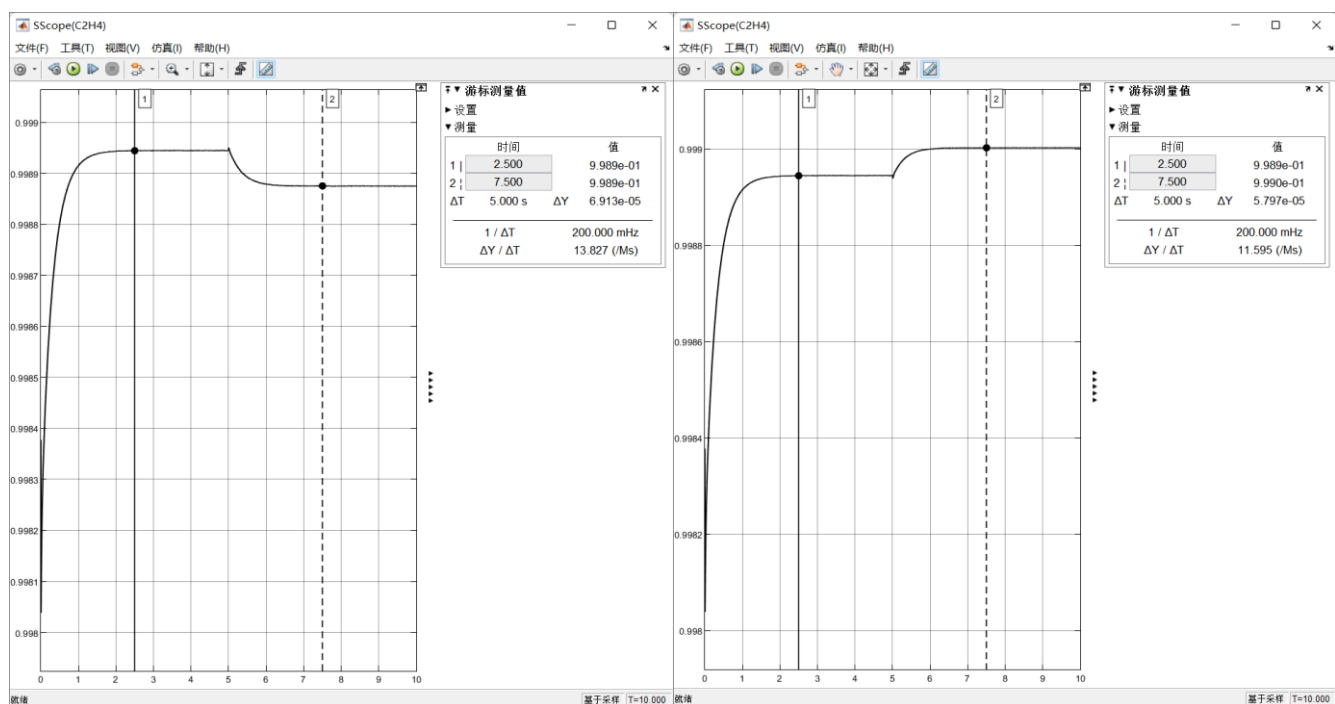


图 5-15 进料流量变化±15kmol/h 时侧线乙烯变化

5.3 塔底仿真结果

进料流量变化±15kmol/h 时塔底温度变化曲线如图 5-16 和 5-17 所示，图 5-16 为进料流量变化+15kmol/h，图 5-17 为进料流量变化-15kmol/h，右图为左图在仿真时间 t 等

于 5 时的局部放大图，以便能更明显看出变化。

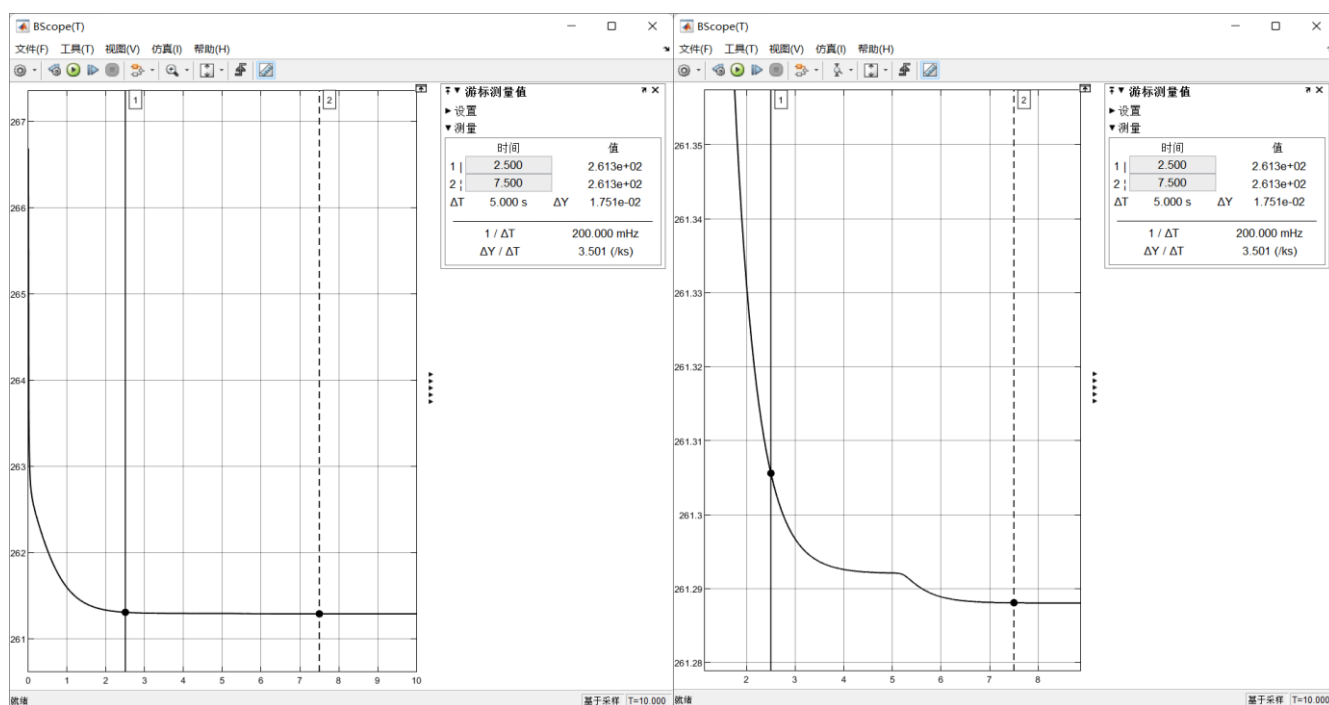


图 5-16 进料流量变化+15kmol/h 时塔底温度变化

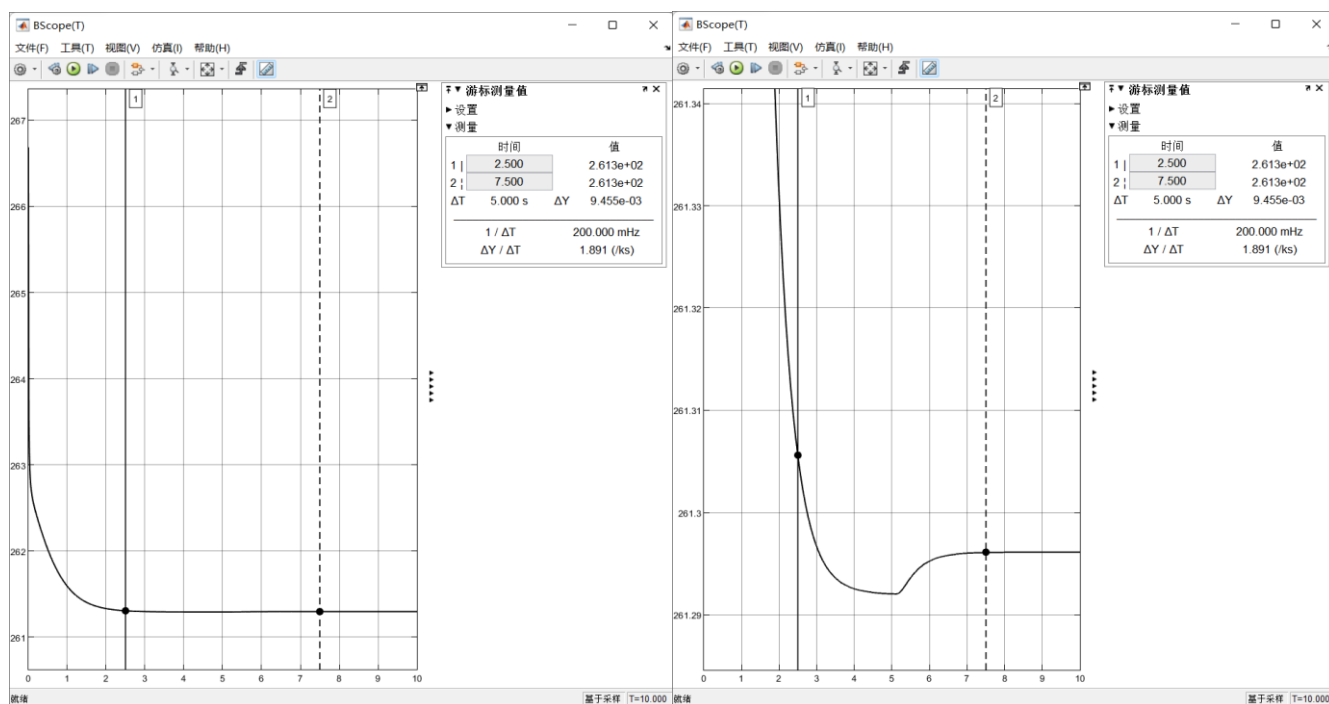


图 5-17 进料流量变化-15kmol/h 时塔底温度变化

进料流量变化 ± 15 kmol/h 时塔底乙烷变化曲线如图 5-18 和 5-19 所示，图 5-18 为进料流量变化+15kmol/h，图 5-19 为进料流量变化-15kmol/h，右图为左图在仿真时间 t 等于 5 时的局部放大图，以便能更明显看出变化。

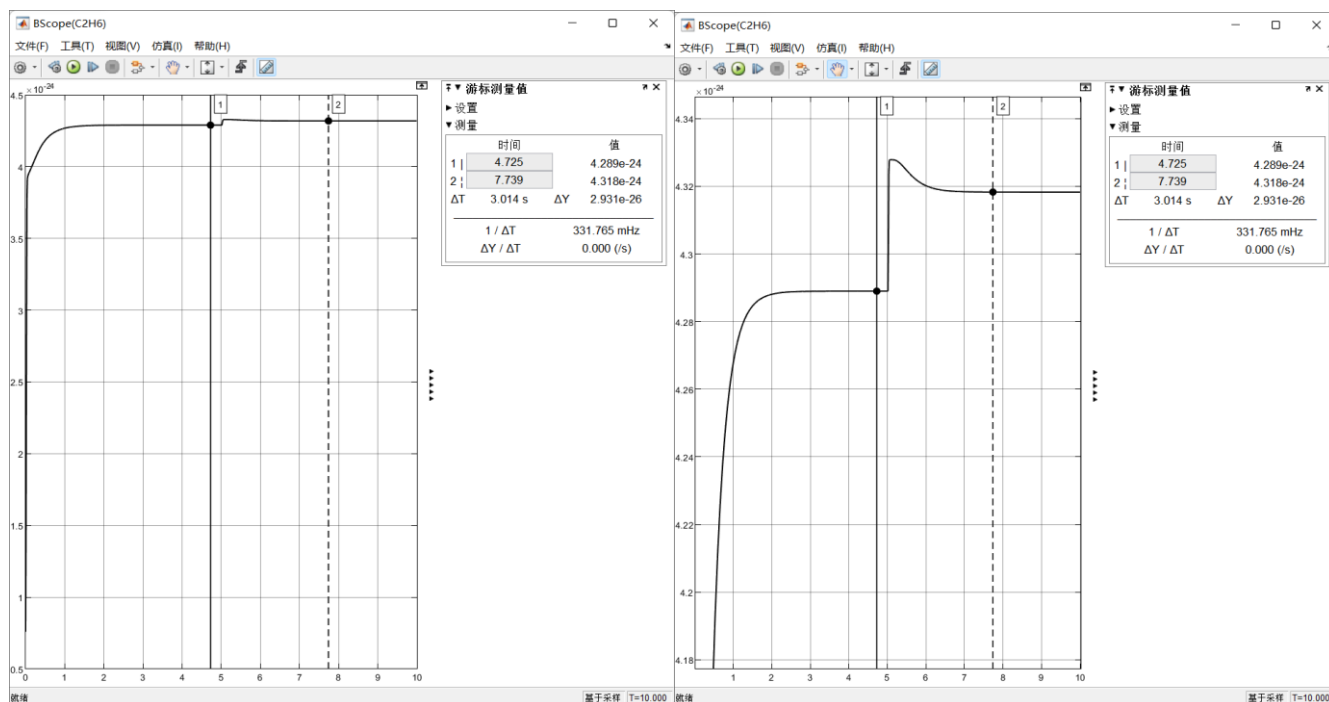


图 5-18 进料流量变化+15kmol/h 时塔底乙烷变化

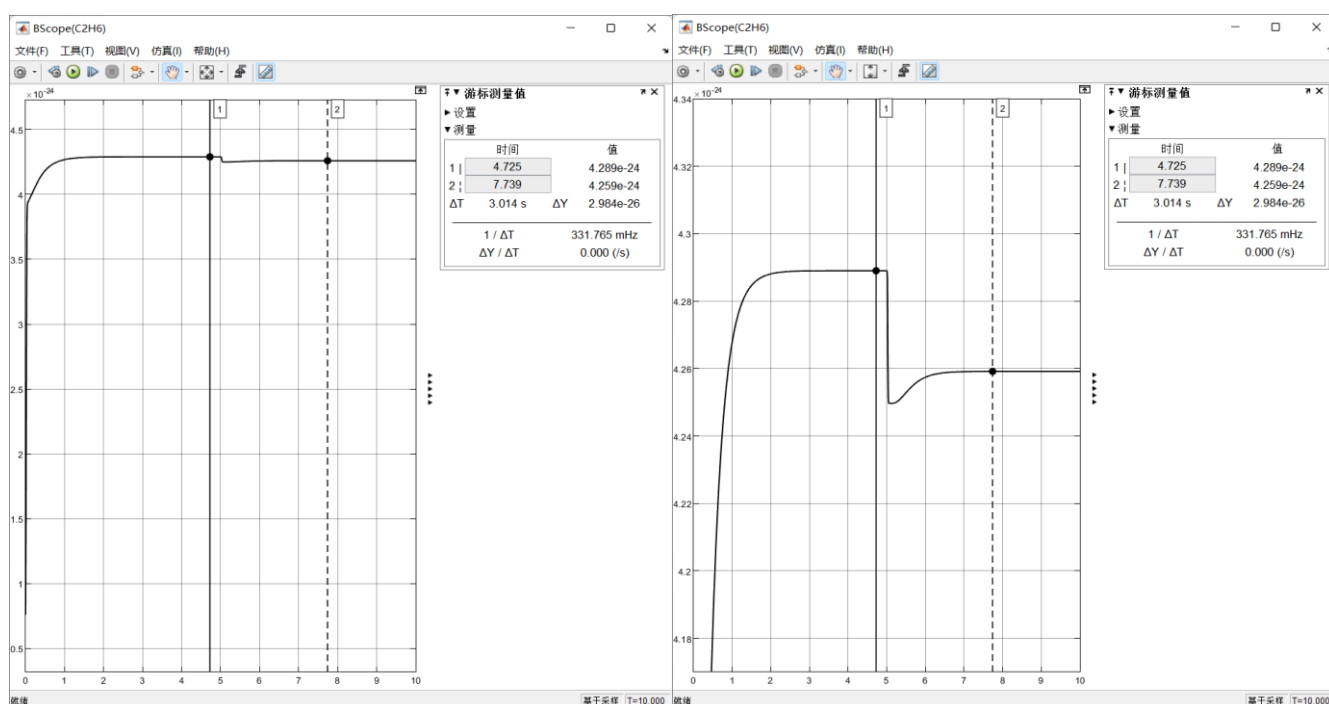


图 5-19 进料流量变化-15kmol/h 时塔底乙烷变化

进料流量变化 ± 15 kmol/h 时塔底甲烷变化曲线如图 5-20 和 5-21 所示, 图 5-20 为进料流量变化+15kmol/h, 图 5-21 为进料流量变化-15kmol/h, 右图为左图在仿真时间 t 等于 5 时的局部放大图, 以便能更明显看出变化。

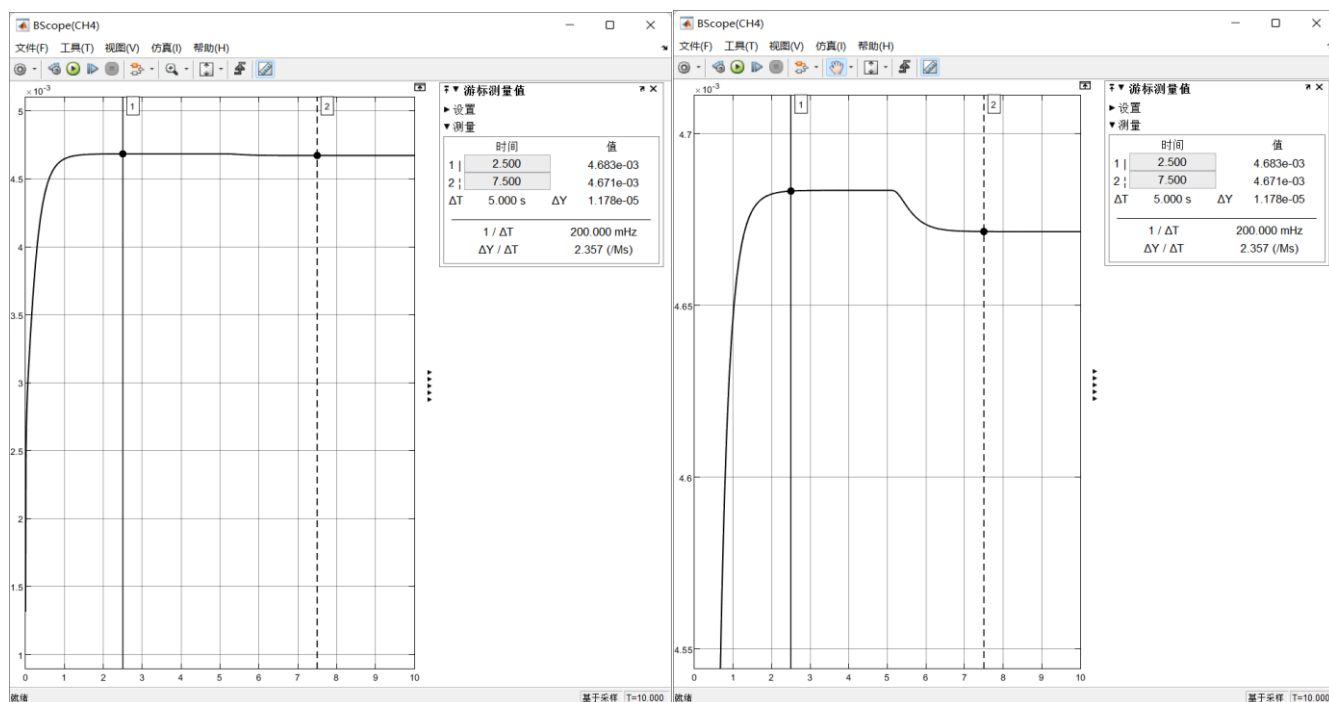


图 5-20 进料流量变化+15kmol/h 时塔底甲烷变化

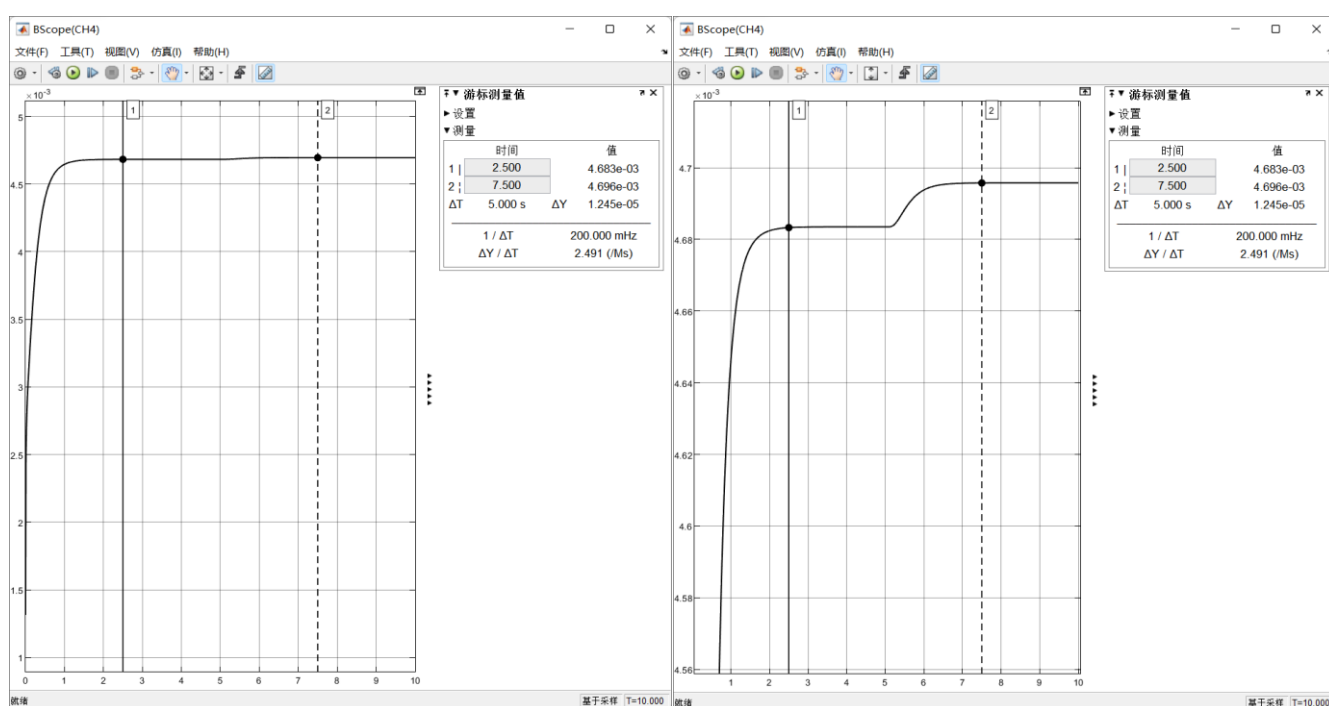


图 5-21 进料流量变化-15kmol/h 时塔底甲烷变化

进料流量变化 $\pm 15\text{kmol/h}$ 时塔底乙烯变化曲线如图 5-22 和 5-23 所示, 图 5-22 为进料流量变化+15kmol/h, 图 5-23 为进料流量变化-15kmol/h, 右图为左图在仿真时间 t 等于 5 时的局部放大图, 以便能更明显看出变化。

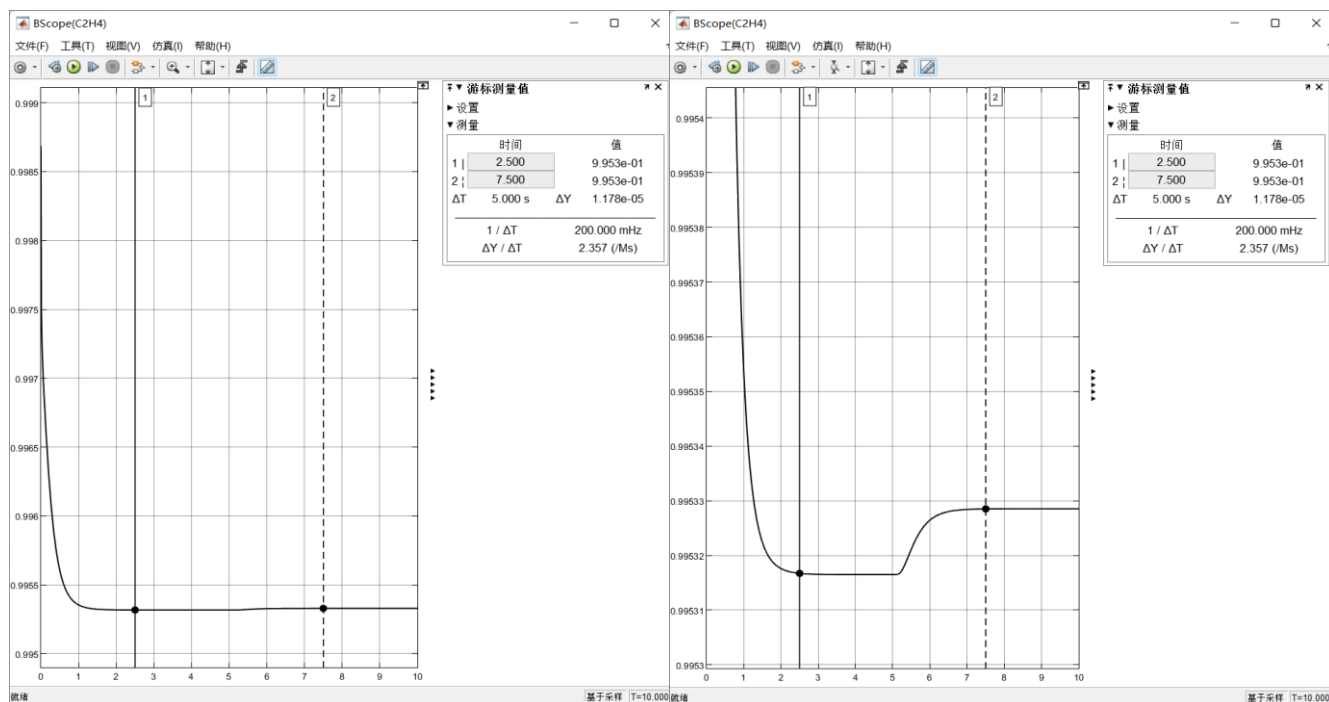


图 5-22 进料流量变化+15kmol/h 时塔底乙烯变化

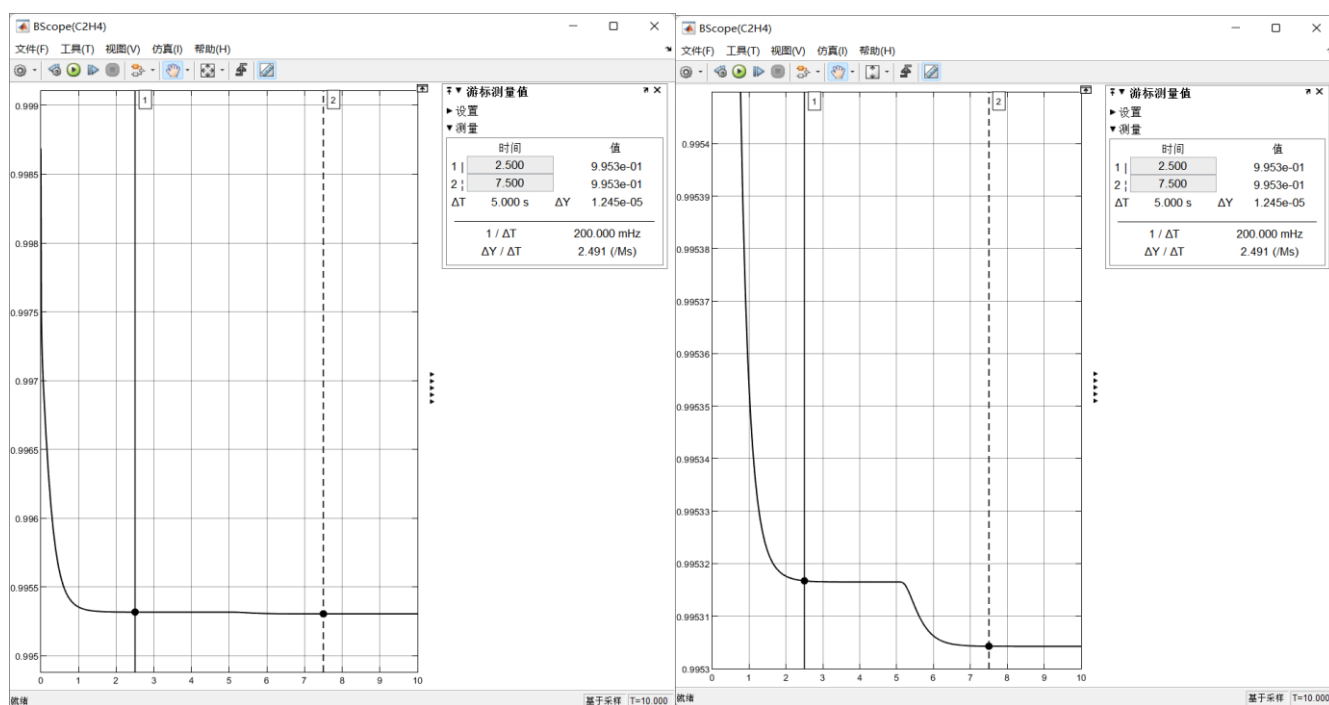


图 5-23 进料流量变化-15kmol/h 时塔底乙烯变化

6 总结

6.1 研究总结

精馏过程的建模和模拟在化工操作中具有重要的意义。建立精馏塔的动态数学模型，不仅可以用于研究不同工况下精馏过程的变化，还可以用于日后对精馏塔的控制研究，从而提高精馏过程的生产效率。乙烯是世界石油化工行业最重要的基础原料之一，而乙烯精馏塔是其中的重要设备，是一个非常复杂的多元精馏系统：产品从侧线提取，并使用多个中间再沸器。内部机理复杂，在塔内进行传质、传热、流体流动三个过程，乙烯精馏塔的目的即以碳二馏分为原料，分离出合格的产品乙烯。如果能将乙烯精馏塔的过程借由能够实时反应精馏过程、动态性能好的数字孪生平台给反映出来，不仅在管理上或是操作上都能更加的直观。

本文的研究工作主要分为两个方面，一是根据各平衡方程搭建乙烯精馏塔的动态机理模型；二是在搭建好的乙烯精馏塔的动态机理模型的基础上建立数字孪生平台，即仿真程序和对应的人机界面。具体研究工作如下：

(1) 根据各平衡方程搭建乙烯精馏塔的动态机理模型：在四个简化假设的前提下，利用质、能平衡基本关系式建立精馏塔的动态机理模型；由再沸器的组分物料平衡、总物料及能量守恒建立再沸器的动态机理模型；由组分物料守恒及气液平衡建立方程建立冷凝器的动态机理模型。

(2) 在乙烯精馏塔的动态机理模型的基础上建立数字孪生平台和对应的人机界面：仿真程序使用的求解方法为联立方程法，利用 Matlab 和 Simulink 搭建仿真界面并使用自己编写的 S-Function 建立仿真程序，并使用 Appdesigner 搭建配套的人机界面。

6.2 讨论与展望

本文在上述建立动态机理模型和在此基础上搭建的数字孪生平台，仍存在诸多的不足之处，可在后续研究当中更进一步优化、改善。

(1) 建立的动态机理模型在实际应用中还存在一些问题需要改进，当中有许多简化假设，这些假设对于模型的简化是至关重要的，但会导致模型与实际工况之间存在较多的误差，从而导致不够准确的结果，如平衡级假设和全混级假设这两个假设，在许多研究当中常不被采用，是许多模型的切入点，如余国琮等人^[29]提出的三维非平衡混合池模型即是其中一例，在后续的学习当中可针对此部分进行更深入的研究。

(2) 对乙烯精馏塔建立数字孪生平台，如第二章所述，数字孪生这一概念为当前较为热门的概念之一，很大程度上得益于这个词本身的传播性，因为其本身在字面上形象且上口也很通俗易懂，这个词在一开始的概念还较为清晰^[28]，但随着各个领域的专家研究的深入，却发觉数字孪生这一概念和许多概念之间的轮廓越发模糊，在不同的领域对其有不同的定义，如表 2.1 所示。对于数字孪生的部分，随着技术的发展和不断

同领域的考验，相信在日后也会针对数字孪生出现更具体的、更前沿的相关技术和体系。

(3) 针对人机界面以及程序方面，功能方面可以更加的丰富，除此之外，也可利用更多的工具去提高和丰富内容，使得平台看起来更加的直观、舒适，也可尝试其他的求解方案和仿真搭建方案，如移植性较好的序贯模块法等。由于本文的着重点在于数字孪生平台的搭建，即基于乙烯精馏塔的动态机理模型搭建仿真平台，主要是针对动态机理模型的建立和平台的开发，所以本文并没有在控制方面另做研究，在往后的科研阶段，可以在已有已搭建好的平台上加入控制策略，如传统的 PID 控制、先进控制等等，提高和完善平台整体的内容。

综上，有三个方面在日后研究当中可以进行更多的深入，第一个是模型的部分，可以舍弃一些简化假设，建立更加复杂的模型使建立的模型更加贴近于实际工况；第二个是数字孪生的部分，随着科技的发展，数字孪生的相关技术和工具也会更加完善和丰富，往后可以在此部分进行更深入的研究，开发出更好的数字孪生平台；第三个是控制策略的部分，可以在本文的基础上对乙烯精馏塔加上合适的控制策略。

参考文献

- [1] R. Monroy-Loperena, J. Alvarez-Ramirez. An indirect feedforward composition controller for distillation columns[J]. Chemical Engineering Communications, 2002, 189(7): 923-941.
- [2] W. L. Luyben. Aspen Dynamics simulation of a middle-vessel batch distillation process [J]. Journal of Process Control, 2015, 33: 49-59.
- [3] A. C. Dimian, C. S. Bildea, A. A. Kiss. Integrated design and simulation of chemical processes[M]. Elsevier, 2014.
- [4] W. L. Luyben. Distillation design and control using Aspen simulation[M]. John Wiley & Sons, 2013.
- [5] W. L. Luyben. Rigorous dynamic models for distillation safety analysis[J]. Computers & Chemical Engineering, 2012, 40: 110-116.
- [6] W. L. Luyben. Control of a multiunit heterogeneous azeotropic distillation process[J]. Aiche Journal, 2006, 52(2): 623-637.
- [7] D. Lemma, M. Ramasamy, M. Shuhaimi. System identification using orthonormal basis filters[J]. Journal of Applied Sciences (Faisalabad), 2010, 10(21): 2516-2522.
- [8] Y. Yang, K. Boots, D. Zhang. A Sustainable Ethanol Distillation System[J]. Sustainability, 2012, 4(1): 92-105.
- [9] 卢阳光, 蒋子聪, 齐绪强. 流程工业数字工厂建设的标准化——以石油化工行业为例[J]. 中外能源, 2019, 24(07): 83-89.
- [10] S. Hurowitz, J. Anderson, M. Duvall, J. B. Riggs. Distillation control configuration selection[J]. Journal of Process Control, 2003, 13(4): 357-362.
- [11] I. D. Gil, J. M. Gomez, G. Rodriguez. Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer[J]. Computers & Chemical Engineering, 2012, 39: 129-142.
- [12] M. Rovaglio, E. Ranzi, G. Biardi, T. Faravelli. Rigorous dynamics and control of continuous distillation systems-simulation and experimental results[J]. Computers & Chemical Engineering, 1990, 14(8): 871-887.
- [13] S. Skogestad. Dynamics and control of distillation columns: A tutorial introduction[J]. Chemical Engineering Research and Design, 1997, 75(6): 539-562.
- [14] E. Eskinat, S. H. Johnson, W. L. Luyben. Use of Hammerstein models in identification of nonlinear systems[J]. Aiche Journal, 1991, 37(2): 255-268.
- [15] C. Marangoni, G. N. Mello, A. Bolzan, R. A. F. Machado. Dynamic Study of Distillation Column Operated with Tray Heat Source Combined with Reboiler[J]. Chemical Engineering Communications, 2015, 203(3): 364-371.
- [16] 王圣炜. 页岩精馏塔温度控制系统的研究[D]. 东北大学, 2014.
- [17] 何仁初, 罗雄麟, 佟世文, 朱东辉. 乙烯精馏塔仿真平台的开发与应用[J]. 计

算机与应用化学, 2005, 22(10): 85-90.

[18] Grieves M W. Product life cycle management: the new paradigm for enterprises[J]. International Journal of Product Development, 2005, 2(1/2): 71-84.

[19] Githens G. Product lifecycle management: driving the next generation of lean thinking by Michael Grieves[J]. Journal of Product Innovation Management, 2007, 24(3): 278-280.

[20] 张玉良, 张佳朋, 王丹. 面向航天器在轨装配的数字孪生技术[J]. 导航与控制, 2018, 17(3): 75-82.

[21] Tugel E J, Ingraffea A R, Eason T G, et al. Reengineering aircraft structural life prediction using a digital twin[J]. International Journal of Aerospace Engineering, 2011: 1687-5966.

[22] Glaessgen E, Stargel D. 53TdAIAA/ASME/ASCE/AHS/ASC Structures, Structural Dynamics and Materials Conference[A]. In: The digital twin paradigm for future NASA and U.S. air force vehicles[C]. 2012.

[23] Grieves M, Vickers J. Digital twin: mitigating unpredictable, undesirable emergent behavior in complex systems[M]. Switzerland: Springer, 2017: 85-11.

[24] Tao F, Cheng J F, Qi Q L, et al. Digital twin-driven product design, manufacturing and service with big data[J]. The International Journal of Advanced Manufacturing Technology, 2018, 94(9-12): 3563-3576.

[25] Haag S, Anderl R. Digital twin-proof of concept[J]. Manufacturing Letters, 2018, 15: 64-66.

[26] 苏新瑞, 徐晓飞, 卫诗嘉. 数字孪生技术关键应用及方法研究[J]. 中国仪器仪表, 2019, 7: 47-53.

[27] 聂蓉梅, 周潇雅, 肖进, 赵博. 数字孪生技术综述分析与展望[J]. 宇航总体技术, 2022, 6(1): 1-6.

[28] 张霖. 关于数字孪生的冷思考及其背后的建模和仿真技术[J]. 系统仿真学报, 2020, 32(4): 1-10.

[29] 宋海华, 余国琮, 王秀英. 精馏过程的动态模拟[J]. 化工学报, 1994, 4: 413-421.

[30] Porter K E, Lockett M J, Lim C T. The effect of liquid channeling on distillation plate efficiency[J]. Trans Instn Chem Engrs, 1972, 50(1): 91-101.

[31] Lewis Jr W K. Rectification of Binary Mixtures[J]. Ind Eng Chem, 1936, 28(4): 399-402.

[32] AIChE. Bubble Tray Design Manual[M]. AIChE, 1958. 1-13.

[33] Henley E J, Seader J D. Equilibrium stage separation operations in chemical engineering[J]. John Wiley & Sons, 1981, 25(1): 556-612.

[34] K rishnamurthy R, Taylor R. A nonequilibrium stage model of multicomponent separation processes Part II comparison with experiment[J]. AIChE, 1985, 31(3): 449~465.

[35] 黄河. 精馏塔温度解耦控制的研究[D]. 西安: 西安科技大学, 2020.

- [36] 王红帅. 精馏塔建模及温度的自适应解耦控制研究[D]. 河北: 燕山大学, 2017.
- [37] 刘兴高. 精馏过程的建模、优化与控制[M]. 科学出版社, 2007.
- [38] (美) 史密斯 (Smith). 化工热力学导论[M]. 化学工业出版社, 2014.
- [39] 崔凤刚. 基于联立方程法的复杂精馏体系优化[D]. 天津: 天津大学, 2019.
- [40] 庄存波, 刘检华, 熊辉, 丁晓宇, 刘少丽, 瓮刚. 产品数字孪生体的内涵、体系结构及其发展趋势[J]. 计算机集成制造系统, 2017, 23(4): 753-768.
- [41] 何仁初, 罗雄麟. 基于多 Agent 的乙烯精馏塔智能控制研究[D]. 北京: 中国石油大学, 2007.
- [42] 尤冬青, 罗雄麟. 乙烯精密精馏塔机理建模中的几个关键技术问题[D]. 北京: 中国石油大学, 2010.

致谢

“时光飞逝”，一句老生常谈的话，却是不变的真理，之所以成为“老生常谈”自有其道理。从前对时间“飞逝”的体悟也就仅限于学生时期考试时间不够用，娱乐时间转瞬即逝，诸如此类粗浅的感知。在上大学前从没想过会从台湾过来读书，这四年成长了很多，遇到了许多重要的人，也让我对时间的感觉不同于以往。刚入学的时候，惊讶于自己已然变成一名大学生，抱着憧憬的同时也有压力，因为我来自台湾。感谢我的室友，许润田、杨培帆、吴与伦，他们是我第一次交的大陆朋友，最开始对中国大陆的印象和对中国大陆真正的认识都来自于他们。感谢他们成为我的朋友，作为我开启大学之旅和从不同角度认识中国大陆的向导。大学第二年，开始适应在上海的生活。我要特别感谢我的父母，焉得谖草，言树之背，养育之恩，无以回报。他们是我一路走来最强大的精神支撑和动力源泉，正是因为父母的无私奉献，我才有机会完成我的大学学业，并取得进一步的发展机会。同年，也深深的感受到了所谓子欲养而亲不待，母亲的离世也真正让我体悟到何为“时间飞逝”。大学第三年，迷茫于就业与考研当中，感谢我的表哥洪世豪，为我指点迷津，如今也已成功上岸。大三这年，我的生活也发生了很大的变化，遇到了一位非常特别的人，谢雨蝶，感谢她在我的世界里抹上绝然不同的色彩，让从离开台湾到外漂泊的我在心理上有了依靠，如同漂泊的船只找到了属于它的避风港。大四这年，周遭的同学都在奋力备考，为理想拼搏，随着大四寒假到来，周围的同学也都已考完研，各自都有后续的安排，而我还在备考，由于港澳台的考研时间为每年4月。当时的我心急如焚，因为时间线拉的太长，也有来自毕设以及备考研究所的双重压力，在此阶段，特别感谢我的指导老师，何仁初老师，能够理解我的处境，且在开题报告、文献翻译、毕设的开展和论文的写作工作中，何仁初老师都在百忙之中抽出了大量的时间来对我进行工作点评、指导和建议，从开题到结题过程中付出了很大的努力，也给了我充裕的时间让我专心于备考，最后，不负朋友们、家人以及老师的期待，顺利上岸同济大学。

致谢这部分内容，在某种意义上除了向帮助过、陪伴过我的亲朋好友以及老师致以感谢之情外，似乎是在和自己对话，以过去的身份做个总结和现在的自己，和往后的自己。大学这四年，过得很充实，感谢当初的自己选择来上海求学，期许未来的自己继续努力，不忘初心，愿自己以渺小启程，以伟大结束。

最后，感谢所有人，感谢所有支持、帮助过我的人，谢谢你们。

余政陽

2022年5月13日