



齊魯工業大學  
QILU UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

## 本科毕业设计（论文）

题目：年产 30 万吨乙二醇生产工艺设计（石油路线）

学院名称 化学与制药工程学院

专业班级 化工 12-1

学生姓名 陈文权

导师姓名 李鹏

2016 年 5 月 20 日

# 目 录

摘要.....	1
第一章 总论.....	3
1.1 简介.....	3
1.1.1 乙二醇的物理性质.....	3
1.1.2 乙二醇的用途.....	3
1.2 乙二醇的生产现状.....	4
1.3 我国乙二醇市场供需情况.....	6
1.4 乙二醇生产技术现状及进展.....	7
1.4.1 石油路线-环氧乙烷水合法.....	8
1.4.2 煤路线.....	8
1.4.2.1 合成气制乙二醇.....	9
1.4.2.2 合成气经草酸二甲酯间接合成乙二醇.....	9
1.4.2.3 草酸二甲酯气相法制备乙二醇.....	9
1.4.2.4 草酸二甲酯加氢制乙二醇.....	10
1.5 工艺路线的选择.....	10
1.5.1 反应精馏的介绍.....	10
1.5.2 反应精馏的优越性.....	12
1.6 工艺流程介绍.....	13
1.6.1 反应精馏单元.....	13
1.6.2 脱水单元.....	14

1.6.3 精制单元 .....	15
1.7 设计与目标 .....	16
1.8 辅助设计软件 .....	17
<b>第二章 流程模拟</b> .....	<b>18</b>
2.1 设计任务说明书 .....	18
2.2 物性方法的选择 .....	18
2.3 反应精馏的模拟与优化 .....	19
2.3.1 反应精馏涉及的反应 .....	19
2.3.2 反应精馏塔的设计 .....	19
2.3.3 反应精馏塔的模拟 .....	20
2.3.4 反应精馏塔各项参数优化 .....	25
2.3.4.1 理论板数的确定 .....	25
2.3.4.2 进料位置的确定 .....	26
2.3.4.3 回流比的确定 .....	27
2.4 乙二醇脱水塔的设计 .....	31
2.4.1 脱水塔的简捷计算 .....	31
2.4.2 脱水塔严格计算 .....	33
2.4.3 反应精馏塔各项参数优化 .....	33
2.4.3.1 进料板位置的优化 .....	34
2.4.3.2 总板数的确定 .....	34
2.4.3.3 进料温度的优化 .....	36
2.5 乙二醇精制塔的设计 .....	39

2.5.1 精制塔的简捷算法 .....	39
2.5.2 精制塔优化 .....	40
2.5.2.1 进料板位置的优化 .....	40
2.5.2.2 进料压力的优化 .....	41
2.5.2.3 回流比的优化 .....	41
2.6 工艺流程的优化 .....	45
第三章 物料及能量衡算 .....	48
3.1 物料衡算的意义 .....	48
3.1.1 物料衡算任务 .....	48
3.1.2 物料衡算应该遵循的原则 .....	48
3.1.3 系统物料衡算 .....	49
3.2 能量衡算 .....	49
3.2.1 能量衡算的目的 .....	49
3.2.2 能量衡算解决的问题 .....	49
3.2.3 能量衡算所需要遵循的原则 .....	50
3.2.4 系统能量衡算 .....	50
第四章 设备选型及典型设备设计 .....	51
4.1 设备标准与依据 .....	51
4.2 塔设备 .....	51
4.2.1 概述 .....	51
4.2.2 塔特性 .....	51

4.3.3 反应精馏塔的设计 .....	52
4.3.3.1 反应段设计 .....	53
3.3.3.2 精馏段 .....	54
4.3.3.3 塔体尺寸计算 .....	57
第五章 工艺创新点 .....	58
第六章 环境保护与劳动安全 .....	59
6.1 环境保护 .....	59
6.1.1 废气来源及治理 .....	59
6.1.2 废水来源及治理 .....	59
6.1.3 噪声来源及治理 .....	60
设计总结 .....	62
参考文献 .....	63
致谢 .....	65
附录 .....	66

## 摘 要

乙二醇是主要用作生产聚酯纤维及织物工业制造的原料的有机化合物。也被用于工业应用，如防冻剂配方和其它工业产品。它是一种无色无味的，糖浆，甜味液体。目前，国内生产乙二醇的方法主要有两种：煤制乙二醇；环氧乙烷直接水合制乙二醇。对于煤制乙二醇，催化剂很重要，很难找到高效成本低的催化剂，过程复杂；直接水合法虽然过程简单，但是装置落后，耗能耗水量大。因此本设计采用较先进的设备—反应精馏塔，采用较新的反应精馏工艺来克服乙二醇工艺的缺点，并且利用化工模拟软件 ASPEN PLUS 对过程进行模拟以及优化，最后得到达到满足产品生产标准又可满足设计任务的结果。同时还对主要设备进行了选型，绘制了 PID 工艺流程图。

**关键词：**乙二醇；环氧乙烷；反应精馏；Aspen Plus

## ABSTRACT

Ethylene glycol is an organic compound primarily used as a raw material in the manufacture of polyester fibers and fabric industry. A small percent is also used in industrial applications like antifreeze formulations and other industrial products. It is an odorless, colorless, syrupy, sweet-tasting liquid. At present, the two main methods to produce Ethylene glycol are: produced by coal; ethylene oxide legitimate direct water. For using coal to producing Ethylene glycol, catalyst is very important compound, it is difficult to find low-cost and efficient catalyst, and process is also complicated; although the process of ethylene oxide legitimate direct water is sample, but this method have a couple of weakness, like backward technology of these devices, energy and water consumption higher. Therefore, this design uses more advanced equipment - reactive distillation column. Using newer reactive distillation technology to overcome the shortcomings of process of producing ethylene glycol, and the use of chemical process simulation software ASPEN PLUS to simulate and optimize, and finally get to meet the production standards and to meet the design task results. Also the main equipment's selection, draw the PID process flow diagram.

**Keywords :** ethylene glycol; ethylene oxide; reactive distillation; Aspen Plus

## 第一章 总论

### 1.1 简介

#### 1.1.1 乙二醇的物理性质

乙二醇 (Ethylene Glycol) 又叫“甘醇”，简称 EG，是最简单的二元醇。乙二醇是无色无臭、有甜味液体，对动物有毒性，人类致死剂量约为 1.6 g/kg。是一种重要的化工原料，与水/乙醇/丙酮/醋酸甘油吡啶等溶剂混溶，能够微溶于乙醚，能够溶解氯化钙/氯化锌/氯化钠/碳酸钾/氯化钾/碘化钾/氢氧化钾等无机物，浓度较高时易吸潮，但是不溶于石油烃及油类。乙二醇物性数据表见表 1-1：

表 1-1 乙二醇物性数据表/25℃ , 100kPa

中文名	乙二醇	沸点	197.3℃
英文名	Ethylene glycol	水溶性	与水互溶
化学式	(CH <sub>2</sub> OH) <sub>2</sub>	密度	1.1155(20℃)
分子量	62.068	外观	无色
熔点	-12.9℃	闪点	111.1℃
临界压力	7699KPa	临界温度	372℃
偏心因子	0.27	临界摩尔体积	186C <sup>3</sup> /mol
粘度	25.66mPa.s(16℃)	燃烧热	1180.26KJ/mol

#### 1.1.2 乙二醇的用途

主要用来生产增塑剂、聚酯树脂、聚酯涤纶、合成纤维、吸湿剂表面活性剂、炸药及化妆品，并且用作配制发动机的抗冻剂、油墨等的溶剂、染料，气体脱水剂，制造树脂、同时也可用作皮革、纤维、玻璃纸、粘合剂的湿润剂。可以用来生产合成树脂，涤纶纤维，瓶片级 PET 用于制作矿泉水瓶等。还可生产醇酸树脂、乙二醛等，也用作防冻剂。除用作汽车用防冻剂外，还用于工业冷量的输送，一

般称呼为载冷剂，同时，也可以与水一样用作冷凝剂。

乙二醇甲醚系列产品是性能优良的高级有机溶剂，作为印刷油墨、工业用清洗剂、涂料（硝基纤维漆、清漆、瓷漆）、覆铜板、印染等的溶剂和稀释剂；可以作生产农药中间体、医药中间体以及合成制动液等化工产品的原料；作为电解电容器的电解质、制革化纤染剂等。用作纺织助剂，合成液体染料、以及化肥和炼油生产中的脱硫剂的原料等。

## 1.2 乙二醇的生产现状

目前，我国乙二醇的生产主要采用环氧乙烷水合法，但非环氧乙烷水合路线尤其是煤化工路线已经取得突破，展现出广阔的发展前景。所谓环氧乙烷路线是以乙烯为原料，经环氧乙烷生产乙二醇，该路线全部采用引进技术，生产装置主要集中在中石化、中石油和中海油等大型国有企业，引进技术

包括英荷壳牌公司 (Shell)、美国科学设计公司 (SD) 以及美国 DOW 化学公司 (原 UCC 公司) 的技术。非石油路线是以合成气为原料。

表2 国内生产乙二醇的厂家

厂家名称	生产能力	投产年份
中石化	284.4	
北京燕山石油化工公司(1)	8.0	1998
北京东方石油化工有限公司(1)	4.0	1996, 现停产
中石化扬子石油化工公司(1)	26.2	1999
中石化上海石油化工公司(1)	60.5	2002/2007
中石化茂名石油化工公司(2)	10.5	1996
天津联合化学有限公司(2)	6.2	1996
南京扬子-巴斯夫有限公司(1)	30.0	2005
中石化镇海炼化公司(3)	55.0	2010
中沙(天津)石化有限公司(3)	36.0	2009
中国石化武汉石油化工公司(1)	28.0	2013
中国石化湖北化肥厂(4)	20.0	2014
中石油	82.9	
辽阳石油化纤公司(2)	20.0	2007
抚顺石油化工公司(2)	6.0	2000
吉林石油化工公司(1)	15.9	1996/2002
独山子石油化工公司(1)	5.0	1996/2002
中国石油四川石化有限责任公司(2)	36.0	2014
中海油 中海-壳牌石油化工有限公司(2)	35.0	2006
其它	200.0	
辽宁北方化学工业有限公司(1)	20.0	2010
内蒙古通辽金煤化工有限公司(4)	20.0	2009
河南煤化新乡永金化工公司(4)	20.0	2012
河南煤化濮阳永金化工公司(4)	20.0	2012
河南煤化安阳永金化工公司(4)	20.0	2012
河南煤化洛阳永金化工公司(4)	20.0	2014
河南煤化商丘永金化工公司(4)	20.0	2014
新疆天业(集团)有限公司(5)	5.0	2013
浙江宁波禾元化学有限公司(6)	50.0	2013
山东华鲁恒升集团有限公司(5)	5.0	2012
合计	602.3	

注：生产工艺(1) SD氧化法；(2) Shell氧化法；(3) DOW化学工艺；(4) 煤化工；(5) 合成气制乙二醇；(6) MT0甲醇法。

### 1.3 我国乙二醇市场供需情况

近年来，我国聚酯工业的疾速展开，乙二醇的消费量持续。到 2008 年我国乙二醇的表观消费量达到 707.50 万吨，到 2013 年增加到 1204.08 万吨，同比增长 8.4%左右，2008-2013 年表观消费量的年均增长率为 11.3%左右。相应产品自给率 2008 年达 26.5%，到 2013 年达 31.6%。

乙二醇在我国的重要消费范围是乙二醇，占总生产量约 93.0%，其中相当一部分用于纤维，小部分用于片基、薄膜与瓶子。另外有大约 7.0%用于制造表面活性剂、耐寒润滑油、防冻剂、油漆溶剂、粘合剂、以及聚酯多元醇等。在我国由于聚酯类前几年生产的过快展开，导致产能过剩的局面，生产设备的开机率逐年减少，导致一些竞争力小的聚酯企业慢慢的退出了竞争。近几年，又由于世界金融危机，出口退税率的调整，人民币升值等的影响，导致了我国纺织品的出口量正在逐年减少，对乙二醇等原料的需求量也相应逐渐变少。同时，我国的纺织业面临劳动力的成本增加、生产所用动力需求增大、能源成本上升，环境资源减少等的影响，预计将来一段时间内发展速度将会非常迟缓。这将直接导致乙二醇需求量的缩小。然而，由于我国汽车工业的迅速发展发展和汽车保有量的迅速展开，乙二醇将在防冻液的生产上继续发展。综上，在以后的时间里，虽然我国的乙二醇需求量增长的幅度将有所放缓，但仍将会有所增长，初步预测到 2018 年我国对乙二醇的需求量将达 1600.0-1650.0 万吨左右，届时虽然仍需要一定量的进口，但进口量将会越来越少。

伴随全球乙二醇产能迅速增长的同时，虽然消费量也在快速增长，但是设备总体开工率却略有下降，近几年世界乙二醇消费量状况见表 2-3。总体上看全球乙二醇的产量已呈现了过剩的趋向。其中，北美、西欧和日本等发达国家及地域乙二醇的消费和生产呈现了迟缓的发展趋势，但亚洲和中东的生产能力得到了极大的发展，在很大程度上改变了世界范围内乙二醇的供需关系局面。另一方面，在我国大陆有多套大规模乙二醇的生产设备已经建成并且投入使用，乙二醇的生产能力有很大进步，在全球乙二醇消费和生产中的比重越来越大。

从全球的范围来看，乙二醇目前的消费现状，乙二醇在下游的消费领域中 PET 占绝大多数，达到 84%，用于生产防冻剂占到 7%，剩下的 9%的乙二醇被用

来生产其他中间体。但是消费的比例因地域不同而不同，在西欧地区，高达 71% 的乙二醇被用来制造 PET， 15% 用来制造防冻剂；而北美地域制造 PET 的乙二醇所占的比例相对低一些，占总数的 66%，然而用于制造防冻剂的比率却相对较高，占 24%；中东地域用于制造 PET 的乙二醇约占总量的 82%，用于防冻液的乙二醇仅仅为总数的 8%。相比较之下的我国，把总量的 95% 乙二醇用在聚酯行业，用于防冻剂的乙二醇仅仅为总量的 3%，剩下的 2% 用来生产精细化工领域中的中间体，我国庞大的 PET 产量表明了对乙二醇的需求量也非常大。预测未来我国乙二醇市场将会以国产乙烯制造乙二醇、进口乙二醇以及煤生产乙二醇这样的三足鼎立状态存在。

乙二醇(EG)是重要的有机化工原料之一，其中大部分用于生产防冻剂和聚酯纤维，此外还可用于生产不饱和聚酯树脂、增塑剂、润滑剂、非离子表面活性剂和炸药等，用途非常广泛。

乙二醇是一种重要的工业原料，其生产发展很快。但从总体上看，世界乙二醇生产量和生产能力已呈现出过剩的趋势，未来全球乙二醇行业的发展将在很大程度上取决于亚洲和中东地区的发展。

在我国，当前乙二醇生产能力较小，生产量较小，技术相对落后，生产成本相对较高，在全球市场中缺乏竞争力。山东玉皇化工有限公司是我国有名化工企业之一，生产众多化工产品，在此建设生产乙二醇分厂，一方面利用总厂资源、能源与原料，省时省力，另一方面将会给企业带来极大福利，更带动菏泽及周边地区的经济发展。

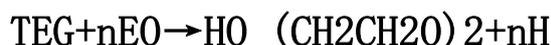
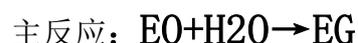
#### 1.4 乙二醇生产技术现状及进展

EG 的生产方法分为石油路线和非石油路线，石油路线是把乙烯作为原料，经环氧乙烷，制取乙二醇；非石油路线则是以生物基资源或者合成气为原料合成 EG，当下，世界上主要以石油路线生产环氧乙烷。石油路线主要有两种：一种是当下比较受各大生产商欢迎的，由原油，经石脑油，经乙烯经环氧乙烷，生产乙二醇，这种方法的产能占全世界总生产能力的 80% 左右；另一种路线是加拿大和中东地区普遍采用的经乙烷，到乙烯，到环氧乙烷，生产乙二醇的路线，生

产能力仅仅占 20 %左右。陶氏 Dow 3, SD 公司, Shell 公司等三家公司垄断世界上通过乙烯为原料生产环氧乙烷/乙二醇总生产能力的 90 %以上。非石油路线主要以煤或者天然气为原料合成环氧乙烷, 这种方法首先合成合成气, 再用合成的合成气通过间接合成法或直接合成法制取环氧乙烷, 目前各国把通过合成气合成环氧乙烷技术作为重要的研究方向, 而且取得了一定的进展, 但除我国煤制环氧乙烷外, 都处于实验室阶段, 尚未工业化。

#### 1.4.1 石油路线-环氧乙烷水合法

在国内, 目前乙二醇工业化生产主要采用 EG 通过直接水合的生产路线, 这种技术被英荷 shell 公司, 美国 Halcon-SD 公司, 和美国 UCC 三家公司垄断。主要的反应是环氧乙烷和水之间发生取代开环反应得到乙二醇; 副反应是生成的乙二醇(亲核试剂)能够接着和环氧乙烷发生反应得到二乙二醇(DEG), 紧接着 DEG 依然能够和环氧乙烷发生反应得到三乙二醇(TEG)。具体的反应方程式如下。



直接水合法是把水和 EG 按 (20~25) : 1 (摩尔比) 混合得到混合溶液, 并且置于管式反应器中在 190~220 °C、1.0~2.5MPa 的条件下发生反应。通过这种方法 EO 的转化率能够达到 100%, 环氧乙烷的选择性在 89%~90%左右, 二乙二醇的选择性约在 9%左右, 三乙二醇的选择性则小于 1%, 除此之外还会生成极少的聚乙二醇。相比目前乙二醇收率已经能达到 99% 以上的先进的环氧乙烷水合装置, EG 的单耗能够达到 10%。

#### 1.4.2 煤路线

非石油路线可采用煤或者天然气为原料, 制得合成气(CO+H<sub>2</sub>)后, 再通过直接合成法或者间接合成法最终制得乙二醇。我国在 20 世纪 80 年代就提出了用合成气制备乙二醇技术的开发, 随着石油价格的不断上涨, 煤化工发展步伐明显

加快，在合成气制乙二醇技术方面也有新的突破。

#### 1.4.2.1 合成气制乙二醇

正是因为受到石油资源供应紧缺的影响，所以人们开始广泛关注和研究煤路线生产乙二醇，其中较有发展前景的技术方法是以甲醛和合成气作为原料制备乙二醇。

以甲醛为原料合成乙二醇的方法有很多：甲醛电化加氢二聚法、甲醛氢甲酰化法、甲醛二聚法等。在本质上来说这些方法都属于通过合成气间接的生产乙二醇。多聚甲醛或三聚甲醛为甲醛氢甲酰化的甲醛来源，以贵金属铑等作为催化剂，成本高，离实现工业化还有一定的差距。合成气的原料是天然气、煤和石油残渣，资源丰富，价格便宜。从原料选择的经济合理性及我国的能源结构组成方面综合考虑，通过合成气合成乙二醇的办法最适合我国现状。当前通过把合成气作为原料生成乙二醇的方法可归纳为直接合成法和间接合成法。2300C 的条件下进行液相反应，获得 EG 选择性为 70%~80%，时空收率达 416g / (Lcat·h)。

由于反应条件比较苛刻，副产物甲酸酯较多，EG 的收率和选择往往较低，难以实现工业化。当前，通过合成气直接生产乙二醇的技术仍只处于实验室阶段。

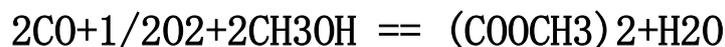
#### 1.4.2.2 合成气经草酸二甲酯间接合成乙二醇

合成气利用间接的生产乙二醇的方法，就是利用一氧化碳 CO 偶联生成草酸二酯，再通过草酸二酯催化加氢合成乙二醇，是近年来被公认为经济性和技术性较好的一种工艺流程。这种方法在我国上世纪八、九十年代得到了广泛的重视，被国家化工部和科技部列为“八五”重点攻关项目，由国内几家著名研究单位开展了合成气经草酸二酯合成乙二醇的研究，显示了良好的应用前景。合成气法制乙二醇工艺核心技术包括 CO 气相偶联合成草酸二甲酯和草酸二甲酯加氢制乙二醇两个关键过程。

#### 1.4.2.3 草酸二甲酯气相法制备乙二醇

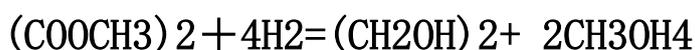
CO 气相偶联合成草酸二甲酯的方法在国内受到广泛关注，中科院成都有机化学研究所、中科院福建物质结构研究所、浙江大学、天津大学等的科研人员均

深入研究了 CO 气相偶联合成草酸酯的反应，使用的催化剂为活性组分钨负载在  $\alpha$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>、 $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>、硅石、活性炭、硅藻土、沸石分子筛载体上。有报道表明，宋若钧等人对载体效应研究结果为以  $\alpha$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 最好，然后是炭毡和分子筛，而孔细且比表面积大的活性炭及  $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 不适合选用做该过程催化剂载体，这是由孔结构具体分布对催化剂活性金属组分的分散度及反应中气体内扩散影响决定的。草酸二甲酯制备的化学反应主要有两步。第一步为在催化剂的作用下，一氧化碳 CO 与亚硝酸甲酯反应生成草酸二甲酯和一氧化氮 NO，也叫偶联反应；第二步为偶联反应生成的一氧化氮 NO 与甲醇和氧气反应生成亚硝酸甲酯，也叫再生反应，生成的亚硝酸甲酯将返回偶联过程循环使用。总反应式如下：



#### 1.4.2.4 草酸二甲酯加氢制乙二醇

草酸二甲酯加氢生产乙二醇的工艺主要有两种，一是液相均相加氢法，这种方法是把钨等重金属作为催化剂，二是液相加氢法或者非均相气相为主的以铜基作催化剂。其中均相液相加氢工艺需在高压的条件下才能够进行，同时分离回收产品比较困难，故人们更愿意通过用负载型的催化剂实施气相催化加氢。有研究表明，使用 Cu / SiO<sub>2</sub> 催化体系产品收率较高，乙二醇选择性较好。草酸二甲酯的加氢反应是一个串联反应，首先 DMO 加氢生成中间产物乙醇酸甲酯(MG)，MG 再加氢生成乙二醇，总反应、主反应方程式为：



## 1.5 工艺路线的选择

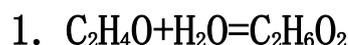
### 1.5.1 反应精馏的介绍

反应精馏 (reactive distillation, R D) 是指在一个反应精馏塔中将化学反应和产物分离进行耦合的新型单元操作，普遍认为是化工过程强化和革新传统工艺的代表性技术。据统计，到目前为止运用了反应精馏技术成功的生产了 150 多种化工产品，而且有越来越多的产品在已经被证明可以采用该技术生产。

在反应精馏研究范围内, ciric 等最早提出在反应精馏塔中以水和环氧乙烷为原料生产乙二醇。运用混合整数非线性规划法对反应精馏塔的操作条件进行优化, 结果显示, 当环氧乙烷和水的摩尔比为 1:1 的时候, 环氧乙烷和水能够完全反应生成乙二醇, 乙二醇对环氧乙烷的选择性能够达到 95%, 这充分表明了反应精馏技术具有极好的优越性。在后期的二十多年的发展中, 研究者们在各个方面对乙二醇反应精馏实施了更加深入的研讨, 其中主要有模型化、动力学分析、操作与控制、系统优化等等。这些均体现了通过反应精馏操作技术制乙二醇的突出优越性, 同时为反应精馏技术工业化实施打下了坚实、重要的基础。

环氧乙烷水合反应放出热量极大, 故采用此方法还有一个优越性在于可以将反应所产生的大量的热再用于精馏, 来实现热量的内部集成和耦合 [ 1 ] 且节约能源。Haung 等对 EG 反应精馏过程的综合和优化问题进行了深入研究, 认为提高系统热力学效率并实现更大的能量集成主要在于合理设置反应段的位置、改变原料的进料位置、优化持液量等。但是, 这些方法的本质是仅反应条件进行了优化, 也就是优化反应工段上各级产物生成量和原料转化量, 并不是直接贡献反应热。Jana 等提出了在乙二醇反应精馏系统中采用热泵技术, 做出了一个新的能量的集成设计, 即将塔顶蒸汽压缩升温后作为再沸器热源的外部能量。该设计的重点在于提高热泵系统热力学的效率, 然而并没有考虑到乙二醇和环氧乙烷生成二乙二醇的副反应, 也就是没有考虑乙二醇的选择性问题, 违背了反应精馏的本质。为了实现乙二醇反应精馏系统反应热的优化利用和反应—分离—能量更大的集成, 本项目方案提出了一种能量内部集成(或称热耦合)的设计方法, 并利用 Aspen plus 软件模拟对内部热集成的可行性和可能的最大节能效果进行了分析。为乙二醇反应精馏塔的改进设计等提供理论了指导和模型支持。

以环氧乙烷和水为原料合成乙二醇的反应具有竞争—连串特点。在RD中, 将会发生以下两个反应



其中 1 是主要反应, 2 是副反应, 反应在有无催化剂的条件下都可以进行。

本项目方案应用了无催化剂条件下的水合路线,动力学参数由 Ciric 等的数据提供。除此以外,在整个反应体系中,其中四种组分常压沸点相差相对来说很明显, 283.4 K (环氧乙烷)、373.15 K (水)、470.45 K (乙二醇) 和 518.15 K (二乙二醇)。我们正是利用这个明显差异,才能够把生成的乙二醇在精馏塔中移除,促进反应进行,来提高反应的选择性。

综合分析比较,本项目选用以环氧乙烷和水为原料合成乙二醇,反应流程简单,易于控制,基本不产生废液,废固,有利于环保,并且本项目采用反应精馏塔使乙二醇的生产率更高。

### 1.5.2 反应精馏的优越性

传统的化工生产过程中有反应工段和分离工段.这些工段有各自的容器和设备,他们将物质回收循环和能量利用联系在一起.一般情况下,物料进入反应器反应后生成的混合物,其中含有产品和未转化的原料.要得到高纯度的目标产物,还需要将反应后的混合物送至分离装置中进行分离操作,过剩的物料重回系统,循环使用.这种将反应器与分离器分开进行的过程产品收率的,设备投资较大,能耗较高,还会产生大量的副产物。

反应精馏是指化学反应与分离操作可以在操作条件下进行。在这个过程中,化学反应与精馏分离在同一时间进行,以反应促进精馏,以精馏促进反应,二者相互作用,提高反应物的转化率,加快反应反应速率。

反应精馏有以下八大优点:

- 1) 反应和精馏在同一时间进行,可充分有效的利用反应热用于产物中轻组分的气化来减少再沸器的负荷,从而可以节省能源。
- 2) 因为精馏塔和反应器在同一个设备中,因此设备的投资大幅度降低。
- 3) 当乙二醇生成是便会立即被蒸馏出去,所以加快了正反应速率,提高反应物转化率。
- 4) 由于产物能够从反应区被蒸出,使反应区内反应物的浓度一直保持在比较高的水平上,因此加快了反应的速率,生产能力得以提高。

5) 在反应精馏塔中, 各组分的浓度分布总体因相对挥发度决定, 进料组分的浓度对其影响不是很大, 故反应物可以采用低的浓度进料, 使得其中的一些系统内部循环的物流不需要分离和提纯而能够直接使用。

6) 在反应精馏塔中, 反应物的进料浓度不同, 导致主副反应的速率差异, 达到较高的选择性。对于其他工艺中有的反应物过量, 从而需要分离回收的情况, 反应精馏能使原料使用量和能量使用量得到较大的节省。而且通过内比的调节, 可按照理论量反应, 不需要过量。

7) 有些情况下反应物的存在能够改变各系统组分的相对挥发度, 也可以绕过共沸组成, 对于一些相对难分离的物系, 就可以通过反应精馏来获得纯产品。

8) 对于连串反应, 如果中间产物是目标产物, 那么就可以借助于反应精馏来提高目的产物的选择性。

## 1.6 工艺流程介绍

本项目分为三个工段(反应精馏工段; 脱水工段; 精制工段), 其中涉及三个单元得到所需合格产品。

### 1.6.1 反应精馏单元

反应精馏技术概述反应精馏(Reactive Distillation)是在蒸馏技术中一个特殊的领域, 它是蒸馏过程与化学反应相结合的化工过程, 反应精馏概念是从 20 世纪 30 年代到 60 年代初由 Backhaus 提出, 从 20 世纪 80 年代开始, 模拟计算非常活跃, 给优化操作和设计装置提供了有力的工具数学模型, 也由平衡级模型发展到非平衡级模型进而发展到 90 年代末的非平衡池模型, 既能够模拟气相和液相在级上的停留时间分布, 又能够比较准确地描述化学反应和传质分离行为, 是对非平衡级模型的进一步提高和完善, 是很有前途的反应精馏模型。下图为反应精馏工艺流程图。

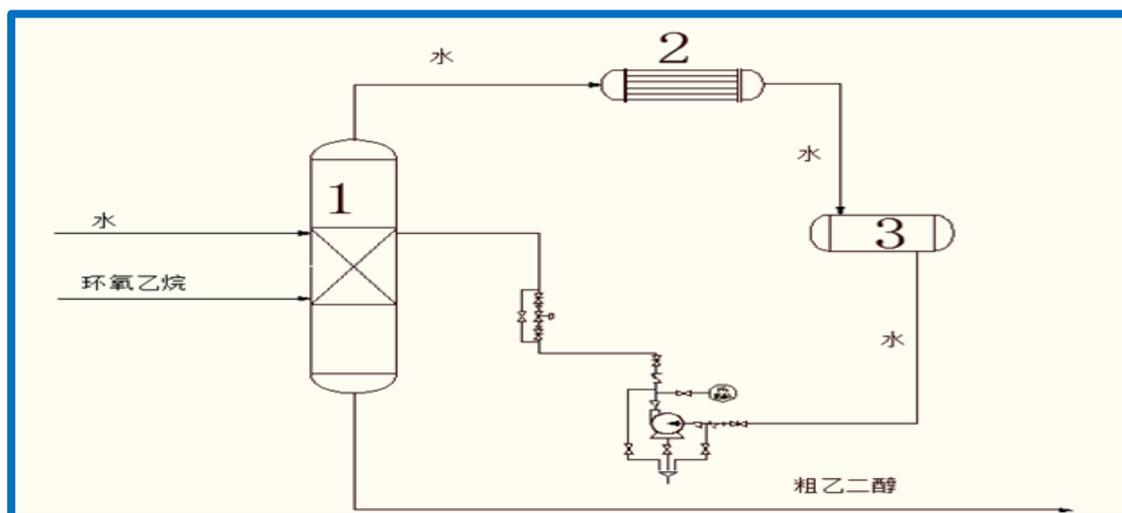


图 2-1 反应精馏工段流程图

1—反应精馏塔；2—冷凝器；3—中间储槽；

来自于环氧乙烷装置的环氧乙烷从界区外罐区经计量后进入本装置的环氧乙烷原料罐。来自于界区外自备罐区的水经过计量后进入本装置中的水的原料罐。环氧乙烷与水分别通过原料进料泵进行加压，加压后的环氧乙烷和水送到反应精馏单元。环氧乙烷与水的摩尔比为 2，通过在线分析仪进行控制。原料预热器由过热蒸汽预热，混合物料通过原料预热器预热，利用温度控制仪将温度控制在  $35^{\circ}\text{C}$  以内，进入反应器。混合物料进反应精馏塔反应段，水从第二块板进行进料，环氧乙烷从第七块板进行进料。保持反应精馏塔的压力为  $1.1\text{MPa}$ 。使环氧乙烷充分反应。出反应精馏塔的水由压力调节阀控制经过冷凝器送至中间储罐。然后作为循环水再送回反应精馏塔。生成的粗乙二醇送入下一工段。

## 1.6.2 脱水单元

脱水工段紧接着反应精馏工段，其目的主要是脱除反应精馏段生成的粗乙二醇中的大部分水分，主要构成是脱水塔，换热器，泵等。下图为脱水工段流程图。

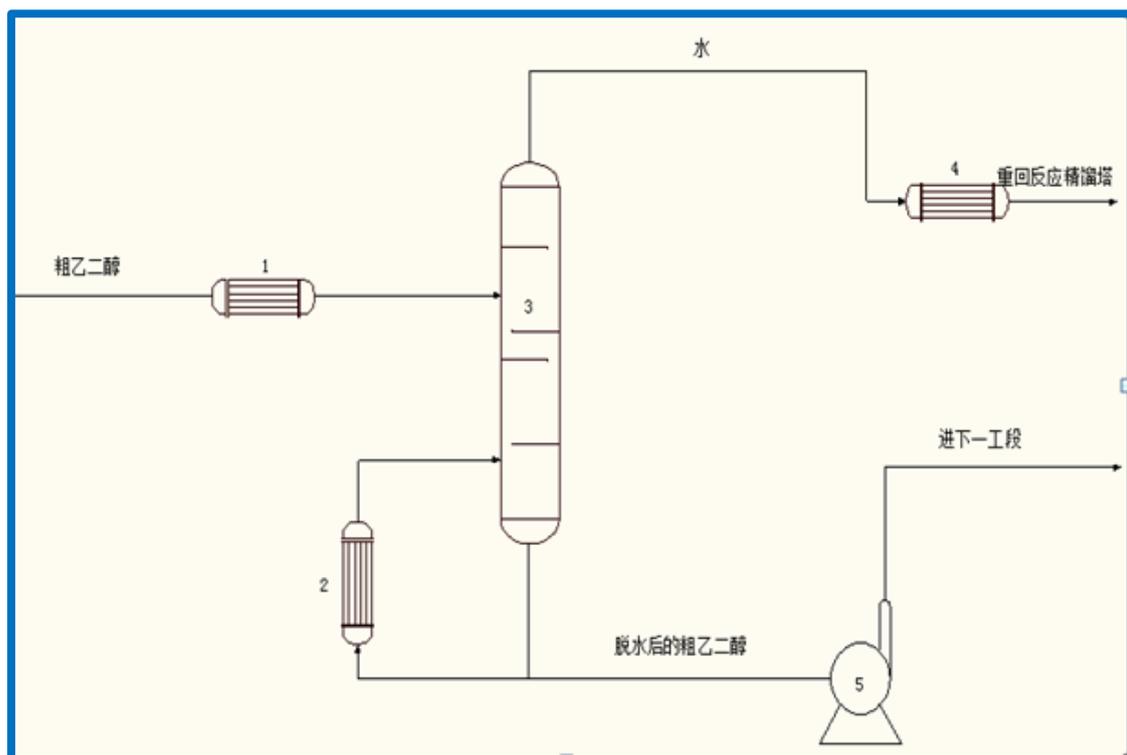


图 2-2 脱水工段流程图

1—冷凝器；2—再沸器；3—脱水塔；4—冷凝器；5—泵

图 2-2 所示为粗乙二醇脱水制造工艺，来自第一工段的粗乙二醇产品进入脱水塔，在第十一块塔板进料，在严格控制条件下的脱水塔（塔内压力为 0.01MPa）内进行精馏脱水，精馏后得到的产品中水的质量分数为 0.0009，分离出来的水从塔顶经冷凝器作为反应物重新回流到反应精馏塔。增加液回收处理是为了回收废气液中的有用组分（水），既增加了产品产量，并且减少了水资源的利用。

### 1.6.3 精制单元

经过脱水之后的粗乙二醇，紧接着进入精制塔，出去乙二醇中掺杂的少量水分。下图为精制工段的生产流程图。

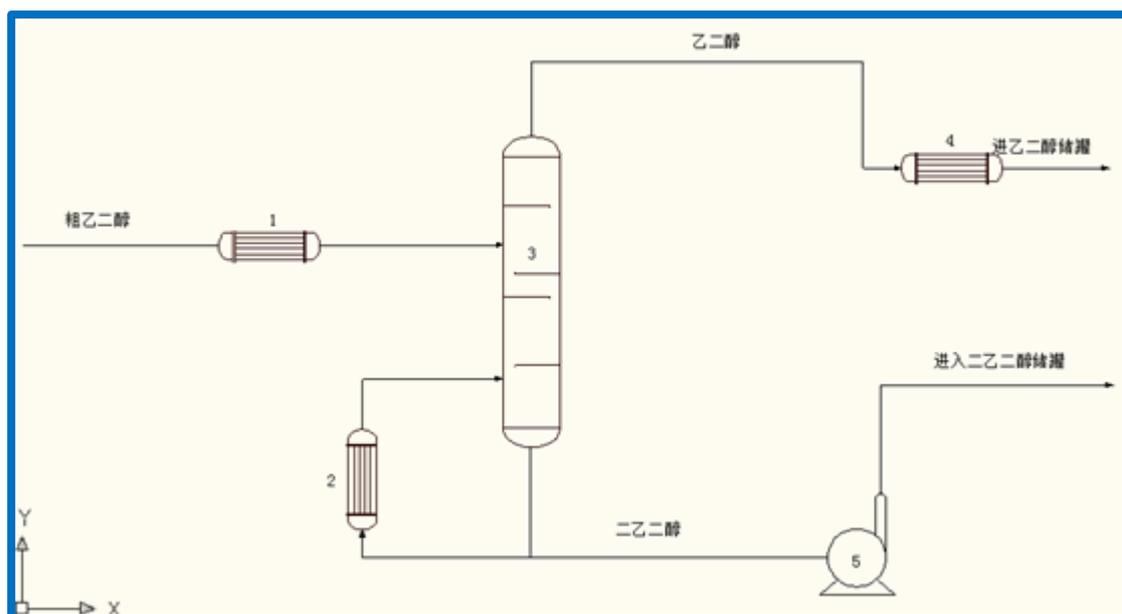


图 2-3 精制工段流程图

1—冷凝器；2—再沸器；3—脱水塔；4—冷凝器；5—泵

从脱水塔塔釜采出的物流进入精制塔，该塔的操作压力同样为  $0.0027\text{MPa}$ ，顶部温度  $45.8^\circ\text{C}$ ，塔底温度  $133.3^\circ\text{C}$ 。从塔顶出来的气相物流经冷凝后进入乙二醇储罐，得到成品乙二醇；二乙二醇从塔底流出后进入二乙二醇储罐，得到副产物二乙二醇。

## 1.7 设计内容与目标

乙二醇的工业用途广泛，但是在面对全球乙二醇生产过剩的情况下，而我国还需大量进口，为解决目前我国乙二醇的市场的缺口，本设计从技术和节能的前提下出发，使用环氧乙烷水合法，生产纯度为  $99.89\%$  的乙二醇，生产规模是 30 万吨/年，设计内容主要包括以下几点：

- (1) 对比传统工艺（六效蒸发工艺），本设计采用流程短、工艺简单、高转化率的反应精馏工艺；
- (2) 在保证高转化率的情况下，研究反应精馏塔的操作条件，通过调优设计，得到最佳操作条件；
- (3) 对乙二醇工艺中的蒸发塔和精制塔进行研究，采用 aspen plus 软件对过

程进行模拟，得到最佳工艺条件；

(4) 对整个工艺的用能进行设计并优化；

## 1.8 辅助设计软件

在本设计中，应用了如下设计软件：

- 1) 用 Aspen Plus 软件进行流程模拟以及工艺优化；
- 2) 用 Auto-CAD 软件化工制图；

## 第二章 流程模拟

### 2.1 设计任务说明书

设计任务:年产 30 万吨乙二醇工艺设计。

原材料:以环氧乙烷为原材料,加压水合制乙二醇。

设计组分:环氧乙烷,水,乙二醇,二乙二醇。

分离要求:精制乙二醇质量含量 $\geq 99.9\%$ 。

物料计算:(本设计划分为三条生产线,每条生产线年产 10 万吨乙二醇)根据设计任务年产 30 万吨精乙二醇质量百分比 $\geq 99.89\%$ ,环氧乙烷进料中环氧乙烷含量 90.0%,每年按 300 工作日计算,则每小时精乙二醇产量为:

$$\frac{100000000}{300 \times 24} = 13889\text{kg/h}$$

依据物料守恒,乙二醇选择性为 0.923,甲醇转化率为 100%,则每小时所需纯环氧乙烷为:

$$\frac{13889 \times 44}{62} + \frac{13889 \times 0.077 \times 44}{0.923 \times 64} = 10654\text{kg/h}$$

过程原料损耗与原料比为 0.01,则所需环氧乙烷水溶液进料量为:

$$\frac{\{10654 \times (1 + 0.01)\}}{0.9} = 11957\text{kg/h}$$

进料所需工艺水按工艺要求与环氧乙烷水溶液摩尔之比为 1:1,则水流量为:4891.5kg/h。

### 2.2 物性方法的选择

模型所采用的物性计算方法主要根据该体系的热力学特点有针对性的进行选择。对于非极性体系应该选择状态方程法,对于极性体系应该选择活度系数方法。常见的活度系数方法有 UNIFAC、UNIQUAC、WILSON、NRTL 等以及基于这些方法

而衍生出来的方法。状态方程方法有 RK—Soave、PENG—ROB 以及基于这两种方法而衍生出来的方法。

乙二醇的生产设备涉及到环氧乙烷与水的反应、乙二醇浓缩以及乙二醇精制,针对环氧乙烷与水的反应以及乙二醇浓缩精制等的热力学特点,采取的热力学方法为 UNIFAC 方程。本工艺共有三组主要设备,即为反应精馏塔、乙二醇脱水浓缩塔以及乙二醇精制塔。我们采用先对各塔进行初步模拟,并进行优化,后再对整体工艺进行流程模拟,最后得到操作条件以及工程能耗。

## 2.3 反应精馏的模拟与优化

### 2.3.1 反应精馏涉及的反应

环氧乙烷加压水合制备乙二醇的主要反应如下所示:

主反应: 在液相中,水和环氧乙烷发生反应得到乙二醇的反应被称为水和反应,可用如下化学反应方程式来表示:



副反应: 环氧乙烷在发生水合反应之后,与生成物乙二醇发生反应得到二乙二醇:



上面两个反应的速率方程均都可以用阿伦尼乌斯方程表示,反应速率方程如表 2-1 所示。

表 2-1 反应速率方程

反应	反应速率 (mol/cm <sup>3</sup> s)	ΔH(kJ/mol)
1	$3.15 \times \exp[-9547/T(K)] \times E_0 \times H_2O$	-80
2	$6.3 \times \exp[-9547/T(K)] \times E_0 \times EG$	-13.1

### 2.3.2 反应精馏塔的设计

在精馏工艺中使用了反应精馏塔,使得化学反应和分离精馏在同一个塔中同时进行,使原本的生产过程变得简单,容易控制,一方面可以节省设备投资,另一方面可以节省能耗。

### 2.3.3 反应精馏塔的模拟

反应精馏塔包括一个塔体和一个冷凝器(全凝器)一个再沸器。本工艺路线使用的反应精馏塔工艺用水的理论进料板是第 12 块板,环氧乙烷的理论进料板是第 7 块板。在模拟中,采用严格蒸馏 RadFrac 模块。反应精馏塔蒸馏出来的水直接作为反应物液相回流到反应塔。画出流程图,如图 2-1 所示。

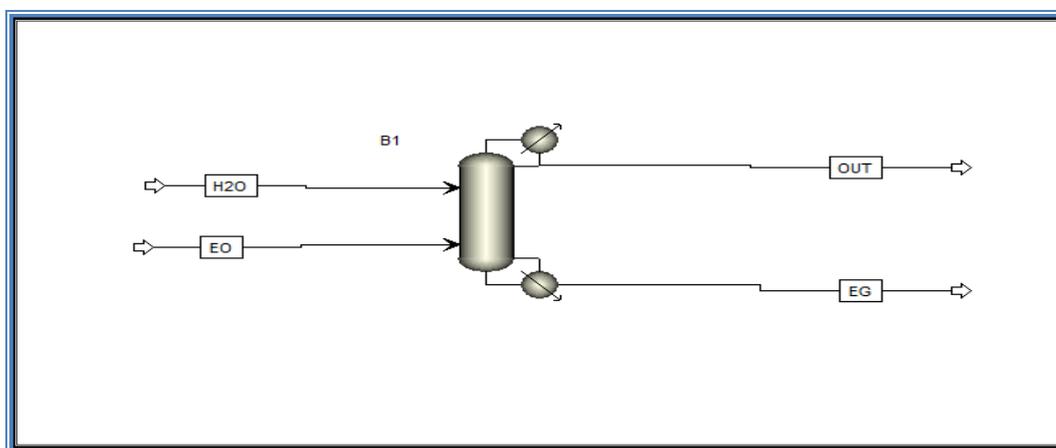


图 2-1 反应精馏塔的模拟

首先在 Aspen 中输入反应过程中所涉及的物料,如图 2-2。

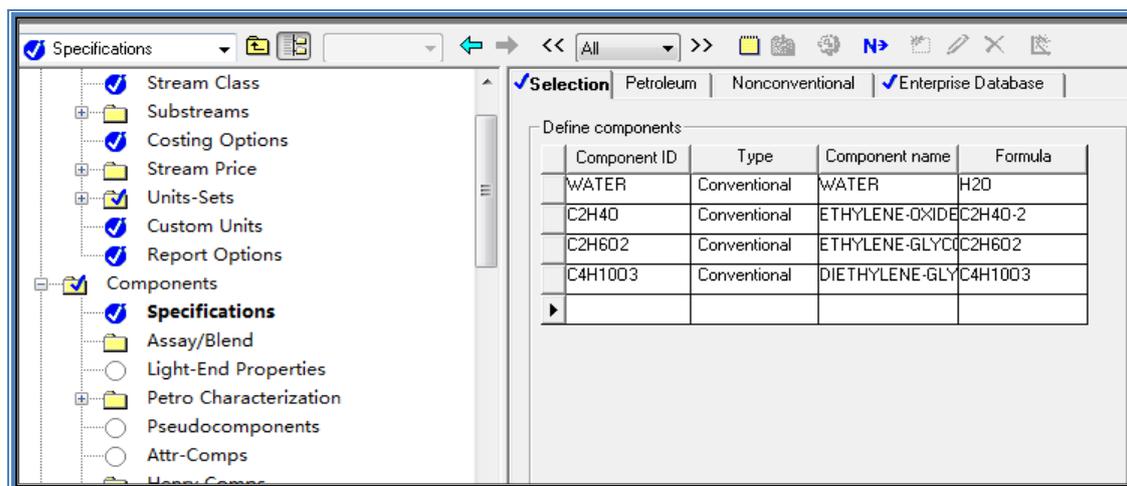


图 2-2 物料参数的输入

选择物性方法 UNIFAC. 如图 2-3.

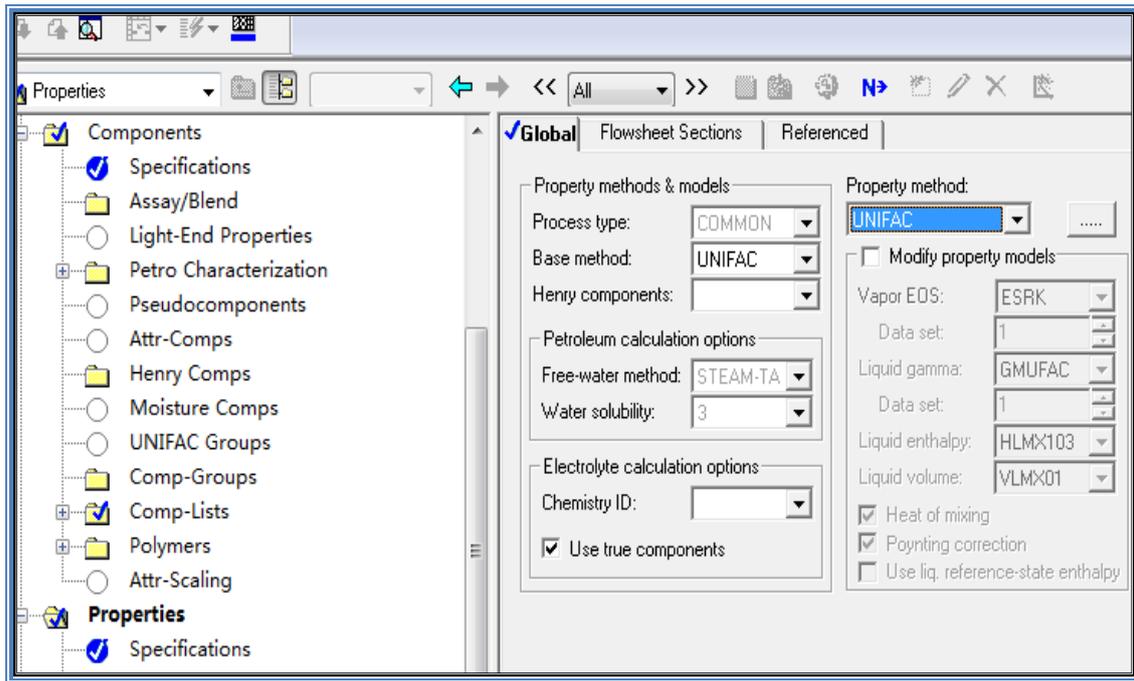


图 2-3 物性方法的选择

输入进料物流水的物性参数, 如图 2-4.

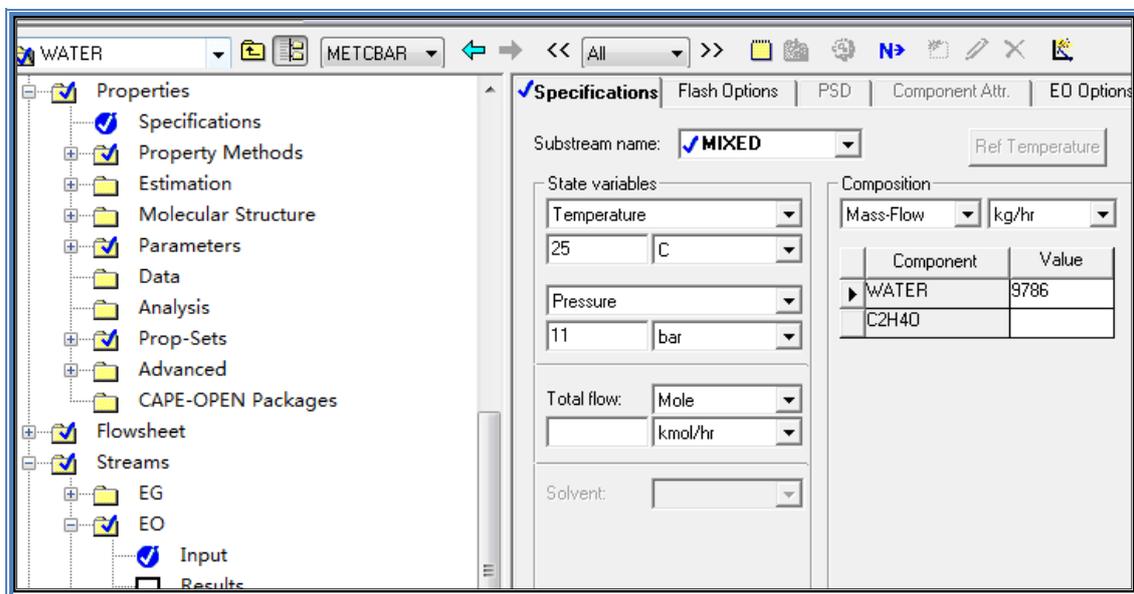


图 2-4 反应物-水的输入

输入进料物流环氧乙烷的物性参数, 如图 2-5.

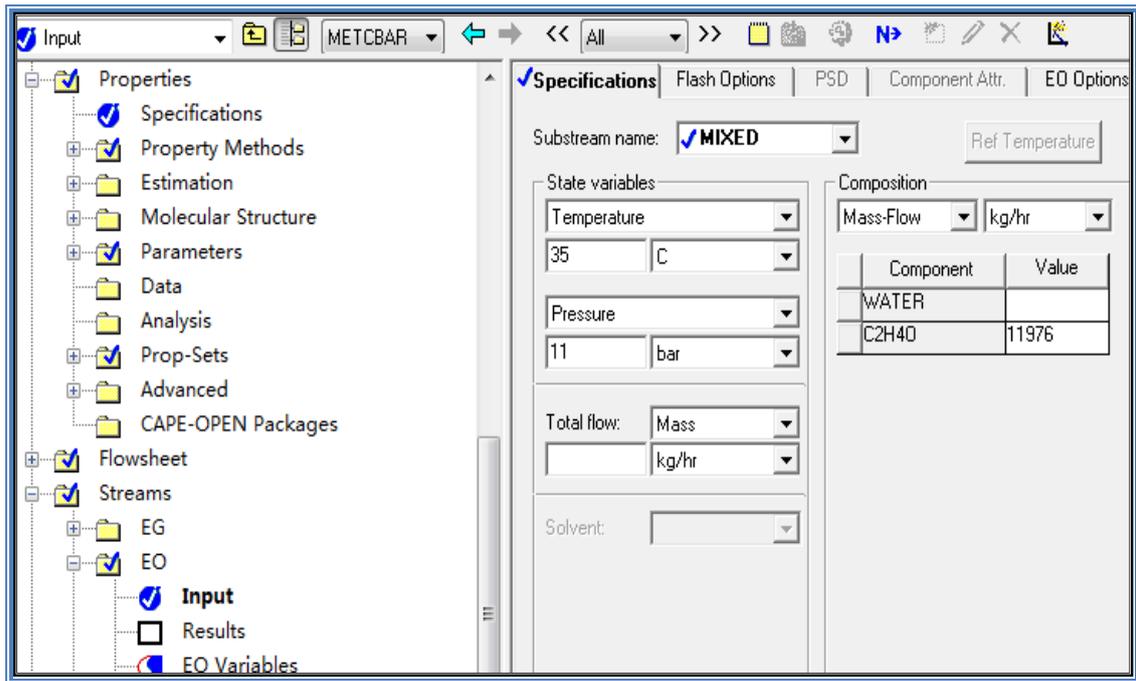


图 2-5 反应物环氧乙烷的输入

设置主塔计算参数。首先输入主塔计算参数，回流比为 18，冷凝器的类型为全凝器，设主塔理论级 13，冷凝器负荷为-55.578MW，如图 2-6

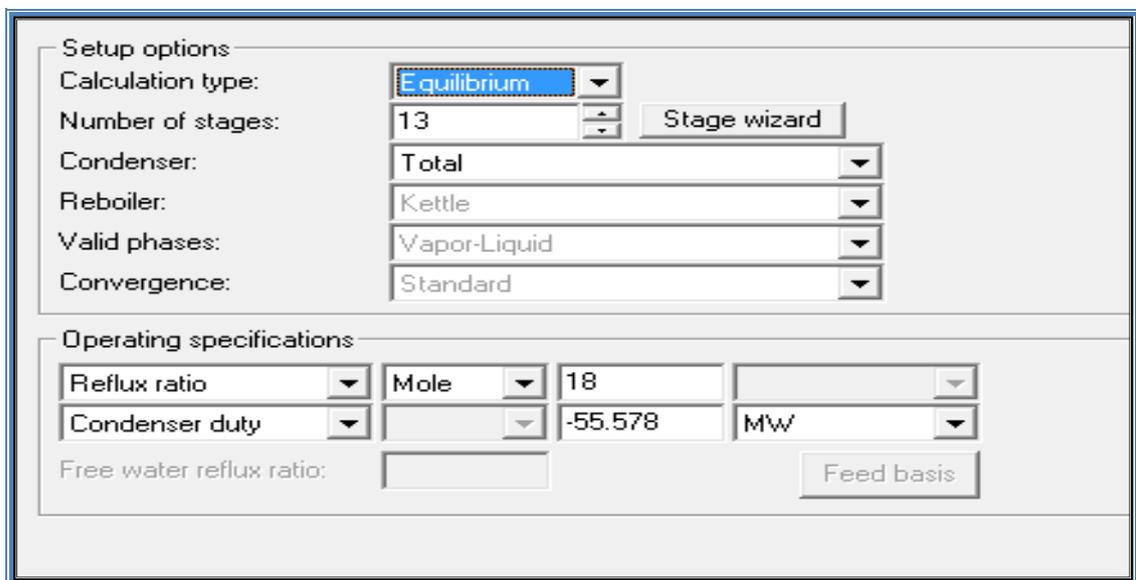


图 2-6 主塔计算参数的确定

设置进料位置：水的进料位置是第二块塔板，环氧乙烷的进料位置第七块塔板，如图 2-7.

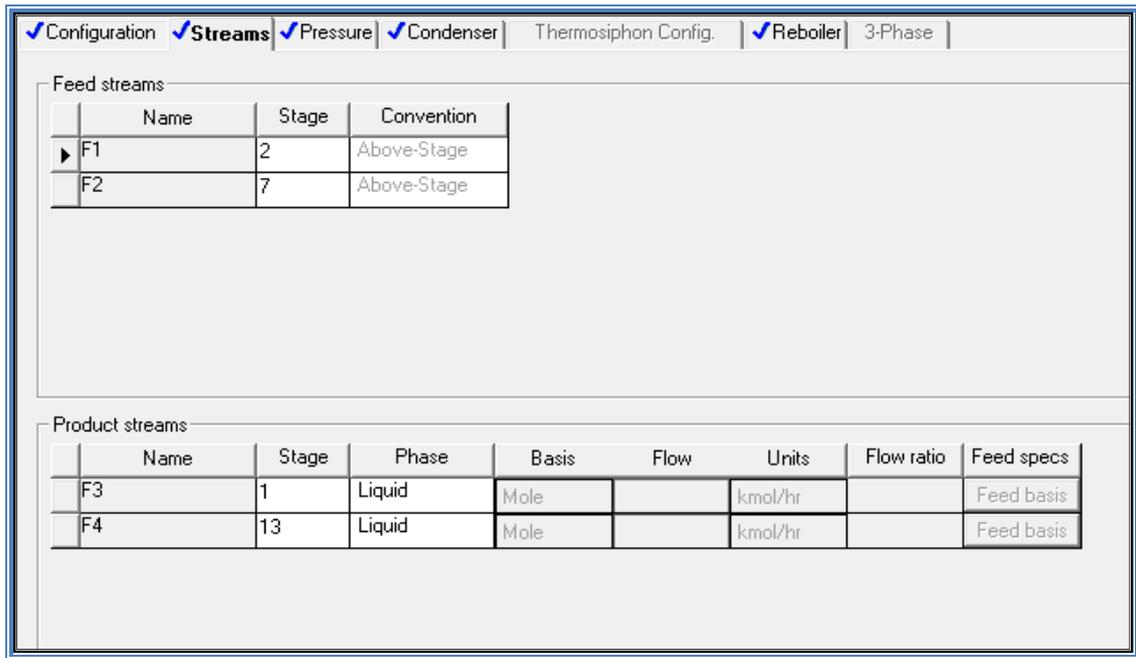


图 2-7 进料板位置的输入

设置全塔的塔压为 10bar，如图 2-8。

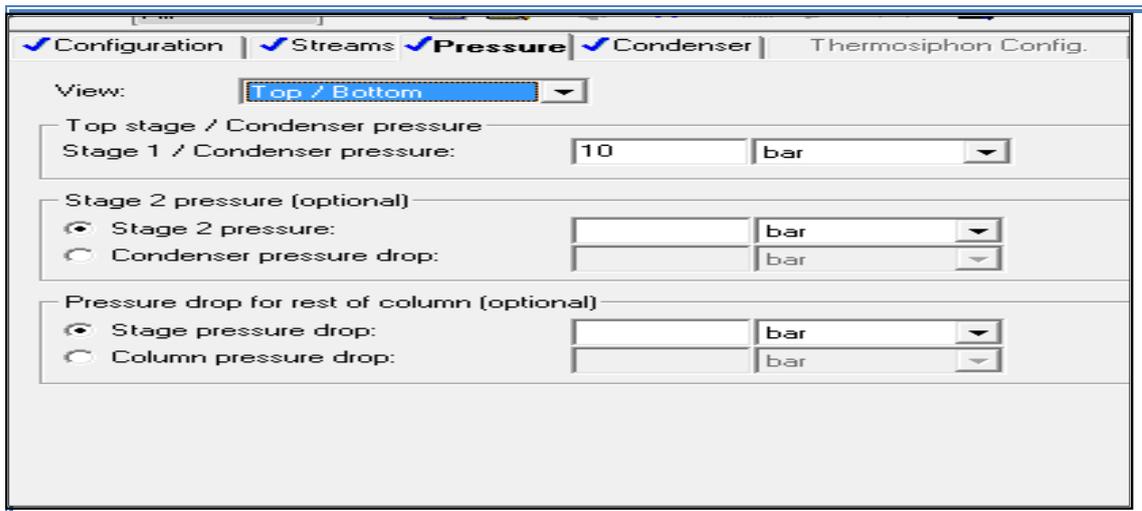


图 2-8 反应精馏塔压力的输入

然后进入 reaction 选项，同时设置反应区域，设置反应区域上的停留时间或存液量，这个参数在反应精馏中非常重要，它决定了在塔板上的反应量，如图 2-9。

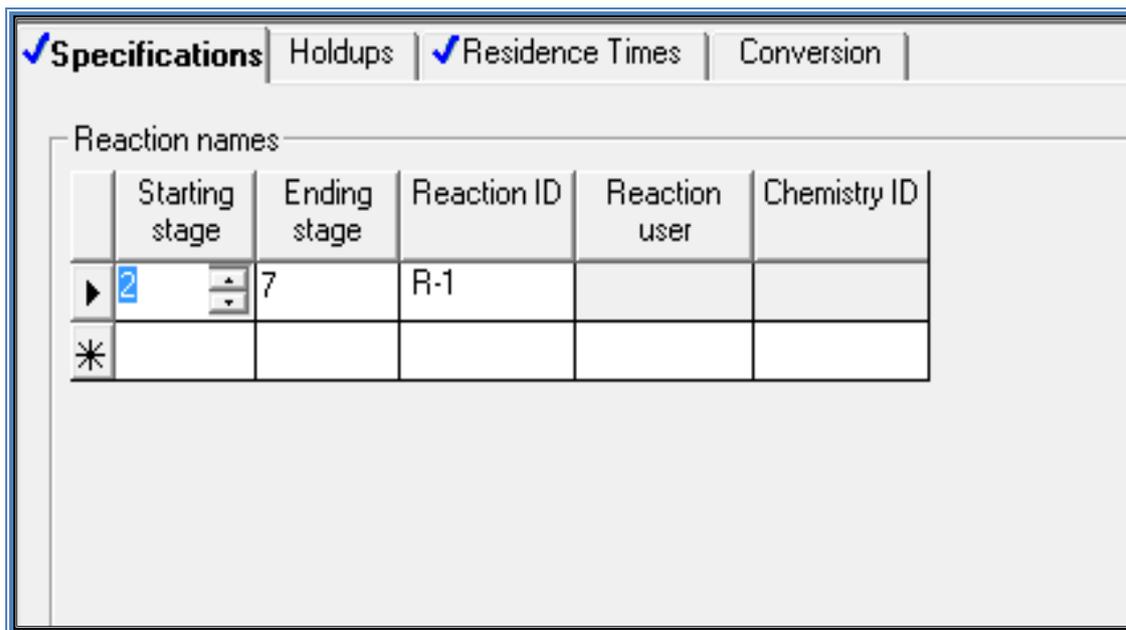


图 2-9 reaction 选项的输入

Reaction 选项停留时间的设置，如图 2-10.

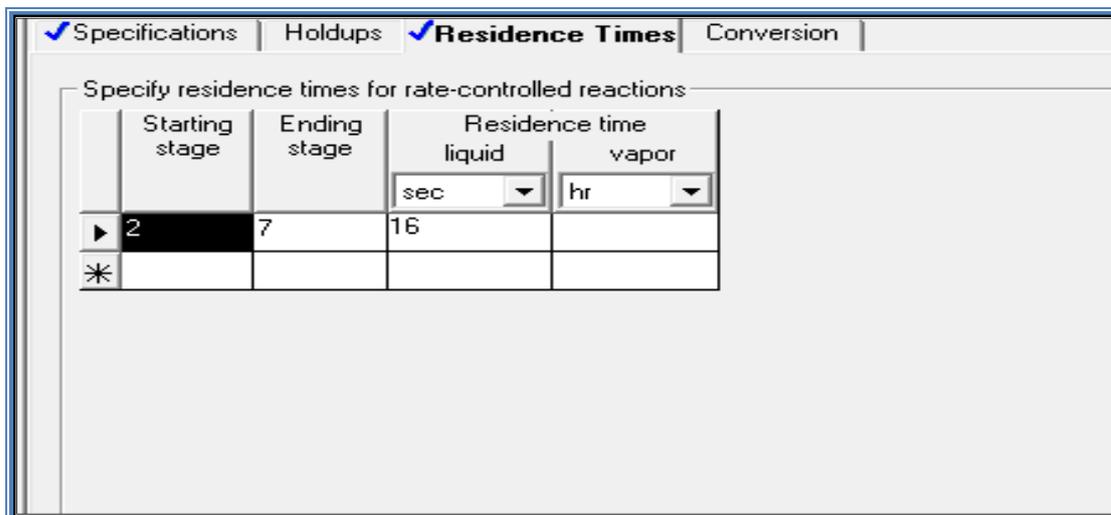


图 2-10 停留时间的输入

然后在 reaction 中添加化学反应方程式，并且设置为动力控制，输入各项参数，Aspen7.2 版本中所给的动力学方程形式并非阿伦尼乌斯方程形式。因此，在这里只要填写目前因子项和活化能项即可，如图 2-11.

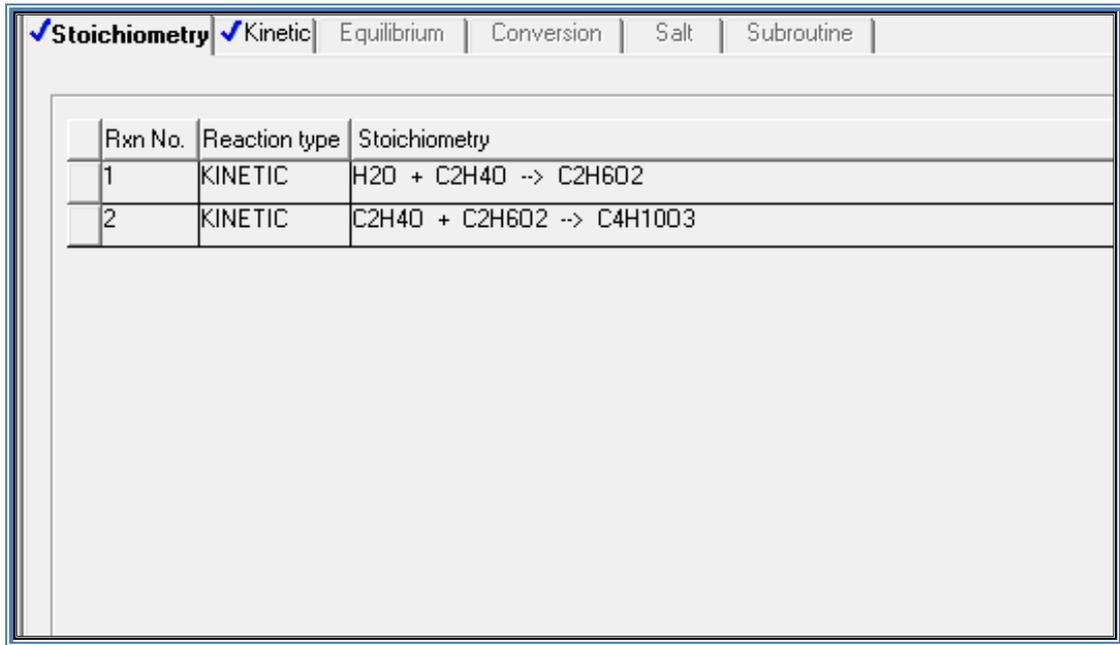


图 2-11 反应方程式的输入

反应方程式动力学参数设置，如图 2-12.

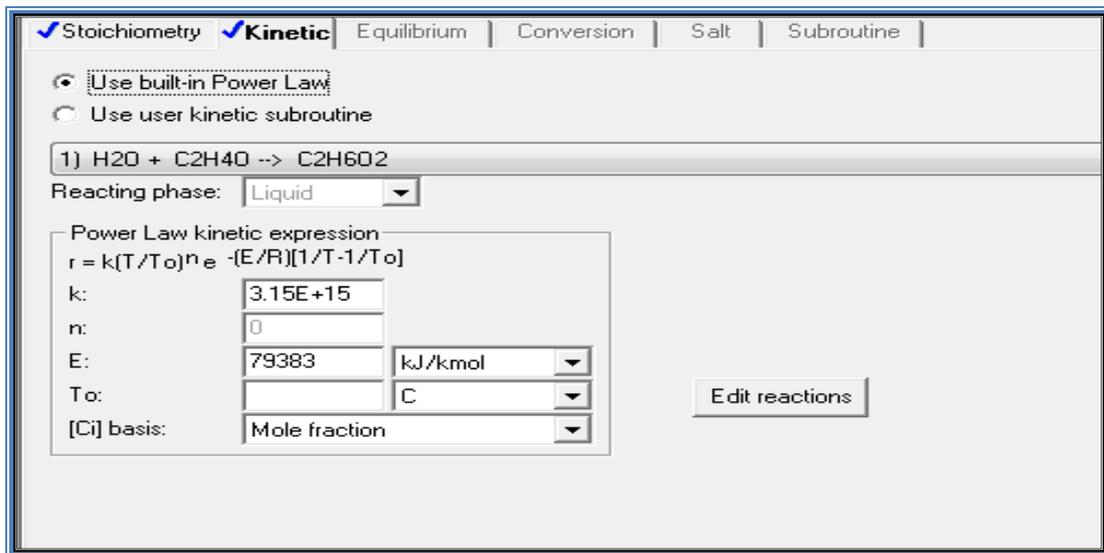


图 2-12 动力学参数的输入

完成上式，即可运行。

## 2.3.4 反应精馏塔各项参数优化

### 2.3.4.1 理论板数的确定

参考辽化工业反应精馏塔的塔板数据，经过模拟，得到了最佳的理论塔板数与乙二醇选择性灵敏度分析结果如图2-13。

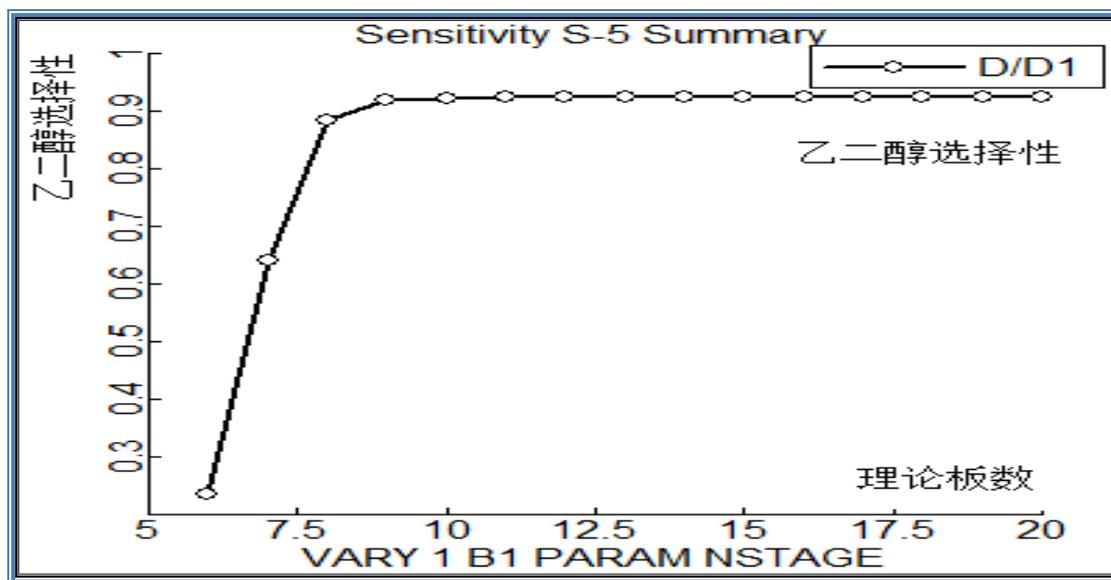


图2-13 理论板数对乙二醇选择性的影响

由图 2-13 可以看出乙二醇的选择性随着塔板数的增加而提高，在十一块塔板时乙二醇的选择性最高，但是考虑到塔板效率的问题，所以反应精馏塔最后选择 13 块塔板。

### 2.3.4.2 进料位置的确定

由图可以得到水在第二块板到第七块进料乙二醇的选择性最高。

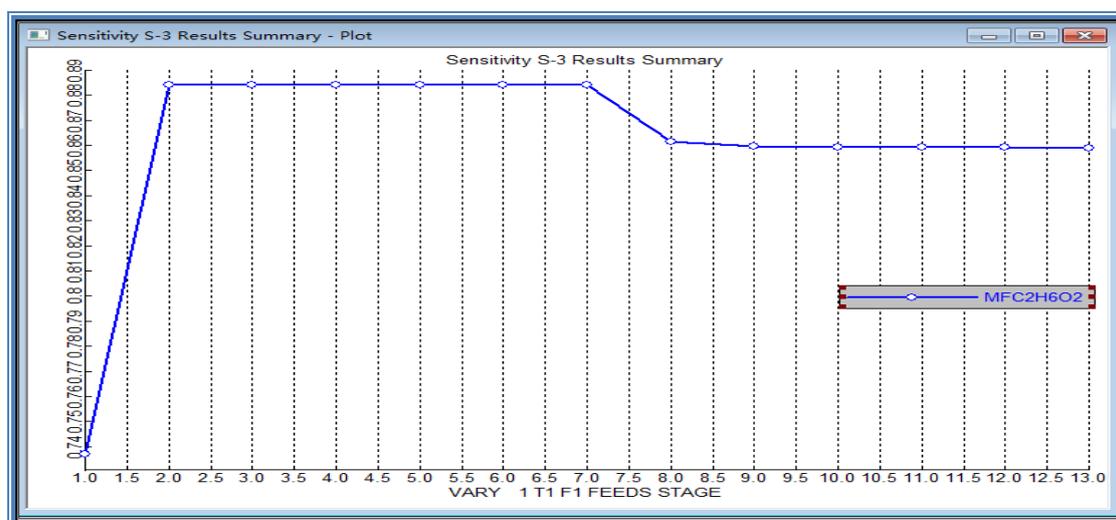


图 2-14 水的进料位置对乙二醇选择性灵敏度分析

下图为环氧乙烷的进料位置对乙二醇选择性的影响

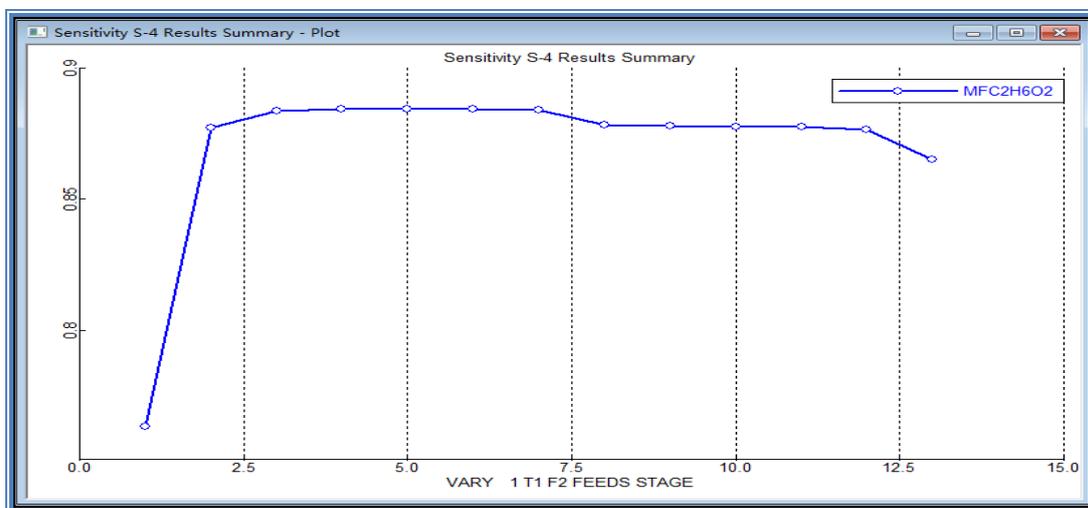


图 2-15 环氧乙烷的进料位置对乙二醇灵敏度的分析

由图 2-15 可以看出乙二醇的选择性在超过第七块塔板时乙二醇的选择性明显降低。因此，我们选择水的进料板位置为第二块，环氧乙烷的进料板位置为第七块塔板。

### 2.3.4.3 回流比的确定

确定其他参数不发生变化，分析回流比对乙二醇的选择性和塔的热负荷的影响，模拟结果如下：

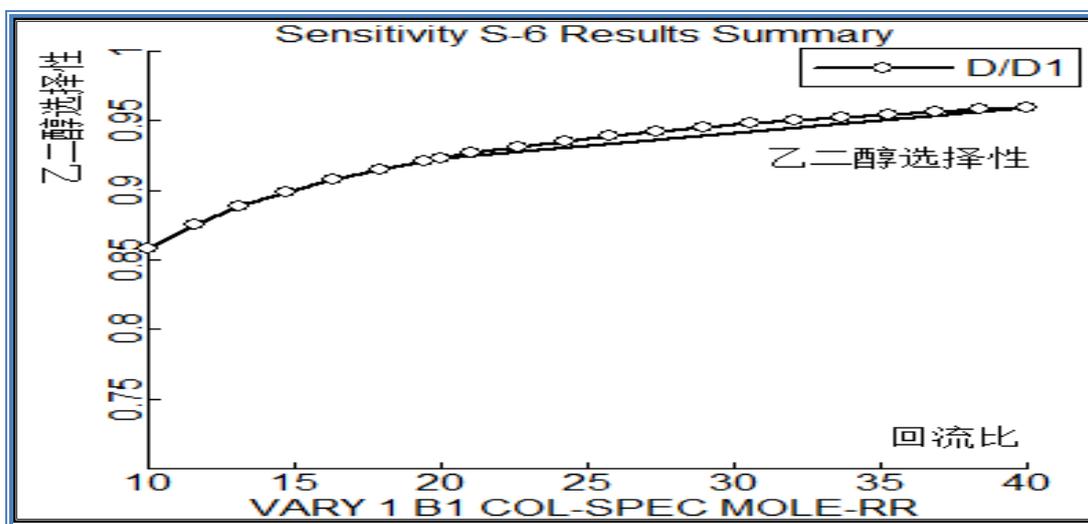


图 2-16 回流比对乙二醇选择性灵敏度分析

从图中可以得到，随着回流比的增加，乙二醇也随之增加，但是增加的越来越缓慢，在 40 时取得最大值为 0.96。

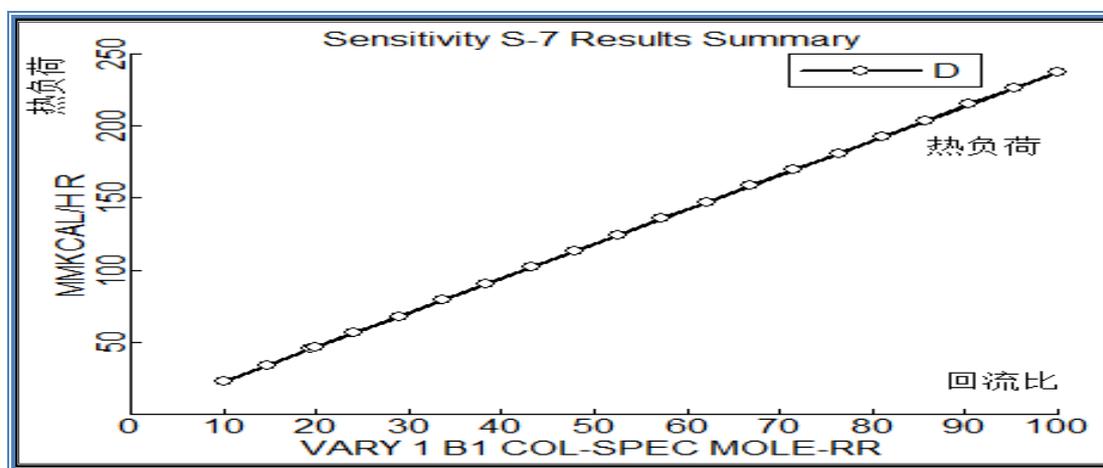


图 2-17 回流比对再沸器热负荷灵敏度分析

图中线的趋势表明，乙二醇的选择性随着回流比呈正比，但是再沸器的热负荷也呈正比急剧增加，综合考虑提高乙二醇的选择性和降低再沸器的热负荷，我们将回流比选定为 18。

反应精馏塔进料温度和塔压降对乙二醇选择性的影响相同，我们也对进料温度和塔的操作压力进行了优化，得到如下结论：

- 1) 水的进料温度在 10 到 70 摄氏度之间时，随着温度的增加，乙二醇的选择性略微降低。
- 2) 环氧乙烷的进料温度在 10 到 70 摄氏度之间时，随着温度的增加，乙二醇的选择性略微降低。
- 3) 由于本塔采用加压操作，即便塔内很小的压力降低并未对反应的选择性产生很大的影响，所以我们采用工业数值 1MPa 作为塔压。

通过以上的优化得出了反应精馏塔的最优操作条件见表 2-2

表 2-2 反应精馏塔优化后的参数。

优化参数	理论板数/块	进料板/块		回流比	进料温度/°C
数据	13	环氧乙烷	水	18	35
		7	2		

依据以上优化参数模拟，最终我们得到反应精馏塔上各塔上操作工况如图 2-18.

Stage	Temperature C	Pressure MPa	Heat duty kW	Liquid from kmol/hr	Vapor from kmol/hr
1	179.976508	1	-55578	5503.38056	0
2	179.976513	1	0	5930.86794	5503.38056
3	179.97658	1	0	5930.85875	5677.31401
4	179.977433	1	0	5930.74088	5677.30481
5	179.988365	1	0	5929.22506	5677.18694
6	180.129008	1	0	5909.24959	5675.67112
7	182.011171	1	0	5303.75187	5655.69583
8	182.026822	1	0	5301.91219	5050.19793
9	182.224827	1	0	5278.77587	5048.35825
10	184.692025	1	0	5042.34023	5025.22194
11	206.468486	1	0	4229.4359	4788.78629
12	259.864934	1	0	4140.38962	3975.88196
13	291.482578	1	52740.3611	253.553937	3886.83568

图 2-18 全塔液相负荷性能图

PFQ Compositions K-Values Hydraulics Reactions Efficiencies				
View:		Liquid		
Basis:		Mole		
Composition profiles				
Stage	H2O	C2H4O	C2H6O2	C4H10O3
1	0.99999999	2.7527E-31	1.0809E-08	1.9634E-10
2	0.99999987	4.2085E-33	1.3149E-07	2.9488E-09
3	0.99999828	0	1.6779E-06	4.6417E-08
4	0.99997794	6.3419E-28	2.1332E-05	7.2859E-07
5	0.99971736	7.1798E-22	0.00027117	1.1465E-05
6	0.9963567	8.371E-16	0.00345649	0.00018681
7	0.94959181	1.2586E-09	0.04572077	0.00468740
8	0.94920961	5.2945E-11	0.04610842	0.00468196
9	0.94436708	2.2684E-12	0.05097580	0.00465711
10	0.88550564	1.1843E-13	0.10959472	0.00489964
11	0.5202251	1.1829E-14	0.47134656	0.00842833
12	0.12892745	1.3186E-15	0.84281057	0.02826198
13	0.02200486	1.4536E-16	0.88381853	0.09417660

图 2-19 全塔液相组成分布

由图 2-19 可以看出环氧乙烷的转化率为 100%。

由图 2-19 绘制出全塔液相组成曲线。

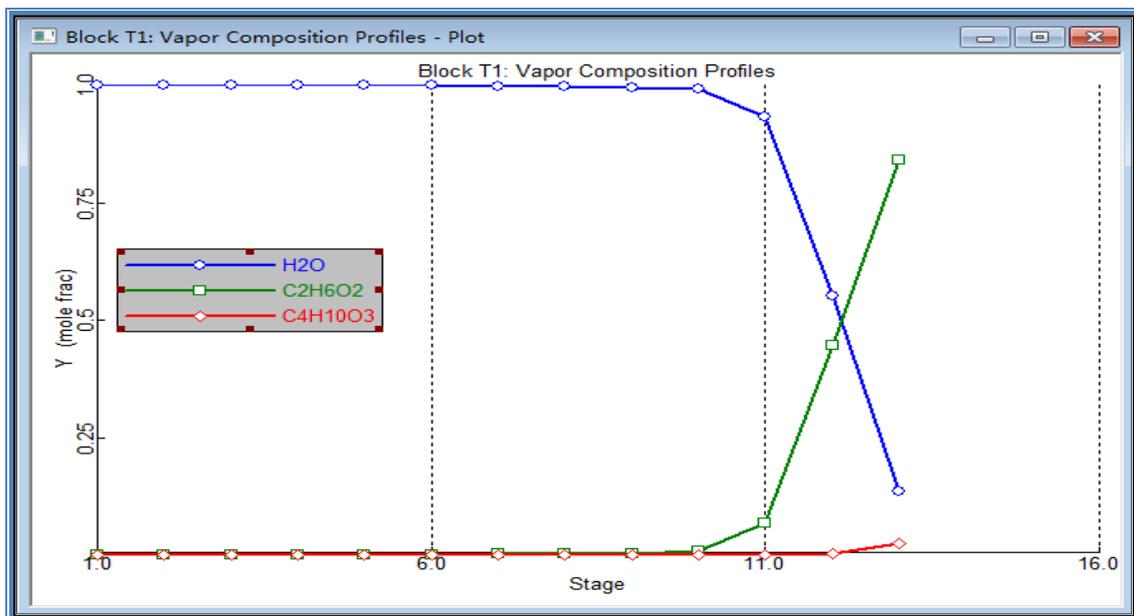


图 2-20 为反应精馏塔全塔液相浓度分布图

反应精馏塔全塔液相浓度图表明，全塔由塔顶至塔底水的摩尔浓度降低，并且产物摩尔浓度升高，由于环氧乙烷含量在塔内比较少，可以看出反应进行的比较迅速和彻底，同时液相流量趋势符合精馏塔的规律，所以全塔操作比较稳定，并且各塔板分离效果比较明显。

## 2.4 乙二醇脱水塔的设计

### 2.4.1 脱水塔的简捷计算

脱水塔的进料为反应精馏塔的出料，其物料组成为含乙二醇 13909.269kg/h，含水 100.515kg/h，含二乙二醇为 2534.062kg/h。脱水塔采用减压操作，操作压力参考工业数值，塔顶塔底压力都为 0.1bar。

我们首先采用简捷算法对过程进行模拟得到初始值，计算模型采用 DSTWU，模拟流程如下图 2-21：

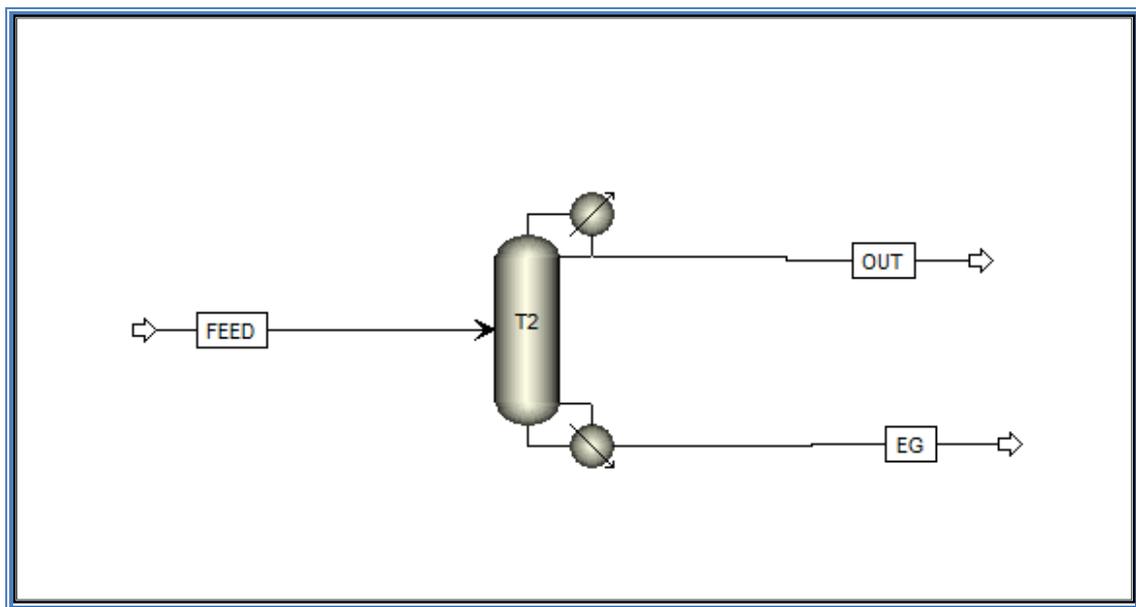


图 2-21 简捷计算模拟流程图

首先输入进料物流的流量，如图 2-22.

Substream name: **MIXED** Ref Temperature

State variables:

Temperature: 48.9 C

Pressure: 0.019 MPa

Total flow: Mole / kmol/hr

Solvent:

Composition:

Mass-Flow: kg/hr

Component	Value
WATER	100.515
C2H6O2	13909.269
C4H10O3	2534.062

图 2-22 脱水塔进料组成

设置塔压为 0.1bar，回流比为最小回流比的 1.42 倍，模拟的要求是轻关键组分水在塔顶的回收率不小于 99.9%，而重关键组分乙二醇的回收率不大于 0.001%。如图 2-23。

Column specifications:

Number of stages: 21

Reflux ratio: -1.42

Pressure:

Condenser: 0.1 bar

Reboiler: 0.1 bar

Key component recoveries:

Light key: WATER, Recov: 0.999

Heavy key: C2H6O2, Recov: 0.0001

Condenser specifications:

Total condenser

Distillate vapor fraction: 0

图 2-23 参数的设定

设置完成, 开始运行, 运行的结果如图 2-24.

Summary		
Balance		
Reflux Ratio Profile		
Results		
▶ Minimum reflux ratio:	0.08796376	
Actual reflux ratio:	0.12490855	
Minimum number of stages:	5.17605212	
Number of actual stages:	20.9453385	
Feed stage:	11.1788268	
Number of actual stages above feed:	10.1788268	
Reboiler heating required:	1.15850936	Gcal/hr
Condenser cooling required:	0.06516007	Gcal/hr
Distillate temperature:	45.8828198	C
Bottom temperature:	132.495487	C
Distillate to feed fraction:	0.02207128	
HETP:		

图 2-24 乙二醇脱水塔简捷计算结果

### 2.4.2 脱水塔的严格计算

下面我们采用严格算法进行模拟, 我们选取理论塔板数为 21 位置为 10, 回流比为 0.28341764, 塔顶采出流率与进料流率之比为 0.02207128。运行结果如图 2-25.

Summary		
Balance		
Split Fraction		
Reboiler		
Utilities		
Stage Utilities		
View:	Condenser / Top stage	Basis: Mole
Condenser / Top stage performance		
Temperature:	45.8045874	C
Subcooled Temperature:		
Heat duty:	-72.723809	kW
Subcooled duty:		
Distillate rate:	4.73331171	kmol/hr
Reflux rate:	1.34150404	kmol/hr
Reflux ratio:	0.28341764	
Free water distillate rate:		
Free water reflux ratio:		

图 2-25 运行结果

### 2.4.3 反应精馏塔各项参数优化

### 2.4.3.1 进料板位置的优化

在 sensitivity 选项中设置变量和待求量，绘制出进料位置对乙二醇，二乙二醇选择性的影响曲线，如图 2-26。

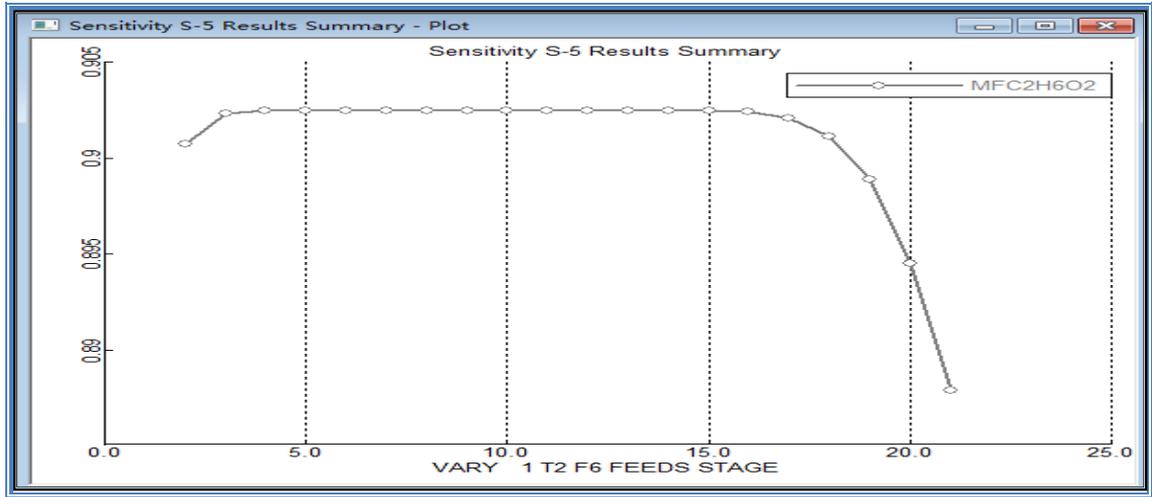


图2-26 进料板位置对乙二醇与二乙二醇总回收率关系曲线

依据图中所显示结果当进料板位置在第4到16板上时，提纯效率都很高，因此选择第11板为乙二醇脱水塔的进料板，如图2-27。

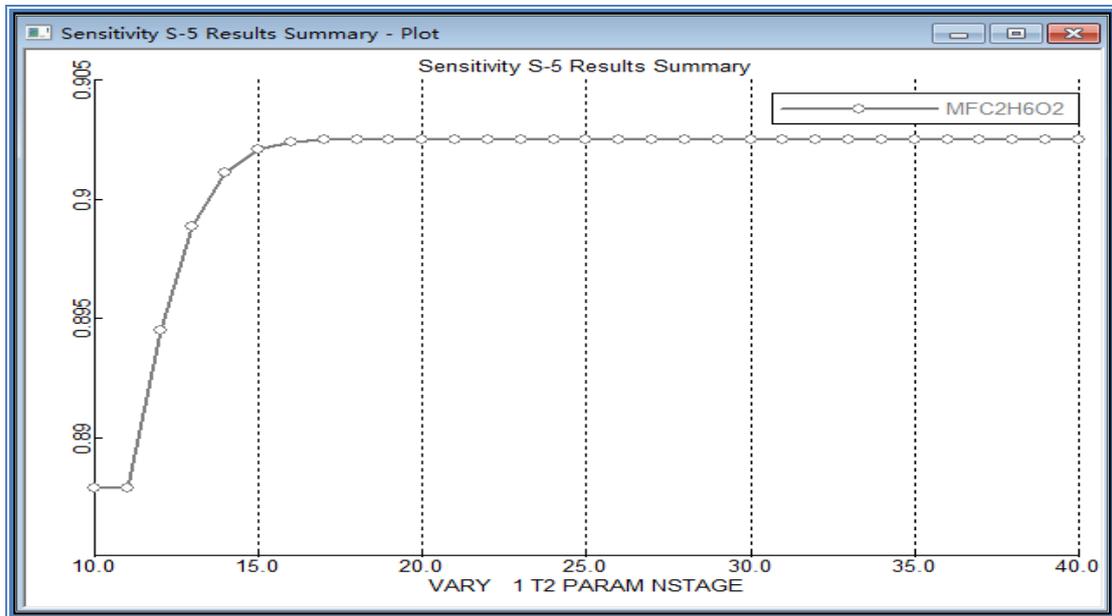


图 2-27 进料板位置的确定

### 2.4.3.2 总板数的确定

然后再对塔板数进行分析，下图为不同塔板上的温度，热负荷等数据。

Stage	Temperature C	Pressure MPa	Heat duty kW	Liquid from kmol/hr	Vapor from kmol/hr
1	45.8045874	0.01	-72.723809	6.07481575	0
2	45.8045874	0.01	0	1.34150404	6.07481575
3	45.8045874	0.01	0	1.34150404	6.07481575
4	45.8045874	0.01	0	1.34150403	6.07481575
5	45.8045884	0.01	0	1.34150382	6.07481574
6	45.8046251	0.01	0	1.34149538	6.07481553
7	45.8060981	0.01	0	1.34115827	6.07480709
8	45.8648826	0.01	0	1.32907136	6.07446999
9	47.9314249	0.01	0	1.17048009	6.06238307
10	68.1731411	0.01	0	0.87358189	5.9037918
11	91.1642678	0.01	0	294.024826	5.6068936
12	91.1641834	0.01	0	294.02551	45.2042006
13	91.165105	0.01	0	294.0225	45.2048849
14	91.1693709	0.01	0	294.025466	45.2018751

图 2-28 塔板数的影响

Stage	Temperature C	Pressure MPa	Heat duty kW	Liquid from kmol/hr	Vapor from kmol/hr
9	47.9314249	0.01	0	1.17048009	6.06238307
10	68.1731411	0.01	0	0.87358189	5.9037918
11	91.1642678	0.01	0	294.024826	5.6068936
12	91.1641834	0.01	0	294.02551	45.2042006
13	91.165105	0.01	0	294.0225	45.2048849
14	91.1693709	0.01	0	294.025466	45.2018751
15	91.1878978	0.01	0	294.026422	45.2048406
16	91.2988185	0.01	0	294.031599	45.2057961
17	91.9688245	0.01	0	294.077751	45.2109733
18	95.5657797	0.01	0	294.636858	45.2571257
19	107.861351	0.01	0	298.932374	45.8162324
20	124.699423	0.01	0	308.773712	50.1117485
21	133.293754	0.01	1090.1677	248.820625	59.9530863

图 2-29 塔板数的影响

根据上图数据绘制出 stage—k-value 曲线，显示水；乙二醇；二乙二醇的 k-value 随塔板数的变化而变化，如图 2-30。

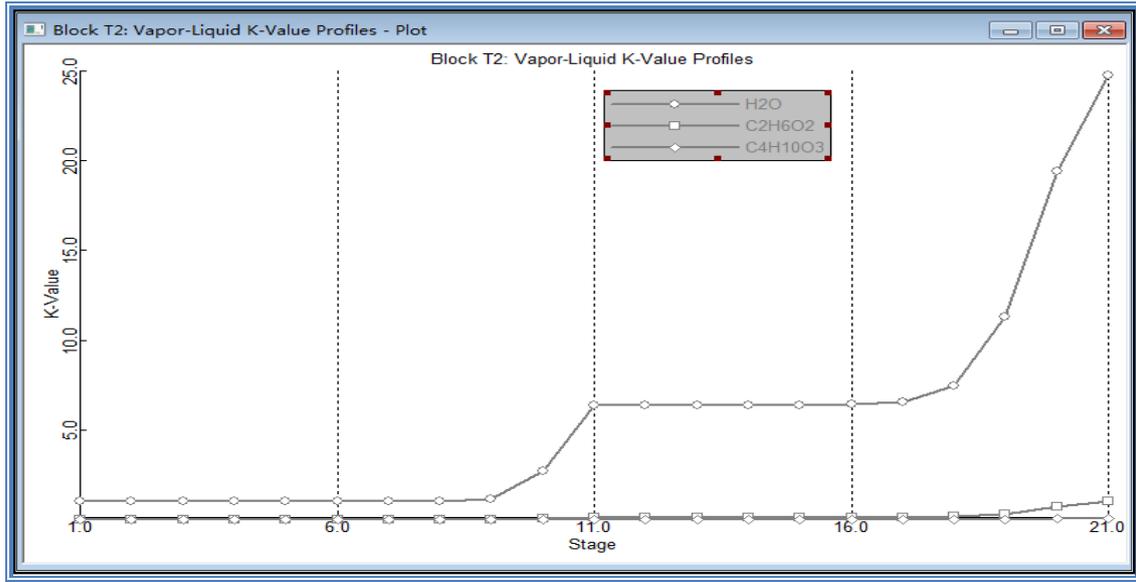


图 2-30 stage—k-value 曲线

### 2.4.3.3 进料温度的优化

进料温度对模拟计算结果也有很大影响，见下图。

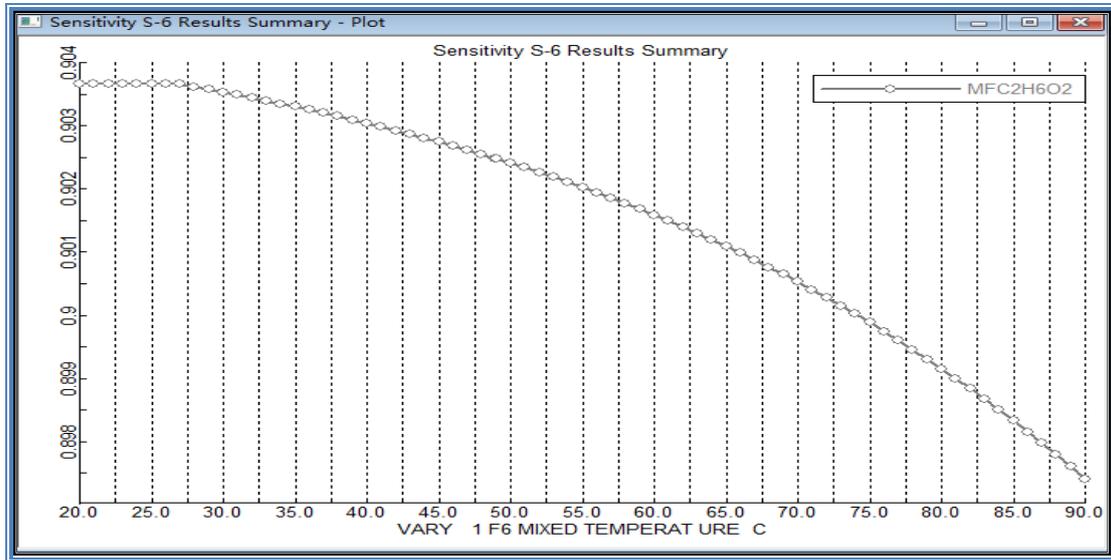


图 2-31 进料温度对乙二醇与二乙二醇总回收率的关系曲线

如图所示，当进料温度高于 49℃时，产品的回收率呈明显的下降趋势，因此进料温度应低于 49℃，同时，我们还必须考虑进料温度对塔顶冷凝器热负荷的影响，其影响结果如图 2-32 所示

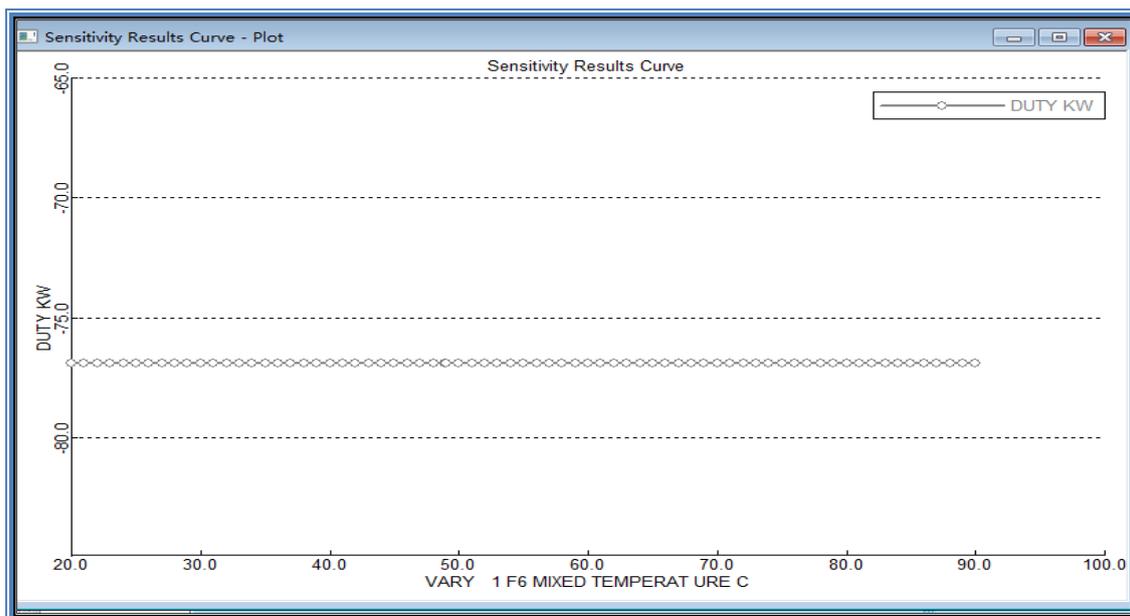


图 2-32 进料温度与冷凝器热负荷关系曲线

分析以上图，冷凝器热负荷均随着进料温度的提高变化很小，但我们要求在生产过程中脱水塔的塔底组分中水的摩尔含量不得高于 0.001%，因此在考虑生产要求的前提下，我们确定了进料温度为 48.9 摄氏度。

通过以上优化我们得到了全塔的最佳操作条件，见表 2-3。

表 2-3 脱水塔优化后参数

优化参数	理论板数/块	进料板/块	进料温度	回流比
数据	21	11	48.9	0.0984

通过模拟计算得到全塔的操作工况，如图 2-33.

Result profiles from hydraulic calculations

Stage	Temperature vapor to	Mass flow liquid from	Mass flow vapor to	Volume flow liquid from	Volume flow vapor to	Molecular wt liquid from	Molecular wt vapor to	Density liquid from	Density vapor to	Viscosity liquid from	Viscosity vapor to	Surface tension liquid from
	C	kg/hr	kg/hr	cum/sec	cum/sec			kg/cum	kg/cum	cP	cP	N/m
1	78.9533002	122.879833	122.879833	3.4505E-05	0.49491131	20.1726449	20.1726449	989.233598	0.06896849	0.67125283	0.01169893	0.06741383
2	88.7191643	20.1526729	132.024413	5.2931E-06	0.49537708	52.0858981	22.2539684	1057.58979	0.07403137	1.90950724	0.01201648	0.04750801
3	89.4517411	21.2839665	133.155707	5.6276E-06	0.49605036	55.5739433	22.4595278	1050.56975	0.07456439	1.84170456	0.01203809	0.04497624
4	89.4972276	21.3603872	133.232095	5.651E-06	0.49610658	55.7838231	22.4726814	1049.98373	0.07459871	1.83262489	0.01203942	0.04481396
5	89.4998131	21.364973	133.236715	5.6524E-06	0.4961097	55.7965217	22.4734794	1049.94707	0.07460083	1.83203677	0.01203949	0.04480404
6	89.4999453	21.3651977	133.236937	5.6525E-06	0.49610983	55.7971921	22.473519	1049.94495	0.07460094	1.83199894	0.01203950	0.04480350
7	89.5001345	21.3651733	133.236888	5.6525E-06	0.49611003	55.7972391	22.4735137	1049.9448	0.07460088	1.83199718	0.01203950	0.04480347
8	89.5039129	21.3644312	133.236192	5.6523E-06	0.49611387	55.797631	22.4734569	1049.94348	0.07459991	1.83199863	0.01203964	0.04480344
9	89.6031442	21.3444263	133.216196	5.6472E-06	0.49621433	55.80745	22.4716982	1049.90793	0.07457362	1.83200899	0.01204330	0.04480307
10	91.2720062	21.0253907	132.897088	5.5676E-06	0.49787851	56.0618966	22.4459888	1048.99088	0.07414631	1.83222795	0.01210463	0.04479343
11	91.2739115	17454.7115	1022.75117	0.00467278	3.83147167	59.4563863	22.4467407	1037.61026	0.07414841	1.82763689	0.01210468	0.04459889
12	91.2760953	17454.7313	1022.76621	0.00467279	3.83143205	59.4566042	22.4474374	1037.60854	0.07415027	1.82758539	0.01210474	0.04459861
13	91.285946	17454.8756	1022.89782	0.00467284	3.83153792	59.4570899	22.4503117	1037.60675	0.07415776	1.82754676	0.01210502	0.04459818
14	91.3439239	17455.6192	1023.65521	0.00467308	3.83215854	59.4595947	22.4668664	1037.59895	0.07420065	1.8274005	0.01210671	0.04459615

15	91.6915316	17460.2528	1028.28019	0.00467452	3.83602859	59.4748507	22.5670843	1037.55336	0.07446070	1.82658289	0.01211680	0.04458397
16	93.6544083	17488.1542	1056.17574	0.00468323	3.85836914	59.5657485	23.1689101	1037.27958	0.07603786	1.82165692	0.01217177	0.04451121
17	101.966544	17646.0012	1214.02584	0.00473263	3.96495336	60.0576377	26.5015913	1035.71519	0.08505255	1.79278773	0.01235503	0.04411119
18	118.635398	18293.1231	1861.14046	0.00493916	4.33857268	61.7978324	38.7677945	1028.80108	0.1191598	1.65799816	0.01228563	0.04259194
19	130.493649	19511.8924	3079.91384	0.00534493	5.24464717	64.1070895	54.6512234	1014.0394	0.16312473	1.38284877	0.01168074	0.04013717
20	134.547571	20370.3553	3938.38008	0.00564124	6.06279808	65.1806366	61.0475206	1003.0464	0.18044383	1.21335049	0.01141522	0.03868175
21	134.547571	16431.9734	0	0.00457727	0	66.2557595		997.195109		1.16695467		0.03822844

图 2-33 全塔的操作工况

图 2-34 为全塔液相摩尔分数分布。

View: **Liquid** Basis: **Mole**

Composition profiles

Stage	H2O	C2H6O2	C4H10O3
1	0.95102815	0.04897185	1.6028E-17
2	0.22660218	0.77339782	1.7407E-14
3	0.14742408	0.85257592	5.253E-13
4	0.14265984	0.85734016	1.4553E-11
5	0.14237159	0.85762841	4.0132E-10
6	0.14235638	0.85764361	1.1063E-08
7	0.14235561	0.85764409	3.0499E-07
8	0.14235481	0.85763678	8.4071E-06
9	0.14235475	0.85741402	0.00023122
10	0.14235336	0.85164091	0.00600573
11	0.14069126	0.77791069	0.08139804
12	0.14068657	0.77791513	0.08139829
13	0.14067568	0.77792589	0.08139843
14	0.14061895	0.7779825	0.08139855
15	0.1402736	0.77832688	0.08139952

图 2-34 为脱水塔全塔液相浓度分布数据

通过上图的脱水塔液相浓度分布绘制出液相浓度分布图，如图 2-35

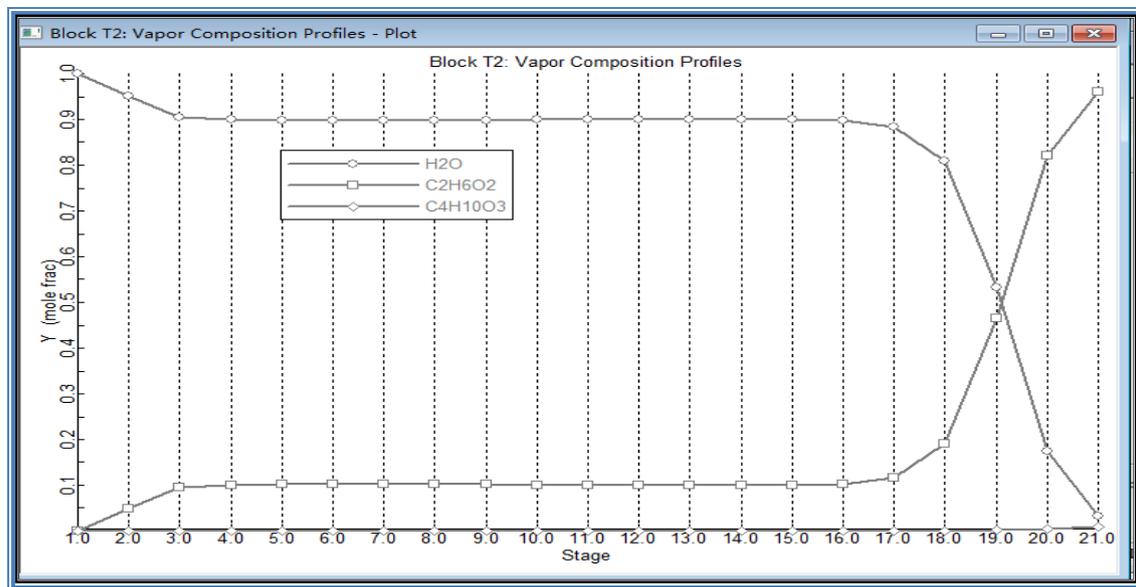


图 2-35 脱水塔液相浓度分布图

## 2.5 乙二醇精制塔的设计

### 2.5.1 精制塔的简捷算法

根据简捷计算，确定精制塔的参数如图 2-36，2-37，2-38.

Section	Parameter	Value	Unit
Setup options	Calculation type	Equilibrium	
	Number of stages	30	
	Condenser	Total	
	Reboiler	Kettle	
	Valid phases	Vapor-Liquid	
	Convergence	Standard	
Operating specifications	Reflux ratio	1.90207987	
	Condenser duty	-9.4883501	Gcal/hr
	Free water reflux ratio		

图 2-36 精制塔参数的确定

Feed streams		
Name	Stage	Convention
F10	10	Above-Stage

Product streams								
Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow ratio	Feed specs	
F11	1	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis	
F12	30	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis	

图 2-37 进料板位置的确定

View: Top / Bottom

Top stage / Condenser pressure  
 Stage 1 / Condenser pressure:  bar

Stage 2 pressure (optional)  
 Stage 2 pressure:  bar  
 Condenser pressure drop:  bar

Pressure drop for rest of column (optional)  
 Stage pressure drop:  bar  
 Column pressure drop:  bar

图 2-38 精制塔压力的确定

## 2.5.2 精制塔的优化

经过精制塔全塔压力确定以后，我们开始优化。

### 2.5.2.1 进料板位置的优化

下面我们分析进料板位置对塔顶乙二醇摩尔浓度影响，结果如图 2-39 所示。

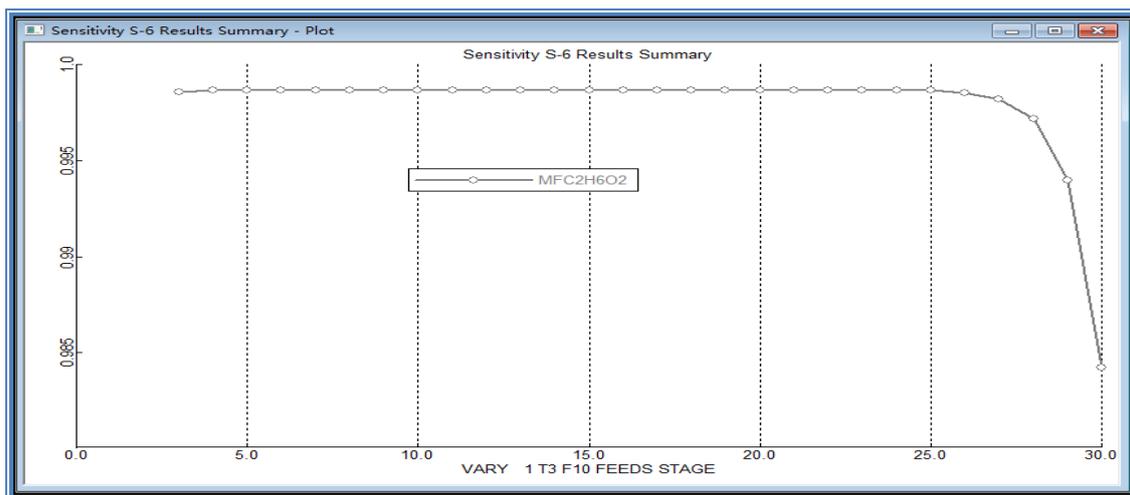


图2-39 塔顶乙二醇摩尔浓度与进料板位置关系

如图 2-39 所示，当进料板位置位于第 5 到 24 块板时，塔顶采出乙二醇的摩尔浓度几乎相等，因此，我们选择第 10 块板为最佳进料板位置。

### 2.5.2.2 进料压力的优化

进料压力对乙二醇选择性的影响，如图 2-40.

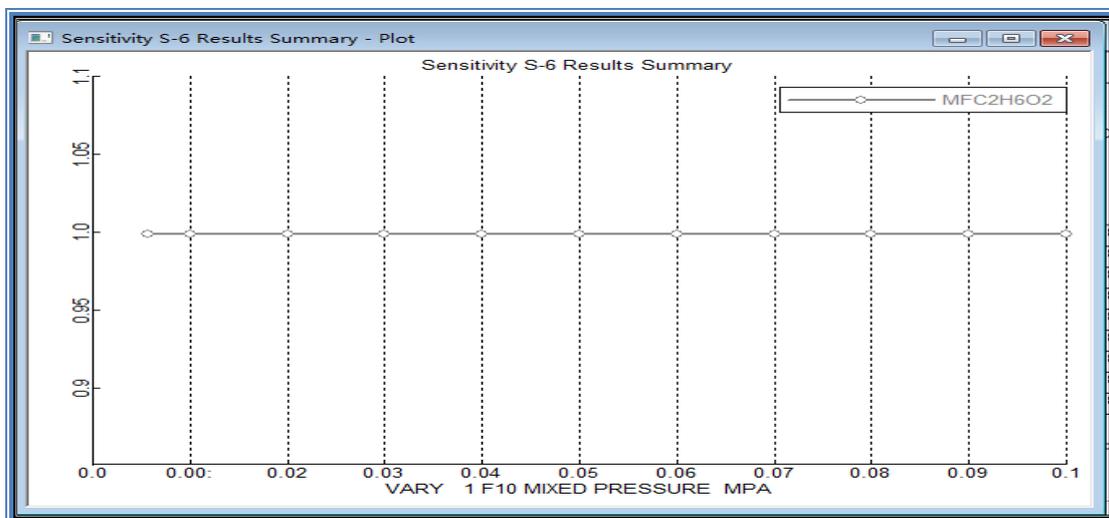


图 2-40 进料压力与乙二醇选择性的关系

由图 2-40 可以看出进料压力对乙二醇的选择性基本没有影响。

### 2.5.2.3 回流比的优化

图2-41为回流比对乙二醇精制塔塔顶采出乙二醇摩尔浓度的关系曲线。

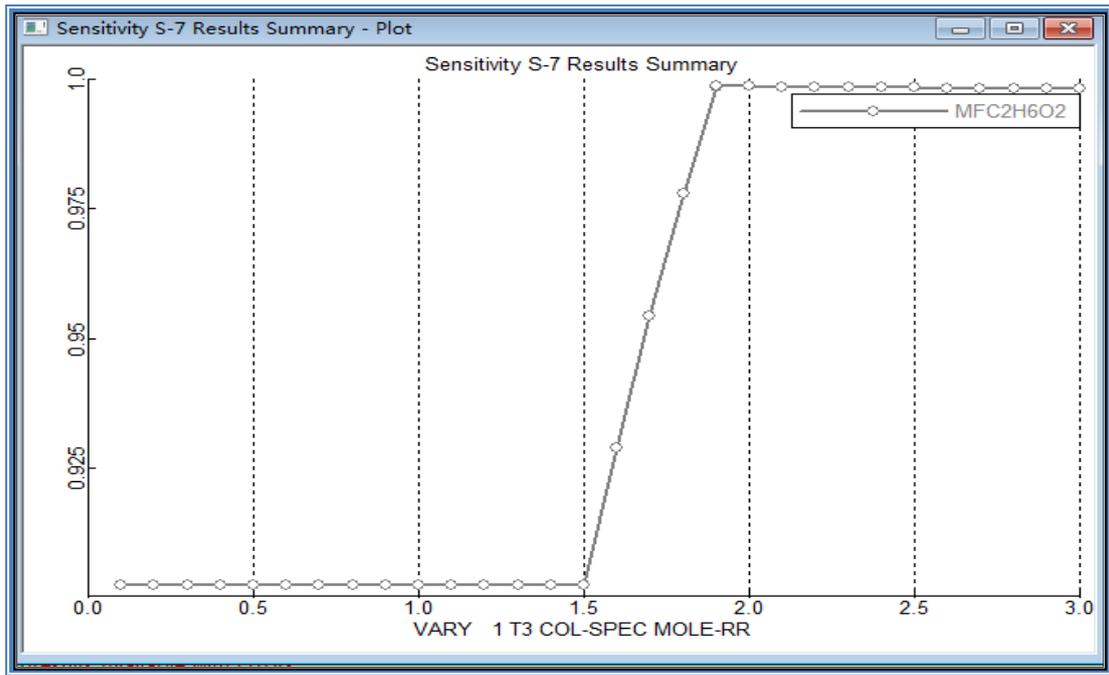


图 2-41 回流比对塔顶乙二醇摩尔浓度的关系曲线

由图 2-41 可以看出当回流比大于 1.9 时乙二醇的选择性最高，所以我们选择回流比为 1.90207987。

运行得到结果，如图 2-42。

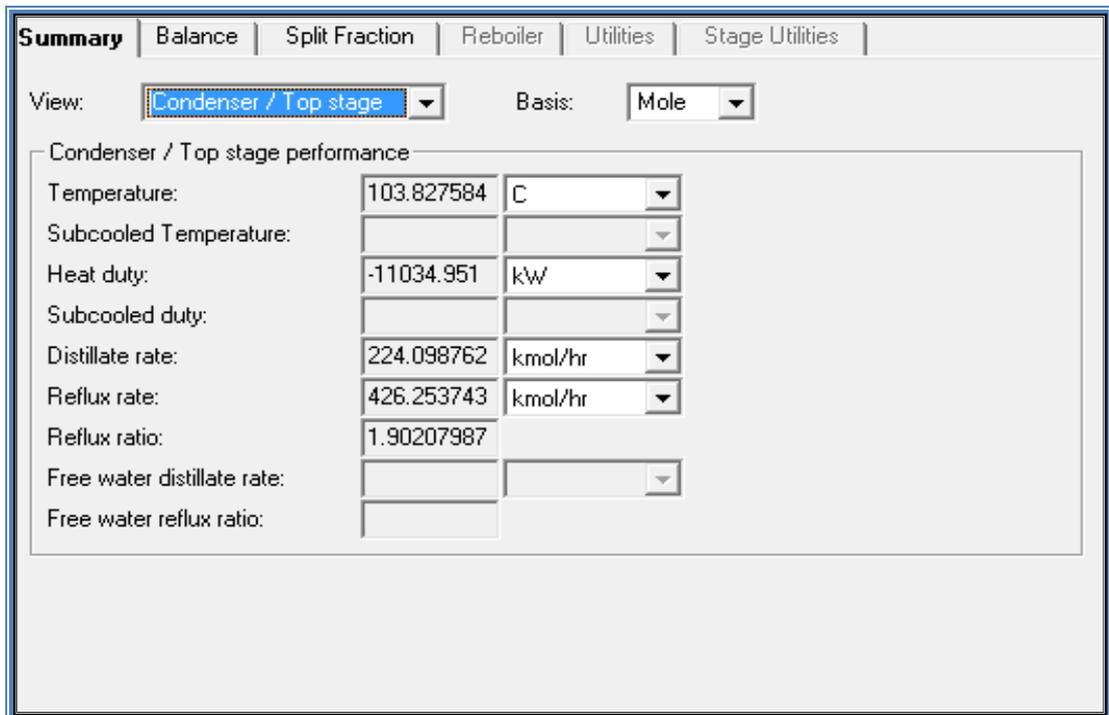


图 2-42 精制塔的计算结果

Summary				Balance				Split Fraction				Reboiler				Utilities				Stage Utilities			
Component split fractions in product streams																							
Component		F11				F12																	
▶ H2O		1				0																	
C2H6O2		0.99986322				0.00013678																	
C4H10O3		1.878E-12				1																	

图 2-43 乙二醇二乙二醇的分离率

Stage	Temperature liquid from	Temperature vapor to	Mass flow liquid from	Mass flow vapor to	Volume flow liquid from	Volume flow vapor to	Molecular wt liquid from	Molecular wt vapor to	Density liquid from	Density vapor to	Viscosity liquid from	Viscosity vapor to
	C	C	kg/hr	kg/hr	cum/sec	cum/sec			kg/cum	kg/cum	cP	cP
▶ 1	103.827584	106.278919	40327.335	40327.335	0.01078437	195.917571	62.0084257	62.0084257	1038.72831	0.05717729	1.83983963	0.01056560
2	106.278919	107.65576	26539.7727	40435.7841	0.00711345	183.935387	62.0669132	62.0468011	1036.36762	0.06106580	1.76383734	0.01060218
3	107.65576	108.939027	26562.3507	40458.3621	0.00712871	173.144005	62.0678782	62.0474455	1035.0296	0.06490801	1.72097218	0.01063812
4	108.939027	110.153422	26582.5208	40478.5323	0.00714274	163.581621	62.0678842	62.0474597	1033.78031	0.06873655	1.68241797	0.01067215
5	110.153422	111.307697	26601.4321	40497.4435	0.00715602	155.050237	62.0678757	62.0474637	1032.59633	0.07255254	1.64717843	0.01070449
6	111.307697	112.407769	26619.1944	40515.2058	0.00716862	147.390017	62.067893	62.047484	1031.46932	0.07635675	1.6147622	0.01073531
7	112.407769	113.461941	26635.9472	40531.9587	0.00718063	140.473445	62.0683472	62.0477907	1030.39249	0.08014950	1.58481443	0.01076481
8	113.461941	114.52543	26650.2118	40546.2233	0.00719184	134.198954	62.0761278	62.0529083	1029.33736	0.08392643	1.55703298	0.01079434
9	114.52543	116.278726	26645.0445	40541.0561	0.00720035	134.610996	62.2019177	62.13546	1027.92126	0.08365887	1.53115688	0.01083928
10	116.269607	117.205322	42622.5494	40086.5949	0.01158633	121.793537	63.7245897	62.1549489	1021.85836	0.09142657	1.50504517	0.01086421
11	117.205322	118.102081	42680.549	40144.5961	0.01161246	117.159248	63.7239421	62.1565084	1020.94681	0.09518050	1.48239037	0.01088921
12	118.102081	118.966895	42735.968	40200.0162	0.01163751	112.879884	63.7230465	62.157712	1020.07208	0.09892525	1.46118333	0.01091332
13	118.966895	119.80224	42789.5386	40253.5879	0.01166175	108.916618	63.7221825	62.1588718	1019.22758	0.10266158	1.44120214	0.01093661
14	119.80224	120.610214	42841.4119	40305.4621	0.01168525	105.235268	63.7213556	62.1599997	1018.41098	0.10638982	1.42232881	0.01095913

Stage	Temperature liquid from	Temperature vapor to	Mass flow liquid from	Mass flow vapor to	Volume flow liquid from	Volume flow vapor to	Molecular wt liquid from	Molecular wt vapor to	Density liquid from	Density vapor to	Viscosity liquid from	Viscosity vapor to
	C	C	kg/hr	kg/hr	cum/sec	cum/sec			kg/cum	kg/cum	cP	cP
15	120.610214	121.392691	42891.7088	40355.7598	0.01170806	101.806415	63.7205634	62.1610978	1017.62032	0.11011029	1.40446257	0.01098094
16	121.392691	122.151355	42940.5371	40404.5885	0.01173022	98.604618	63.7198032	62.1621682	1016.85384	0.11382324	1.3875152	0.01100208
17	122.151355	122.987735	42987.9927	40452.0443	0.01175178	95.6077613	63.7190741	62.1632136	1016.10996	0.11752894	1.37140904	0.01102260
18	122.987735	123.603348	43034.1594	40498.2107	0.01177278	92.7965271	63.7183918	62.1642535	1015.38719	0.12122763	1.35607533	0.01104253
19	123.603348	124.301497	43079.088	40543.139	0.01179324	90.1539965	63.7180109	62.165548	1014.6834	0.1249194	1.34145268	0.01106196
20	124.301497	125.011953	43122.531	40586.5815	0.01181326	87.6657144	63.72155	62.1707481	1013.98549	0.12860273	1.32748119	0.01108154
21	125.011953	126.10513	43162.9933	40627.0435	0.01183436	85.3248444	63.7791241	62.2304861	1013.12747	0.13226265	1.31403675	0.01110906
22	126.10513	130.418513	43271.9272	40735.9773	0.01189995	83.0144382	64.5118985	62.9759846	1010.0863	0.13630821	1.29992656	0.01119196
23	130.418513	142.082188	44956.6287	42420.6766	0.01257023	79.6339583	69.7826159	68.3841847	993.454317	0.14797106	1.2694132	0.01124347
24	142.082188	154.662247	50861.3566	48325.4	0.01470419	75.9789555	82.7737781	81.8307973	960.824943	0.17667708	1.19328557	0.01092928
25	154.662247	162.346152	57751.1629	55215.203	0.01714220	74.2164084	95.2864166	94.8437407	935.818469	0.20665991	1.12620381	0.01053874
26	162.346152	165.973849	62005.4094	59469.448	0.01865096	73.1448486	101.978753	101.811484	923.47646	0.22584354	1.09083163	0.01033253
27	165.973849	167.68459	63944.1467	61408.1849	0.01934247	71.9464133	104.662624	104.605499	918.30376	0.23709075	1.07377737	0.01025869
28	167.68459	168.666901	64685.9586	62149.9967	0.01961378	70.5203941	105.622811	105.604839	916.10688	0.24480703	1.06415114	0.01024119

29	168.666901	169.387586	64993.786	62457.824	0.01973113	69.0679394	105.953008	105.948458	914.991785	0.25119319	1.05718247	0.01024402
30	169.387586	169.387586	2535.96195	0	0.00077049	0	106.065193		914.255958		1.05120959	

图 2-44 乙二醇精制塔全塔操作工况

TPFQ Compositions K-Values Hydraulics Reactions Efficiencies				
View: Vapor Basis: Mole				
Composition profiles				
Stage	H2O	C2H6O2	C4H10O3	
1	0.05285378	0.94714622	6.125E-15	
2	0.00136231	0.99863769	2.0011E-13	
3	0.00049119	0.9995088	3.9386E-12	
4	0.00047657	0.99952343	7.4143E-11	
5	0.00047625	0.99952375	1.3603E-09	
6	0.00047618	0.99952379	2.438E-08	
7	0.00047612	0.99952345	4.2752E-07	
8	0.00047607	0.99951658	7.343E-06	
9	0.00047609	0.99940038	0.00012352	
10	0.00024895	0.99780904	0.00194201	

图 2-45 乙二醇精制塔全塔液相摩尔分数

由图 2-46 乙二醇精制塔液相摩尔分数绘制出液相分布图，如图 2-46。

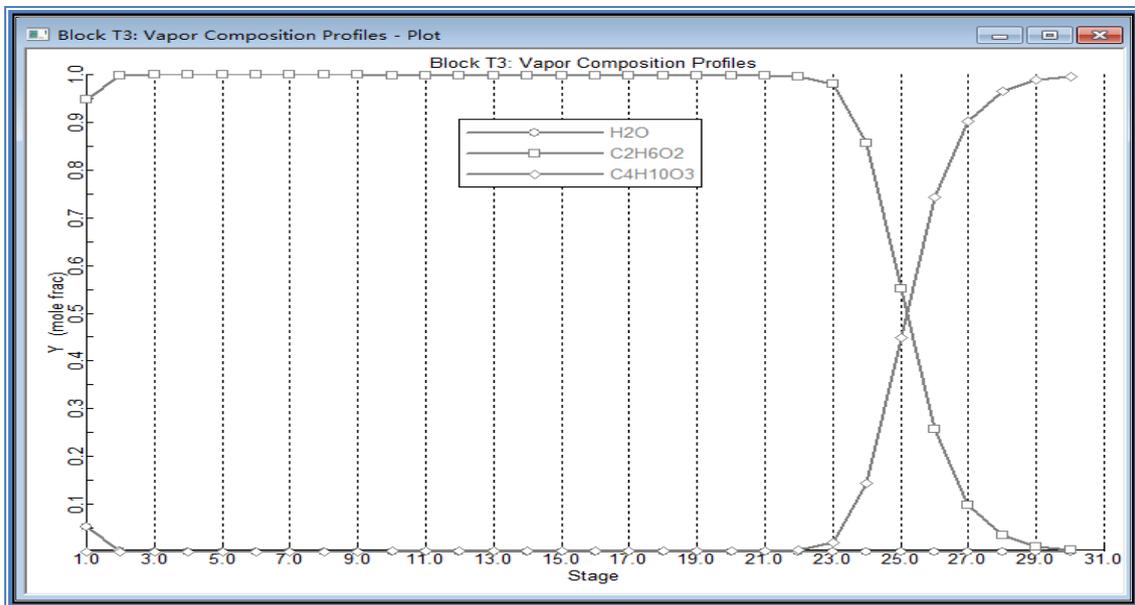


图 2-46 为乙二醇精制塔全塔液相浓度分布图。

由图可知，全塔自塔顶至塔底乙二醇的摩尔浓度降低，二乙二醇摩尔浓度升高，液相流量趋势符合精馏塔的规律，全塔操作稳定，并且各塔板分离效果比较明显。

## 2.6 工艺流程的优化

塔 1 水的进料位置的进料位置对产品乙二醇出料选择性影响，如图 2-47。

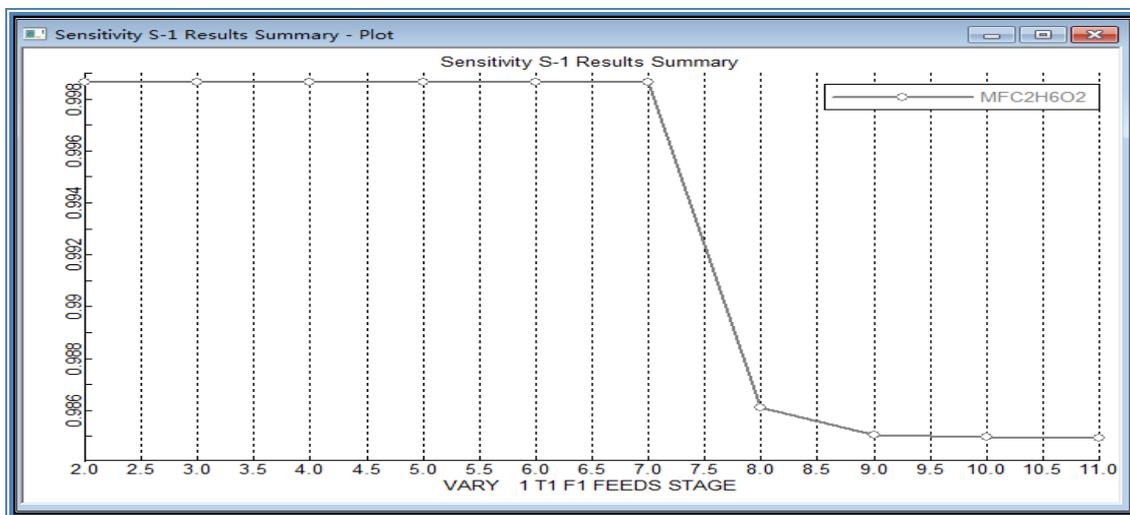


图 2-47 塔 1 水的进料位置对产品乙二醇出料选择性图

由图可已得出随着进料塔板数的增加刚开始产品乙二醇的选择性几乎不变，当在第七块塔板的时候，乙二醇的选择性骤降，所以塔 1 水的进料应该在 2-7 块塔板之间，本设计采用第二块塔板进料。

塔 1 环氧乙烷进料位置的进料位置对产品乙二醇出料选择性影响，如图 2-48。

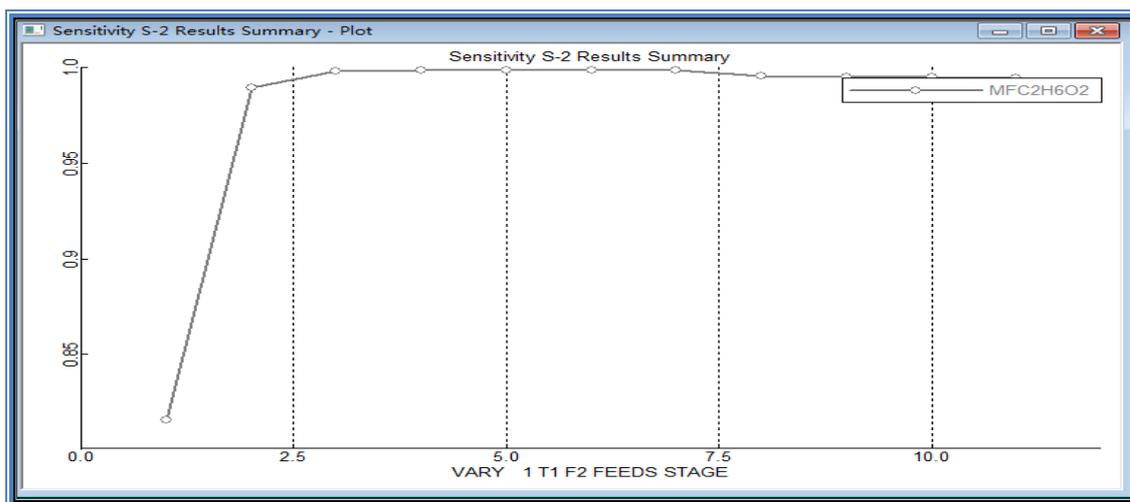


图 2-48 塔 1 环氧乙烷进料位置对产品乙二醇出料选择性图

由图可以得到结论，环氧乙烷的进料位置在 4-7 是环氧乙烷的选择性最高，为了

使水和环氧乙烷能够充分的反应，所以选择第七块塔板作为环氧乙烷的进料位置。

塔 1 水的进料温度对产品乙二醇摩尔分率的影响如图 2-49。

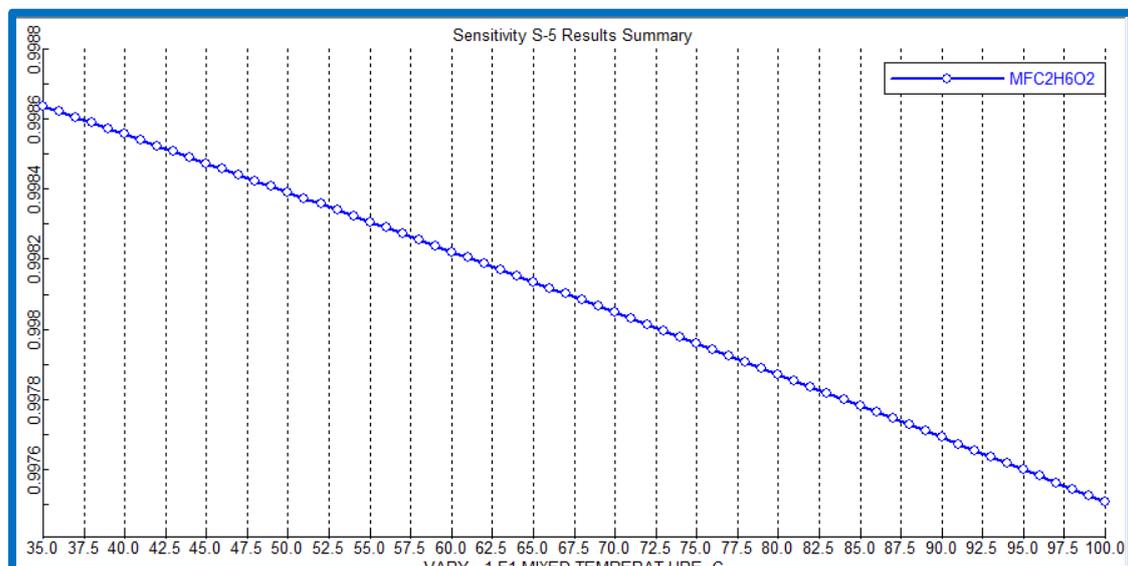


图 2-49

由图可以得出结论，随着进料水温度的升高，产品乙二醇的摩尔分数随之下降，因此考虑到环境温度高于 30 摄氏度，因此本设计采用 35 摄氏度为最佳水的进料温度。

总的流程的模拟结果，如图 2-50. 2-51

	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12
Temperature C	35.0	35.0	180.0	291.5	48.6	48.9	46.8	134.5	127.0	122.1	103.8	169.4
Pressure MPa	1.100	1.100	1.000	1.000	1.000	0.019	0.010	0.010	0.011	0.006	0.003	0.009
Vapor Frac	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.015	0.000	0.000
Mole Flow kmol/hr	543.206	271.853	289.652	253.554	253.554	253.554	5.546	248.008	248.008	248.008	224.099	23.909
Mass Flow kg/hr	9786.000	11976.000	5218.155	16543.845	16543.845	16543.845	111.872	16431.973	16431.973	16431.973	13896.011	2535.962
Volume Flow cum/sec	0.003	0.004	0.002	0.006	0.004	0.004	< 0.001	0.005	0.005	0.006	0.004	0.001
Enthalpy Gcal/hr	-36.973	-4.989	-18.909	-25.492	-28.350	-28.350	-0.388	-27.075	-27.158	-27.158	-23.884	-3.369
Mass Flow kg/hr												
H2O	9786.000		5218.155	100.515	100.515	100.515	95.015	5.500	5.500	5.500	5.500	TRACE
C2H4O		11976.000	TRACE	TRACE	TRACE	TRACE						
C2H6O2			< 0.001	13909.269	13909.269	13909.269	16.857	13892.412	13892.412	13892.412	13890.512	1.900
C4H10O3			TRACE	2534.062	2534.062	2534.062	TRACE	2534.062	2534.062	2534.062	TRACE	2534.062
Mole Flow kmol/hr												
H2O	543.206		289.652	5.579	5.579	5.579	5.274	0.305	0.305	0.305	0.305	TRACE
C2H4O		271.853	TRACE	TRACE	TRACE	TRACE						

图 2-50 总流程模拟结果

Mass Flow kg/hr												
H2O	9786.000		5218.155	100.515	100.515	100.515	95.015	5.500	5.500	5.500	5.500	TRACE
C2H4O		11976.000	TRACE	TRACE	TRACE	TRACE						
C2H6O2			< 0.001	13909.269	13909.269	13909.269	16.857	13892.412	13892.412	13892.412	13890.512	1.900
CAH10O3			TRACE	2534.062	2534.062	2534.062	TRACE	2534.062	2534.062	2534.062	TRACE	2534.062
Mole Flow kmol/hr												
H2O	543.206		289.652	5.579	5.579	5.579	5.274	0.305	0.305	0.305	0.305	TRACE
C2H4O		271.853	TRACE	TRACE	TRACE	TRACE						
C2H6O2			TRACE	224.096	224.096	224.096	0.272	223.824	223.824	223.824	223.793	0.031
CAH10O3			TRACE	23.879	23.879	23.879	TRACE	23.879	23.879	23.879	TRACE	23.879

图 2-51 总流程模拟结果

## 第三章 物料及能量衡算

### 3.1 物料衡算的意义

物料衡算的意义就是为了能确定在化工的生产制造过程中物料之间的比例与物料之间的转变的定量的关系的过程，物料衡算是化工工艺计算中最重要、最基本的内容之一。在化学工程中，设计或改造工艺流程和设备，了解和控制生产操作过程，核算生产过程的经济效益，确定原材料消耗定额，确定生产过程的损耗量，便于技术人员对现有的工艺过程进行分析，选择最有效的工艺路线，数量和主要尺寸，对设备进行最优设计和明确最佳的操作条件等都需要进行物料核算。因此，化学工程的开发是以物料衡算为基础的。

#### 3.1.1 物料衡算任务

通常物料衡算可以分为下面两种情况，其一是对已经存在的设备或者过程利用实际测得的数据，从而得到其他的不能通过直接测定而得到的物料量，通常定义为生产查定，通过在这种方法计算结果，并且对生产进行分析，然后作出判断，提出改进措施。其二是通过设计一种新的设备或过程，经由物料衡算求解出进出各设备的物料量、组成等，结合能量衡算，就可以确定设备的工艺尺寸及整个工艺过程。

#### 3.1.2 物料衡算应该遵循的原则

物料衡算的理论基础是质量守恒定理。研究某一体系内进出物料量及组成的变化。进行物料衡算时，首先需要明确衡算的体系。对普通的体系，均可用如下表示：

$$\text{系统中的积累} = \text{输入} - \text{输出} + \text{生成} - \text{消耗}$$

在稳定状态下有：

$$\text{输入} = \text{输出} - \text{生成} + \text{消耗}$$

另外，如果系统中没有化学反应时，则上式可以简化为：

输入 = 输出

### 3.1.3 系统物料衡算

详见附录一，物料衡算一览表。

## 3.2 能量衡算

### 3.2.1 能量衡算的目的

对于新设计的生产车间，进行能量衡算的主要是为了得到设备的热负荷按照设备的工艺要求和热负荷的大小，然后确定传热面积、传热面的形式、确定设备的工艺尺寸。明确传热所需要加入的加热剂或冷却剂的量和伴有热效应的温度上升情况。

对于已投产的生产车间，进行能量衡算是为了合理能量利用，以最大限度降低单位产品的能耗。

### 3.2.2 能量衡算解决的问题

在化工设计、生产中，我们可以通过能量衡算解决下面问题：

1. 计算塔设备（反应精馏塔、脱水塔、精馏塔等）、输送操作机械（各种泵）所需要加入的功率，从而便于明确输送设备的型号；
2. 明确各个单元的操作过程（反应，精馏，蒸发，冷却，换热等）所需要加入的热量或冷量，还有传递速率；计算换热设备的工艺尺寸；明确加热剂或冷却剂的消耗量，为其他专业如供水、供汽专业提供设计所需的条件；
3. 化学反应常伴热效应，这种效应会导致体系的温度升高或者降低，所以需要明确为了维持一定反应温度范围所需要加入或移走的热传递速率，为反应器的设计及选型提供理论依据；
4. 为充分有效的利用余热，提高能量利用率，降低能量损耗提供非常重要依据，从而使过程的总的能耗减小到最低范围内；

5. 最后得到总共所需要的能量和能量的费用,并以此来得到这个过程在经济上的可行性。

### 3.2.3 能量衡算所需要遵循的原则

能量衡算包括热量衡算。热量衡算在能量衡算中占的地位比较重,理论依据是热力学第一定律。能量守恒式:

$$\Sigma Q_{\lambda} = \Sigma Q_{\text{出}} + \Sigma Q_{\text{损}}$$

可以理解为 输入=输出+损失

在上式中  $\Sigma Q_{\lambda}$ : 输入设备热量的总和;

$\Sigma Q_{\text{出}}$ : 输出设备热量的总和;

$\Sigma Q_{\text{损}}$ : 损失热量的总和。

如果对于连续系统:

$$Q + W = \Sigma H_{\text{out}} - \Sigma H_{\text{in}}$$

在上式中 Q: 设备热负荷;

W: 向系统中输入的机械能;

$\Sigma H_{\text{out}}$ : 离开生产设备的各种物料的焓之和;

$\Sigma H_{\text{in}}$ : 进入生产设备的各种物料的焓之和。

### 3.2.4 系统能量衡算

详情请见附录二,能量衡算一览表。

## 第四章 设备选型及典型设备设计

### 4.1 设备标准与依据

**合理性** 即设备必须满足工艺控制水平、工艺操作条件、生产规模、设备与工艺流程、工艺要求一致，同时能够充分的发挥设备能力。

**先进性** 要求设备的效率、收率、转化率、生产能力、自控水平、运转可靠可以达到世界先进的水平。

**安全性** 要求操作稳定、安全可靠、无事故隐患、弹性好。对建筑与工艺、厂房、地基没有苛刻的要求；工人在操作时，尽量避免高温高压高空作业，劳动强度小，不用有害、有毒的辅料附件、设备。

**经济性** 设备节省投资，设备易于加工、更新和维修，没有特殊的维护要求，运行费用少。引进先进设备，亦应反复对比报价，考察设备性能，并易于被国内笑话吸收改进利用，避免盲目性。

**系统性** 化工过程的设计应该考虑整体性，不能单一针对某个设备。

### 4.2 塔设备

#### 4.2.1 概述

塔是用来让气-液、气-固、液-液、液-固充分接触，并且促使各组分之间的相互作用，使其完成热量传递和质量传递的主要设备，在化工工业得到广泛的应用，塔是化工装置的重要设备。

#### 4.2.2 塔特性

发展到现在，工业已经出现了各种型式的塔，而且不断的有新的塔型被设计出来。虽然现在有多种多样的塔型，但是依据塔的内部结构特征，一般都会将塔分为板式塔和填料塔两大类型。

表 4-1 塔的特性

项目	板式塔	填料塔（乱堆）	填料塔（规整）
压力降	一般比填料塔大	较小,较适于要求压力降小的场合	最小
空塔气速	比乱堆填料塔大	稍小	比前两者大
塔效率	塔效率较稳定,大塔板比小塔板效率高	塔径在 1500mm 以下的效率较高,随着塔径增大,效率会下降	较前两者高,对于大直径塔无放大效应
液气比	适应范围较大	对液体喷淋量有一定要求	适应范围较大
持液量	较大	较小	较小
安装维修	检修清理比填料塔容易	较困难	适中
材质要求	一般用金属材料制作	可用非金属耐腐蚀材料	适应各类材料

塔型选择原则：为了使塔设备具有优良的性能并且满足生产的需要，必须综合考虑各种因素，并遵循以下原则：

- 要满足工艺要求，如腐蚀性、热敏性、起泡性等，分离效率高。
- 生产能力够大，操作弹性大。
- 稳定性好，操作、维修方便，故障出现少。
- 结构简单，容易制造，造价较低。
- 流动阻力小，塔压降小。

#### 4.3.3 反应精馏塔的设计

### 4.3.3.1 反应段设计

#### ● 操作条件及物性参数

塔顶操作压力：PD=1MPa

塔顶温度： $t_m=180^\circ\text{C}$

进料温度： $t_{F1}=35^\circ\text{C}$

反应段平均温度： $(180+35)/2=107.5^\circ\text{C}$

塔顶平均摩尔质量： $ML_{Dm}=18.02\text{kg/kmol}$ ； $MV_{Dm}=18.02\text{ kg/kmol}$

进料板平均摩尔质量： $ML_{Fm}=18.93\text{ kg/kmol}$ ； $MV_{Fm}=18.09\text{ kg/kmol}$

反应段平均摩尔质量： $MV_m=(18.02+18.09)/2=18.055\text{kg/kmol}$

$$ML_m=(18.02+18.93)/2=18.475\text{kg/kmol}$$

气相平均密度： $\rho_{vm} = P_m * M_{vm} / (RT_m)$

$$= 1000*18.055/[8.314 *(107.25 +273.15)]$$

$$=4.575\text{kg/m}^3$$

塔顶液相平均浓度： $\rho_{LDm} = 827.324542\text{ kg/m}^3$

进料板液相平均密度： $\rho_{LFm} = 832.056145\text{kg/m}^3$

反应段液相平均密度为： $\rho_{Lm} = (827.32+832.056)/2 =829.69\text{kg/m}^3$

塔顶液相平均表面张力： $\sigma_{LDm} =42.0428244\text{mN/m}$

进料板液相平均表面张力： $\sigma_{LFm} =41.709441\text{ mN/m}$

反应段液相平均表面张力： $\sigma_{Lm} = (42.04+41.71)/2 =41.87\text{ mN/m}$

塔顶液相平均粘度： $\lg \mu_{LDm}=0.1487\text{mPa. s}$

进料板液相平均粘度： $\mu_{LFm} = 0.1527\text{ mPa. s}$

反应段液相平均粘度： $\mu_{Lm} = (0.1487+0.1527)/2$

$$=0.1507 \text{ mPa} \cdot \text{s}$$

### ● 反应段尺寸计算

反应段采用填料塔进行计算。

$$\text{塔径 } D = \sqrt{[4V_s / (3.14u)]} \quad V_s = 14.41 \text{ m}^3/\text{h}$$

其中,  $u$  可以通过查阅填料参数和查 Smith 泛点关联图, 计算得出  $u = 1.34 \text{ m/s}$   
即可计算出  $D = 3.71 \text{ m}$  经塔径标准圆整后,  $D = 3.8 \text{ m}$ 。

### ● 填料层高度

填料取 350Y 金属孔波纹管填料, 查表每米填料代换理论板数的高度。我们  
取 2 米, 则  $\text{HETP} = 1/2 = 0.5 \text{ 米}$

$$\text{塔高 } Z = NT \cdot \text{HETP} = 6 * 0.5 = 3.0 \text{ m}$$

$$\text{实际塔高 } Z' = 1.25 * 3.0 = 3.75 \text{ m}$$

设计取反应段高度 3.8m。

### 3.3.3.2 精馏段

#### ● 操作条件及物性参数

精馏段平均温度  $227^\circ\text{C}$

第 8 块板平均摩尔质量:  $\text{MLDm} = 19.83 \text{ kg/kmol}$ ;  $\text{MVDm} = 19.02 \text{ kg/kmol}$

塔底平均摩尔质量:  $\text{MLFm} = 31.8 \text{ kg/kmol}$ ;  $\text{MVFm} = 19.52 \text{ kg/kmol}$

精馏段平均摩尔质量:  $\text{MLm} = (19.83 + 31.8) / 2 = 25.82 \text{ kg/kmol}$

$$\text{MVm} = (19.02 + 19.52) / 2 = 19.27 \text{ kg/kmol}$$

气相平均密度:  $\rho_{vm} = P_m * M_{vm} / (RT_m) = 6.09 \text{ kg/m}^3$

第 8 块板液相平均密度:  $\rho_{LDm} = 841.7 \text{ kg/m}^3$

塔底液相平均密度:  $\rho_{LFm} = 877.3 \text{ kg/m}^3$

精馏段液相平均密度： $\rho_{Lm} = (841.7 + 877.3) / 2 = 859.5 \text{ kg/m}^3$

同理可得

精馏段液相平均表面张力： $\mu_{Lm} = (43.63 + 35.86) / 2 = 39.75 \text{ mN/m}$

反应段液相平均粘度： $L_m = (0.143 + 0.205) / 2 = 0.174 \text{ mPa} \cdot \text{s}$

## ● 尺寸计算

精馏段气相体积流率为： $V_s = 5.703 \text{ m}^3/\text{s}$

反应段液相体积流率为： $L_s = 0.037 \text{ m}^3/\text{s}$

取板间距  $H_T = 0.5 \text{ m}$ ，板上液层高度  $h_L = 0.05 \text{ m}$ ，则  $H_T - h_L = 0.5 - 0.05 = 0.45 \text{ m}$

经查阅曲线图后得出  $u_{\max} = 1.84 \text{ m/s}$

安全系数取为 0.7，那么空塔气速为： $u = 0.7 * u_{\max} = 1.29 \text{ m/s}$

$D = \sqrt{[4V_s / (3.14u)]} = 2.37 \text{ m}$  按照尺寸标准圆整后取 2.4m

塔截面积为： $A_T = 0.785D * D = 0.785 * 2.4 * 2.4 = 4.52 \text{ m}^2$

$$u = V_s / A_T = 1.26 \text{ m/s}$$

## ● 精馏段有效高度

取全塔效率为 0.57，可求得：

$$Z_{\text{精}} = [(N_T/ET) - 1] H_T = [(6/0.57) - 1] * 0.5 = 4.76 \text{ m}$$

## ● 塔板主要工艺尺寸计算

### 1. 溢流装置

由塔径  $D = 2.4 \text{ m}$  可得，选用单溢流弓形降液管，采用凹形受液盘。各项计算如下：

堰长  $L_w = 0.8D = 0.8 * 2.4 = 1.92 \text{ m}$

溢流堰高度  $h_w = h_L - h_{ow} = 0.055 - 0.025 = 0.03 \text{ m}$  满足要求。

弓形降液管宽度  $W_d$  和截面积  $A_f$ ：

由  $L_w/D$  比值，可查阅弓形降液管参数图得： $A_f=0.393 \text{ m}^2$ ； $W_d=0.337 \text{ m}$

经计算液体在降液管中的停留时间  $\theta = 3600A_f \cdot H_t / L_h = 5.31 > 5$  故符合要求。

降液管底隙高度  $h_0$  应低于出口堰高  $h_w$ ，故才能保证降液管底端有良好的液封，一般不应低于 6mm，故

$$h_0 = h_w - 0.006 = 0.03 - 0.006 = 0.024$$

选用凹形受液盘，深度  $h'_w = 50\text{mm}$ 。

## 2. 塔板布置

I 塔板的分块：因为直径过大，所以采取分块式。

II 边缘区宽度确定：塔的边缘区域为 0.06m。

III 开孔区面积： $A_a = 4.5\text{m}^2$

IV 筛孔计算及其排列：

钢板厚  $\delta = 3\text{mm}$

筛孔直径  $d_o = 4\text{mm}$

筛孔按正三角形排列，取孔中心距  $t = 12\text{mm}$

筛孔数目： $n = 36094$

开孔率为： $\phi = 10.1\%$

气体通过筛孔的气速为： $U_o = 12.55 \text{ m/s}$

## 3. 筛板的流体力学验算

I 塔板压降计算

$$\text{干板阻力 } h_c = (1/2g) * (\rho_v / \rho_L) * (u_o / c_o)^2 = 0.059\text{m}$$

气体通过液层的阻力  $h_L = 0.0432\text{m}$  液柱

液体表面张力的阻力  $h_{\mu}=0.00384\text{m}$  液柱

气体通过每层塔板的液柱高度：

$$h_p = h_c + h_L + h_{\mu} = 0.1061\text{m 液柱}$$

$$\Delta P_p = h_p * \rho L * g = 894.6\text{Pa}$$

II 液面落差：忽略不计。

III 液沫夹带：设计中的液沫夹带量小，满足要求。

IV 漏液：经计算，实际孔速大于漏液点气速，稳定系数大于标准校正系数，所以无明显漏液现象。

V 液泛：为了使塔内不发生液泛现象，降液管内液层高  $H_d$  应该服从下面的关系式： $H_d < \phi (H_t + h_w)$  其中，取  $\phi$  为 0.5

$$\phi (H_t + h_w) = 0.27\text{m 液柱}$$

$$H_d = h_p + h_L + h_d = 0.157\text{m 液柱} < 0.27\text{m 液柱}$$

故，不会发生液泛现象。

### 4.3.3.3 塔体尺寸计算

#### ● 塔高计算

①塔顶空间高度：取  $H_D = 1.5\text{m}$

②塔底空间高度：取  $H_B = 2.69\text{m}$

③裙座高度： $H_2 = 5.0\text{m}$

④封头高度： $H_1 = 0.84\text{m}$

⑤人孔及接管：由于板间距是 0.5 米，是故无需考虑人孔及接管对安装设备的响。

综上所述，总塔高度  $Z_{\text{总}} = Z_{\text{反}} + Z_{\text{精}} + H_D + H_B + H_2 + H_1$

$$= 3.8 + 4.76 + 1.5 + 2.69 + 5.0 + 0.84$$

=18.59m

### ● 塔厚计算

①塔筒体的壁厚： $\delta_n = 20\text{mm}$

②上封头壁厚： $\delta_n = 20\text{mm}$

③下封头的壁厚： $\delta_n = 20\text{mm}$

④裙座厚度： $\delta_n = 20\text{mm}$

### ● 塔体和封头选材

因为乙二醇介质基本没有腐蚀性，而操作压力为 1.1MPa，最大操作温度为 291.5℃，然后我们在这里选用比较常见的低合金高强度的钢材作为塔体和封头的材料。

## 第五章 工艺创新点

反应精馏是在没有催化剂的条件下发生化学反应，在同一时间能够把生成物和反应物通过精馏得以分离的技术，具有节省能量，节省设备，节省投资，加快反应速率的特点。这种方法用在环氧乙烷水合法生产乙二醇的时候，由于乙二醇和环氧乙烷挥发度的不同，所以能够很快地蒸馏出乙二醇，维持反应段比较低的乙二醇浓度，并且连续的从塔底抽出生成物乙二醇，由此以来能够阻止乙二醇和环氧乙烷发生反应生成二乙二醇，由此提高了乙二醇的选择性，同时还能够利用反应热来精馏分离。

主要优点如下：

- 1) 由于反应产物一旦生成，即从反应区蒸出，因此对复杂反应来说，可以增加反应的转化率和选择性。
- 2) 破坏了可逆反应平衡，增大了过程转化率，从而使最终转化率大大超过平衡转化率。

- 3) 因为产物随时可从反应区蒸出，所以反应区内反应物浓度始终高于产物，从而增加了反应速度，提高了生产能力。
- 4) 本工艺设计利用了反应热，大大节省能量。
- 5) 由于将反应器和精馏塔合成一个设备，节省了设备投资。
- 6) 对于难分离的物系，可以利用反应精馏来获得较纯的产品。乙二醇反应精馏工艺采用反应精馏塔简化了流程，降低了能耗，减少了投资。

## 第六章 环境保护与劳动安全

### 6.1 环境保护

#### 6.1.1 废气来源及治理

在乙二醇的生产工艺中，所产生的废气主要是塔内产生的一些废气。

对于反应精馏塔，塔顶会产生部分不凝气，其主要成分为少量的水蒸气和微量的乙二醇以及其他杂质气体，我们可以通过液封槽之后排空。

脱水塔塔顶产生的废气成分和反应精馏塔塔顶废气成分相同，可通过相同的方法进行处理。

乙二醇精馏塔塔顶不凝气中含有少量的乙二醇和二乙二醇，仍然采用液封槽处理吸收可利用成分。

液封槽内回收的组分，通过简单脱水和除杂后，当浓度达到规定要求时可循环回脱水塔回收其中可用成分。

通过以上处理，在整个工艺过程中基本不会有危害环境的气体物质排放，可以达到环保的要求。

#### 6.1.2 废水来源及治理

厂区内的工业废水通过废水网络，汇入工业区中转站，然后经过中转送入荷

泽市污水处理公司，通过 PH 控制系统调节 PH，然后送入好氧反应除去废水中的可降解有机物，最终达到排放标准。

本厂区建成后，生产厂区的工业废水生活污水，集中通过废水网络，汇集到废水中转站进行处理，去除 COD，处理后的废水达到正常排放标准，可以循环使用。

### 6.1.3 噪声来源及治理

噪声对于其周围环境造成的不良影响与空气污染、水污染被认为当今世界三大公害。其中，大部分噪声污染来源于工业噪声。控制噪声污染的根本方法是降低机器自身的噪声。除掉噪声源，污染立即消失；噪声的危害是间接的和慢性的，一般不会直接致命。使人耳聋，诱发心血管、消化、神经等内脏器官逐渐病变。并且噪声干扰休息，影响睡眠，降低劳动生产率，高强度的噪声还能导致建筑结构和建筑物的破坏。噪声防治应首先考虑选用低噪声的设备，其次是采用消声、减震和使用隔声罩等措施，以降低其产生的噪声对周围环境的影响。

本项目的噪声源主要包括：

- 加热设备噪声：所需高压蒸汽量大，塔釜会产生较大噪声。
- 管道噪声：本项目中，采用管道较多，当管道内物料运输速度过快会产生噪音。
- 尽可能选用低噪声设备，定货时要求设备厂家产品噪声达到行业标准或者国家标准，并且附带必需的消声、隔声设施；对压缩机安装消音器并设置隔音操作室；超过一定压力的气体放空管线需设置消音器；工作人员在检查较高噪声设备时需配备耳机或耳塞。合理配管，减少管道和阀门噪声。设计中尽可能合理布置，防止噪声干扰和叠加。

噪声防治主要措施：

- 对生产设备选型时尽量采用噪音小的设备。例如无声电机，并且优化控制阀门的选型以及安装位置。
- 对厂区进行合理规划布置，生产区和生活区中间距离较远，人员生活区域远离生产区，同时生产区和生活区之间建立隔音带，加强绿化可尽量减少对人

员的影响。

- 在检查高噪声设备时，需给工作人员配备耳机或耳塞。
- 按时对接触噪声的工人们进行听力及全身的健康检查。如发现有健康影响，及时调整岗位。

## 设计总结

通过这次毕业设计,我能够把我这四年内学到的理论知识,与实际结合起来,因此锻炼了我综合运用所学到的知识,来解决实际问题的能力。同时,在这段时间内我查阅了大量的资料、文献、设计规范等,因此我在阅读、筛选优质资源的能力也有很大的提升。与此同时,因为设计,我还学会了 Aspen、CAD 等化工专业软件,相信这将对我以后无论是学习还是工作都会有很大的帮助。

虽然毕业设计很复杂,涵盖的方面很多,从生产路线到设备选型,从原料的基本属性到产品的最终性质,从原料的进料温度,压力,浓度的确定到生产设备的生产条件。随着设计一步一步的深入,我不断地熟悉并能够运用。是我充分的感受到知识的奇妙,能够感受到学习和工作之间的悬殊,认识到了基础知识的重要性。

在设计的过程中,遇到许许多多的麻烦,其中很棘手的就是 Aspen 条件的设定,其一是因为 Aspen 是英文版本,会很多专业词汇,即使利用而网络也查不出它们真正的意思;其二是反应条件的设定,方法的选择等等。但是经过向老师请教,最终能够完成模拟。

虽然提高有限,但是提高是全面的,正是这次设计中积攒的一个个经验,让我更好的运用所学知识武装自己,这将能够更好的提高我的应变能力,沟通能力,理解力。

虽然反应精馏的效果很明显,比普通精馏优越,但是这个技术还处于基础状态,还是一个很大的挑战,但我相信这种技术很快就会工业化的。

## 参考文献

- [1] 虞海靖. 国内外乙二醇市场分析[J]. 合成纤维工业, 1997, 20, 06:47-49.
- [2] 周兆芬, 李兆基, 潘鹏斌, 等. 煤制乙二醇技术进展[J]. 化工进展, 2010, 29(11):2003-2009.
- [3] 侯志扬. 合成气路线生产乙二醇技术进展[J]. 精细化工原料及中间体, 2008, (4):35-39.
- [4] 杨明. 浅析乙二醇市场的特点[J]. 天津化工, 2002, 01:30-31.
- [5] 张英, 葛欣. 乙二醇生产技术的演变及前景[J]. 化工技术经济, 1997, 01: 19-21.
- [6] 陈乐怡. 乙烯直接氧化工艺中碳酸乙烯酯法制备乙二醇的国外科技动态[J]. 燕山石化, 1984, 03:221-232.
- [7] 刘定华, 赵贤广, 王海善等. 加压一步法合成碳酸乙烯酯[J]. 化学工业与工程技术, 1998, 19(01):1-3.
- [8] 田恒水, 朱云峰, 潘鹤林. 乙二醇生产新工艺[J]. 上海化工, 2001, 15:15-17.
- [9] Kawabe, Kazuki, Murata. Process for producing alkylene glycol. US6187972, 2001.
- [10] 万鸿斌. 合成气一步合成乙二醇技术[J]. 化工科技动态, 1991, 04:14-18.
- [11] 高占笙. 合成气一步制乙二醇[J]. 石油化工, 1993, 02:137-141.
- [12] Casale, Bruno, Marini, Luigi. Process for producing lower polyols and mixtures thereof. EP0510238, 1991.
- [13] 周春晖. 乙二醇合成研究进展[J]. 化工生产与技术, 1997, 01:34-37.
- [14] Forkner M W. Monoalkylene glycol production using highly selectivemonoalkylene glycol catalysts[P]. USA:5260495, 1992.
- [15] 华强, 刘定华, 马正飞等. 催化水合法合成乙二醇工艺条件的分析与优化[J]. 化学反应工程与工艺, 2003, 1(19):63-88.
- [16] 钟俊宝. 乙二醇装置流程模拟计算[J]. 化学工程, 1992, 20(3): 58-61.
- [17] 马淑娟, 刘照辉, 杨昌南. 利用流程模拟技术对乙二醇反应水合比的研究[J]. 石化技术, 2008, 15(3):45-48.
- [18] 张勇斌. 均相催化水合乙二醇产品精制过程的研究[D]. 南京: 南京工业大学, 2004, 77

- [19] 华强. 催化水合法合成乙二醇的研究[D]. 南京: 南京工业大学, 2003.
- [20] 戴忻. 环氧乙烷的吸收和催化水合法合成乙二醇[D]. 南京: 南京工业大学, 2004.
- [21] 张勇斌. 均相催化水合乙二醇产品精制过程的研究[D]. 南京: 南京工业大学, 2004.
- [22] 杨旭壮. 环氧丙烷反应精馏方法水合生成丙二醇过程模拟[D]. 北京化工大学, 2000.
- [23] 安永明. 燕山石化乙二醇装置 500#单元生产工艺优化研究[D]. 天津大学, 2006.
- [24] 王艳丽. 均相催化水合法合成乙二醇的动力学研究[D]. 南京工业大学, 2006.
- [25] 华强, 刘定华, 马正飞等, 催化水合法合成乙二醇, 石油化工, 2003, 32(4): 317-320.
- [26] Foster R. D., Malizewski T. A., Sims J. A., et al. Continuous process for producing alkylene glycols from alkylene carbonates. US 4117250, 1978.
- [27] 漆志文, 孙海军, 施军民等, 反应过程模拟, 华东理工大学学报, 1999, 25(1): 19
- [28] 许锡恩, 陈洪钊, 具有连串化学反应的精馏过程的模拟, 化工学报, 1987(2): 65
- [29] 夏清, 陈长贵. 化工原理[M]. 天津: 天津大学出版社, 2005.
- [30] 贾绍义, 柴诚敬主编. 化工原理课程设计[M]. 天津: 天津大学出版社. 2002
- [31] 陈洪钊, 刘家祺主编. 化工分离过程[M]. 北京: 化学工业出版社, 1995. [34] 王静康. 化学过程设计[M]. 北京: 化学工业出版社, 2006.

## 致 谢

在这里，要感谢我的指导老师在我撰写论文这段时间内给与我的指导和督促，因为地域，时间差等问题，不能及时回复老师，感谢老师的谅解。如果没有老师的指导，可能就不会有这个设计。

在齐工大的四年里，经历过困苦，而经历过快乐，四年的求学路在这里将画上一个句号，不敢说完美，但很知足。在这里我要感谢在这四年里授予我知识，给予我帮助，因为有了这些知识，我才能够完成这个设计，顺利毕业。同时我要感谢和我相处大学时光的同学们，认识你们我感到荣幸。谢谢！

## 附 录

## 附录 1 物料衡算一览表

表 1-1 反应精馏塔进出料流股表

序号	分子式	mass flow (kg/h)			
		input 1	input 2	output 1	output 2
Temperature °C		35.00	35.00	179.9765	291.4825
Pressure MPa		1.10	1.10	1.00	1.00
Vapor Frac		0.00	0.00	0.00	0.00
1	H2O	9786.0000	0.0000	5218.1550	100.5150
2	EO	0.0000	11976.0000	0.0000	0.0000
3	EG	0.0000	0.0000	0.0010	13909.2690
4	DEG	0.0000	0.0000	0.0000	2534.0620
合计		9786.0000	11976.0000	5218.1560	14009.7840
		mass fraction			
		input 1	input 2	output 1	output 2
1	H2O	1.0000	0.0000	1.0000	0.0072
2	EO	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
3	EG	0.0000	0.0000	0.0000	0.2482
4	DEG	0.0000	0.0000	0.0000	0.7446
合计		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

表 1-2 脱水塔进出料流股表

序号	分子式	mass flow (kg/h)		
		input1	output1	output2
Temperature °C		48.90	45.80	133.30

Pressure MPa		0.019	0.01	0.01
Vapor Frac		0.00	0.00	0.00
1	H2O	100.5150	85.2720	15.2430
2	EO	0.0000	0.0000	0.0000
3	EG	13909.2690	0.0000	13909.2690
4	DEG	2534.0620	0.0000	2534.0620
合计		16543.846	85.2720	16458.5740
		<b>mass fraction</b>		
		input	output 1	output 2
1	H2O	0.0061	1.0000	0.0009
2	EO	0.0000	0.0000	0.0000
3	EG	0.8408	0.0000	0.8451
4	DEG	0.1531	0.0000	0.1540
合计		1.0000	1.0000	1.0000

表 1-3 精馏塔进出料流股表

序号	分子式	mass flow (kg/h)		
		input	output 1	output 2
Temperature °C		121.20	102.10	169.40
Pressure MPa		0.006	0.003	0.009
Vapor Frac		0.018	0.00	0.00
1	H2O	15.2430	15.2430	0.0000
2	EO	0.0000	0.0000	0.0000
3	EG	2534.0620	13907.936	1.3330
4	DEG	13909.2690	0.0000	2534.0620
合计		16458.5740	13923.179	2535.3950

		mass fraction		
		input	output 1	output 2
1	H2O	0.0009	0.0011	0.0000
2	EO	0.0000	0.0000	0.0000
3	EG	0.1540	0.9989	0.0005
4	DEG	0.8451	0.0000	0.9995
合计		1.0000	1.0000	1.0000

表 1-4 全流程进出料流股表

序号	分子式	mass flow (kg/h)			
		input 1	input 2	input 3	input 4
Temperature °C		35.00	35.00	48.90	121.60
Pressure MPa		1.10	1.10	0.019	121.20
Vapor Frac		0.00	0.00	0.00	0.006
1	H2O	9786.0000	0.0000	100.5150	0.0180
2	EO	0.0000	11976.0000	0.0000	15.2430
3	EG	0.0000	0.0000	13909.2690	0.0000
4	DEG	0.0000	0.0000	2534.0620	2534.0620
合计		9786.0000	11976.0000	16543.8460	16458.574
		mass fraction			
		input 1	input 2	input 3	input 4
1	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2	EO	0.8820	0.0000	0.0000	0.0000
3	EG	0.0009	0.0000	0.0000	0.0000
4	DEG	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

合计	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
----	--------	--------	--------	--------

表 1-5 全流程进出料流股表 2

序号	分子式	mass flow (kg/h)					
		output 1	output 2	output3	output 4	output 5	output 6
	Temperature °C	179.9765	291.4825	45.80	133.30	102.10	169.40
	Pressure MPa	1.00	1.00	0.01	0,01	0.003	0.009
	Vapor Frac	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1	H2O	5218.1550	100.1510	85.2720	15.2430	15.2430	0.0000
2	EO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
3	EG	0.0010	13909.2690	0.0000	13909.2	13907.93	1.3330
4	DEG	0.0000	2534.0620	0.0000	2534.06	0.0000	2534.062
合计		5218.156	14009.7840	85.2720	16458.5	13923.17	2535.395
		mass fraction					
		output 1	output 2	output3	output 4	output 5	output 6
1	H2O	0.0000	0.0000		0.0000		
2	EO	0.0000	0.0183		0.1851		
3	EG	0.0002	0.0689		0.0101		
4	DEG	0.0000	0.0000		0.0000		
合计		1.0000	1.0000		1.0000	0.0000	0.0000

附录二 能量衡算一览表

表 2-1 进出流股焓值表

	input 1	input 2	output 1	output 2
Temperature °C	35.00	45.00	179.9765	291.485
Pressure MPa	1.10	1280.00	1.00	1.00
Vapor Frac	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Flow kg/hr	9786.0000	5000.0000	5218.1560	14009.7840
Enthalpy Gcal/hr	-41.961414		-44.401345	
$\Sigma H$ Gcal/hr	-93.1370292		-93.1370292	

表 2-2 能量平衡表

$\Sigma H_{in}$ Gcal/hr	$\Sigma Q$ Gcal/hr	$\Sigma W$ Gcal/hr	$\Sigma H_{out}$ Gcal/hr	error
-93.1370292	0.0000	0.0000	-93.1370292	0.00549

表 2-3 进出流股焓值表

	input	output 1	output 2
Temperature °C	48.90	45.52	45.52
Pressure MPa	0.019	540.00	540.00
Vapor Frac	0.00	1.00	0.00
Mass Flow kg/hr	16543.846	3954.0819	13107.4854
Enthalpy Gcal/hr	-28.3496	-27.474775	
$\Sigma H$ Gcal/hr	-0.99987	-0.99987	

表 2-4 能量平衡表

$\Sigma H_{in}$ Gcal/hr	$\Sigma Q$ Gcal/hr	$\Sigma W$ Gcal/hr	$\Sigma H_{out}$ Gcal/hr	error
-0.99987	0.0000	0.0000	-0.99987	-0.00308

表 2-5 进出流股焓值表

	input	output 1	output 2
Temperature °C	121.20	102.10	169.40
Pressure MPa	0.006	0.003	0.009
Vapor Frac	0.018	0.00	0.00
Mass Flow kg/hr	16458.5740	13923.179	2535.3950
Enthalpy Gcal/hr	-27.2226	-27.3344	
$\Sigma H$ Gcal/hr	-19.0094	-19.0094	

表 2-6 能量平衡表

$\Sigma H_{in}$ Gcal/hr	$\Sigma Q$ Gcal/hr	$\Sigma W$ Gcal/hr	$\Sigma H_{out}$ Gcal/hr	error
-19.0094	0.0000	0.0000	-19.0094	0.00409