

芳烃装置分馏单元操作优化

摘 要

邻二甲苯的主要生产方法是“联产法”。为了保证邻二甲苯的产量和质量，必须要求芳烃装置中的分馏操作有足够的稳定性和可靠性，分馏操作的稳定性和生产水平直接影响了芳烃装置的稳定性和产品质量。

在生产实际中分馏单元二甲苯塔（DA—152）产生了较大的生产波动，（1）塔底液位不能正常控制；（2）塔底产品中邻二甲苯含量减少，使得邻二甲苯从塔顶损失掉，影响了邻二甲苯产品的质量和产量。

针对这种不正常的生产状况，本文首先对二甲苯塔生产波动的原因进行了探讨，在对二甲苯塔及其附属系统进行了多次生产标定后，通过对标定数据和动态模拟计算数据的比较，找出了二甲苯塔生产波动的原因。1. 在进料条件不变的情况下，当再沸器热负荷从0%变化至4.8585%时，塔底产品流量从8400Kg/h变化至0，说明二甲苯塔产品不合格和生产不稳定的原因是再沸器的热负荷的变化，即由于再沸器加热源——热油流量或热油温度变化。说明热油流量的控制或热油温度的控制不灵敏或不精确，才使得塔底再沸器热负荷发生变化，从而导致生产的波动。2. 当进料组成发生变化以后，若产品产量不发生变化，则塔顶产品中OX的含量将随着进料组成的变化而变化。如果进料组成中OX含量增加，则塔顶产品中OX的含量也增加。而塔底产品中EB+PX+MX的含量减少。因此，产品要随着进料条件的变化而变化，否则产品质量将不合格或产品质量达不到最优值。

其次，本文利用Pro-II模拟软件对二甲苯塔分馏操作的生产进行了动态模拟，通过动态模拟计算提出了多种芳烃装置分馏单元操作优化操作方案，并从中精选出最佳方案供生产单位选用。

关键词：邻二甲苯 分馏单元 优化操作 热负荷 波动

OPTIMIZED OPERATION OF DISTILLATION UNIT IN AROMATICS PLANT SEPARATION SYSTEM

Abstract

O-xylene is mostly produced by way of "Co-production". Stability and reliability are highly required in the course of distillation so that the output and quality of o-xylene products will meet the demands. Stability in distillation and production have a direct effect upon stability of aromatics plant and product quality.

In production practice the xylene tower of distillation unit often causes a big fluctuation in product output. For one thing, the liquid position at tower bottom is out of normal control. For another thing, that the content of o-xylene in tower bottom products is reduced, results in the loss of o-xylene at tower top and exerts a negative on o-xylene product output and quality.

In view of the abnormal conditions of o-xylene production, this paper first makes an inquiry into the factors which cause fluctuations in o-xylene production. The causes are clarified by demarcating xylene tower and its subsidiary system for many times and comparing the demarcation data and dynamic stimulated computing data. Firstly, production of poor-quality and instability in its production happens as a result of the changes of heat load, that is, the changes in the flow and temperature of hot oil of the heating source, when input remains the same and heatload rises from zero to 4.8585%, product flow at tower bottom will reduce from 8400kg/h to zero. Secondly, o-xylene product changes as its input changes, otherwise its quality will become poor or will not meet the optimal level. When ingredients in input change and product output remained unchanged, the content of OX in tower top products will change subsequently. An increase of OX in input will cause a same increase of OX in tower top products and a decrease of EB+PX+MX in tower bottom products.

The paper in the second part uses Pro-II to conduct a dynamic stimulation of the course of xylene tower distillation operation and puts forward a few optimal operation models of operation of distillation unit in aromatics plant by way of dynamic stimulation computation and helps to choose the best model for production practice.

KEY WORDS: O-xylene, distillation unit, optimal operation, heat load, change

前 言

芳烃装置在烯烃厂中的地位是非常重要的，每年利税都在上亿元，是烯烃厂的利税大户。因此，芳烃装置的操作水平及经济效益，直接影响烯烃厂的操作水平和经济效益。

分馏单元是芳烃装置的重要生产单元，分馏单元操作的稳定性直接影响芳烃装置的稳定性和产品质量。在实际生产中，二甲苯塔（DA-152）生产波动比较大：（1）塔底液位无法稳定控制；（2）塔底产品中邻二甲苯含量减少，使得邻二甲苯从塔顶损失掉，直接影响了邻二甲苯的产量。

为了解决上述生产中存在的问题，找出二甲苯塔生产波动的原因，作者对二甲苯塔及附属系统进行了多次生产标定，从中选出了两套生产数据，作为本项目计算的依据。通过对两套标定数据用流程模拟软件进行严格的工艺计算，发现第二套工艺标定计算结果能更好地与标定数据相符合，因此将第二套标定数据作为生产波动的原因探索及改造方案计算的原始数据，从而找到了二甲苯塔生产波动的原因，并在此基础上提出了“芳烃装置分馏单元优化操作方案”。

本文的实际意义首先在于立足于生产实际，抛开了脱离实际的纯理论探讨，通过生产标定和模拟计算准确地找出了生产波动的原因，切实地为工厂的生产实际解决了难题；其次，本文在模拟计算的过程中采取了实时跟踪和动态计算的方法，保证了模拟计算数据与生产实际的紧密联系，实时准确地反映了生产的实际状况；最后，本文还根据生产厂家的实际需要，提出了多种解决问题的方案，并从中精选出三种方案，建议生产厂家采纳。

本文所作的主要工作是：一、对二甲苯塔及附属系统进行生产标定。二、通过对标定数据用流程模拟软件进行严格的工艺计算对标定数据进行筛选。三、通过动态模拟计算探索生产波动的原因。四、提出芳烃装置分馏单元优化操作方案。

第一章 文献综述

1. 1 邻二甲苯国内外概况

邻二甲苯 (O-xylene) 是以煤或石油为原料, 通过化学加工和化工分离而制得的。最早邻二甲苯是从炼焦的煤焦油中获得, 随着石油化工发展, 从石油中衍生得到的量不断增多。目前邻二甲苯主要由石油通过加工来生产。

邻二甲苯主要用作化工原料和溶剂, 可用于生产苯酐(邻苯二甲酸酐)、染料、杀虫剂和药物如维生素等, 亦可用作航空汽油添加剂。

1. 1. 1 全球邻二甲苯需求和产能

全球邻二甲苯需求从 1985 年 180 万吨增加到 1990 年的 230 万吨, 邻二甲苯需求的年均增长率 1990 — 1995 年为 3.3 %, 1995 -2000 年为 2.3%。2000 年全球邻二甲苯总生产能力为 2 800 kt。按地区分布, 亚洲占 49%, 西欧占 23%, 北美占 18%, 南美占 9%, 其他地区占 6%。根据美国化学周刊统计, 目前全球邻二甲苯产能为 372.5 万吨/年, 其中北美地区 55.7 万吨/年、南美 30.8 万吨/年、欧洲 140.9 万吨/年、中东 18.2 万吨/年、亚太 126.9 万吨/年。据 D e W i t t & C o 预测, 全球邻二甲苯需求将以 3%~4%的增速平稳增长,特别是亚洲增速将达到 5%/a ,美国及西欧邻二甲苯需求平均增速预计为 2%/a 。

1. 1. 2 国内情况

以前我国邻二甲苯来源于煤焦。自 70 年代以来, 我国相继引进了芳烃联合生产装置, 生产对二甲苯, 同时也为邻二甲苯生产提供原料来源。1993 年我国邻二甲苯产量为 9.89 万吨, 2002 年为 43.5 万吨, 由于邻二甲苯主要用来生产苯酐, 目前金陵石化、齐鲁石化、吉林化学和哈尔滨石化都采用邻二甲苯生产苯酐, 金

陵石化又建设了第二座年产 4 万吨的苯酚装置。因此，中国邻二甲苯的消费量将出现可观的增长。由于市场需求量增加致使邻二甲苯的价格一路攀升，从 2004 年 1 月的 0.58 美元/公斤升至目前的 0.86 美元/公斤；仅 2004 年 1-9 月份我国邻二甲苯的进口量就达到了 20 余万吨。预计 2005 年我国邻二甲苯的需求量将达到 84 万吨。^[1-4]

表 1-1 邻二甲苯价格动态（2004 年 1-9 月份海关进口统计）

月份	进口数量	货值（美元）	均价
2004-01	26, 228, 288 公斤	15, 131, 778. 61	0. 58
2004-02	27, 294, 678 公斤	17, 570, 493. 37	0. 64
2004-03	32, 479, 305 公斤	21, 794, 350. 61	0. 67
2004-04	29, 969, 433 公斤	19, 794, 085. 73	0. 66
2004-05	27, 920, 199 公斤	18, 309, 393. 77	0. 66
2004-06	16, 312, 286 公斤	10, 777, 780. 02	0. 66
2004-07	18, 434, 925 公斤	12, 176, 833. 21	0. 66
2004-08	13, 641, 869 公斤	9, 077, 577. 29	0. 67
2004-09	14, 134, 586 公斤	11, 570, 467. 21	0. 82
累计	206, 415, 569 公斤	136, 202, 759. 80	

表 1-2 邻二甲苯 2004 年 8 月底一般出厂价格

产品名称	价格 (元 / 吨)	生产厂家
邻二甲苯	7300 元 / 吨	扬子石化
邻二甲苯	6900 元 / 吨	抚顺石化
邻二甲苯	7400 元 / 吨	镇海石化
邻二甲苯	6660 元 / 吨	吉林石化
邻二甲苯	7400 元 / 吨	辽阳石化

1. 2 邻二甲苯生产工艺综述

1. 2. 1 邻二甲苯原料来源

邻二甲苯来自于煤和石油，其邻二甲苯或二甲苯主要来源有 4 条途径：

① 催化重整，主要用来生产芳烃，催化重整产物中，二甲苯含量为 22%(质量)。

② 裂解汽油，它是由液态原料，即石脑油、轻油和重柴油经蒸汽裂解制乙烯时的联产物，其中二甲苯含量为 6.7%(质量)。

③ 煤焦油，主要是煤炭工业和冶金工业的副产物。煤在炼焦炉中高温热分解生成的气态和液态产物，以气态形式从炭化室逸出，这种气体称为“荒煤气”，经冷凝、气液分离就得煤焦油。每 100 吨煤炼焦可得到煤焦油 4 吨，其中二甲苯含量为 5%(质量)。

④ 甲苯歧化也能得到二甲苯。

江苏丹化集团研制成功由裂解 C_8 芳构化制 BTX 技术，用于生产二甲苯及其他芳烃。

重整产物中混合二甲苯占 16%~33%。裂解汽油中 C_8 芳烃含量随裂解原料而不同，以乙烷、正丁烷、宽馏分石脑油和轻柴油为裂解原料时，生产 454kg 乙烯时其 C_8 芳烃分别为 0.9kg, 2.3—4.5kg, 22.7—52.2kg 和 38.5—43.1kg。BTX/乙烯比例随裂解原料分子量和加工深度的增加而增加。1990 年美国、西欧和日本烯烃厂中

BTX/乙烯比例分别为 0.089, 0.316 和 0.313。

不同原料来源其 C_8 芳烃组成也不同, C_8 芳烃来源及其组成见表 1-3。

表 1-3 C_8 芳烃来源及其组成 (%)

组成	重整油	裂解汽油	甲苯歧化	煤焦油
乙苯	15	30	< 1	10
对二甲苯	20	15	26	20
间二甲苯	45	40	50	50
邻二甲苯	20	15	24	20

第二次世界大战以前, 邻二甲苯主要来源于煤焦油, 但由于化学工业对邻二甲苯需求的迅速增长, 焦油芳烃已不能满足要求, 故战后邻二甲苯来源逐渐转向炼油工业。目前催化重整和裂解汽油已成为世界邻二甲苯的主要来源。美国邻二甲苯来源主要是依靠催化重整, 西欧和日本以裂解汽油为主, 这是因为西欧和日本以石脑油和轻柴油作为乙烯生产裂解原料, 其裂解汽油中含有富芳烃。目前, 煤焦油仍是各国最廉价的芳烃来源(主要是苯), 而甲苯和邻二甲苯(或二甲苯)则几乎完全来自于石油。我国石油化工自 50 年代末期起步, 但煤焦油仍是我国芳烃的主要来源。随着我国乙烯工业和炼油发展, 裂解汽油和催化重整已成为我国 BTX 的主要来源, 也是邻二甲苯的主要来源。

1. 2. 2 邻二甲苯生产工艺

邻二甲苯主要是由混合二甲苯通过分离而获得。二甲苯来源较广, 由炼厂得到的混合二甲苯来自重整装置。由芳烃联合装置得到的为对二甲苯, 同时可联产邻二甲苯。我国生产对二甲苯的芳烃联合装置分别建在扬子石化公司、上海石化总厂、天津石化公司、辽阳石油化纤公司、齐鲁石化公司和燕山石化公司。除辽阳石油化纤公司采用美国阿莫科和恩哥哈德联合开发的技术外, 其他均采用美国 UOP 公司。据报道, 吉林化学工业公司将建 40 万 t/a 芳烃联合装置, 大连化学工

业公司将建 45 万 t/a 芳烃联合装置。

邻二甲苯生产工艺一般以重整油和裂解加氢汽油为原料，经芳烃抽提装置，以环丁酮为溶剂抽提出 $C_6 - C_9$ 芳烃，先分离得到苯， $C_7 - C_9$ 去歧化和烷基化转移，得富含 C_6 和 C_8 芳烃混合物，再回到分馏系统， C_8 芳烃混合物经分离得邻二甲苯。

1. 2. 2. 1 以混合二甲苯为原料的联产法

国外邻二甲苯的生产均与对二甲苯的生产同时进行，即“联产法”。此法对芳烃联合装置尤为适用。在对二甲苯分离之前先用精馏法将邻二甲苯分离出来。该法是两塔操作，第一塔实现邻二甲苯与其他 C_8 异构体分离，该塔的塔板数和回流比与邻二甲苯回收率和纯度有关；第二塔实现邻二甲苯与 C_9 芳烃的分离，塔板数 100 块，回流比约 5-8，邻二甲苯产品纯度一般为 95% 或 96%。联产法生产邻二甲苯工艺流程如图 1-1 所示。

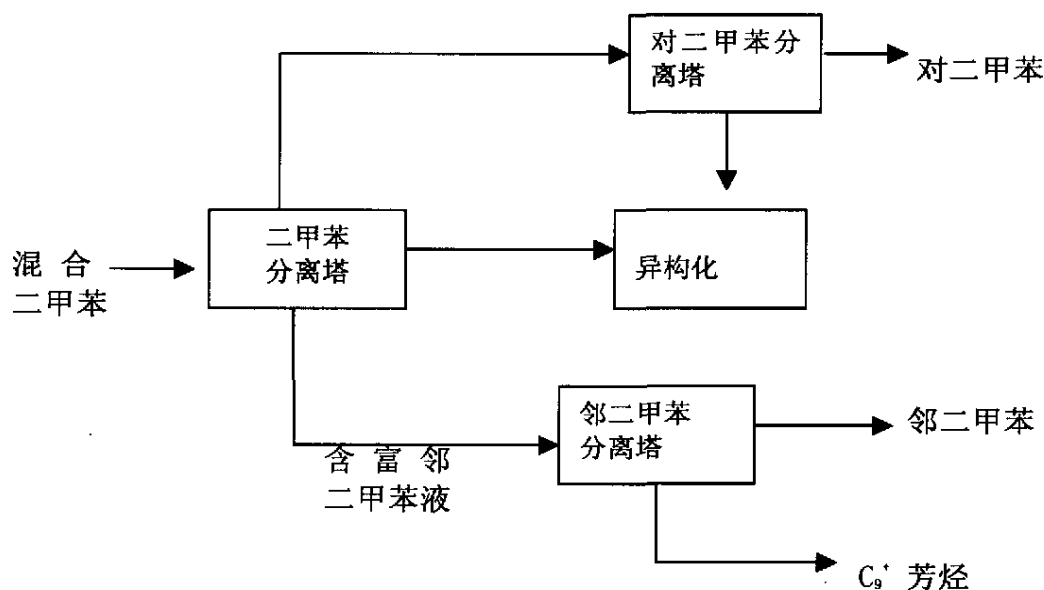


图 1-1 邻二甲苯与对二甲苯联产流程

根据国外 C_8 芳烃加工经验表明，把混合二甲苯全部异构为对二甲苯， C_8 芳烃收率只有 83%，而当联产邻二甲苯与对二甲苯时，其异构化 C_8 芳烃收率可提高到 91%。

联产法比单产邻二甲苯，其工艺流程简单，投资少，操作费用低， C_8 芳烃利用率高，装置操作富有弹性，处理能力增大，具有能耗低和经济效益显著等优点。

1. 2. 2. 2 裂解汽油为原料

以裂解汽油为原料生产邻二甲苯工艺流程如图 1-2 所示。

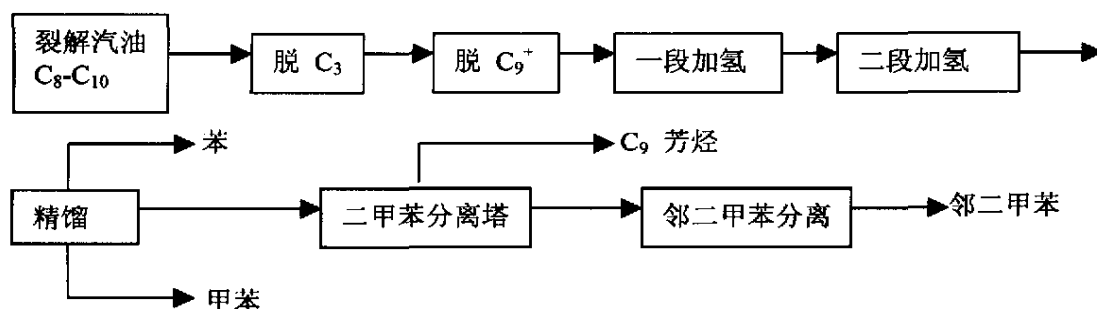


图 1-2 裂解汽油生产邻二甲苯流程

以裂解汽油为原料生产邻二甲苯，其加工流程长，收率低，成本高，资源利用水平低，芳烃损失大。

如将裂解汽油进行芳构化制 BTX, 能大幅度增产芳烃。使原有芳烃含量从 35.6% 提高到 73.11%，使邻二甲苯含量由裂解汽油芳构前的 1.29% 提高到芳构化后的 3.39%，增加了邻二甲苯的产量。

1. 2. 2. 3 重整油和裂解汽油联合生产邻二甲苯

以催化重整油和裂解汽油为原料，联合生产邻二甲苯也是国外生产芳烃或邻二甲苯的常用方法，其生产流程如图 3 所示。

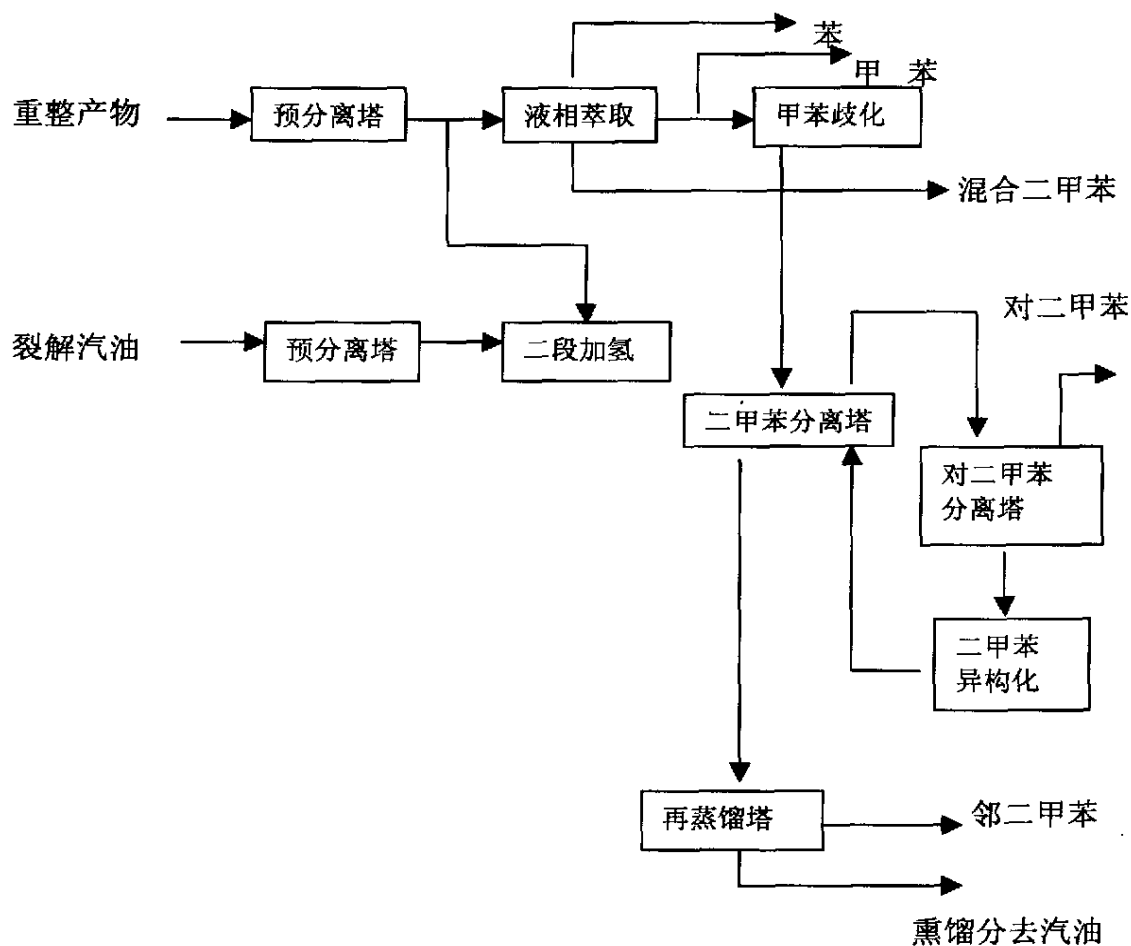


图 1-3 重整油和裂解汽油联合生产邻二甲苯

此流程特点是将催化重整油和裂解汽油一起来生产邻二甲苯，同时生产苯、甲苯、混合二甲苯和对二甲苯等产品，生产流程灵活，可根据市场需求调整产品比例，使资源充分而合理利用，经济效益显著，流程合理，投资省，能耗物耗低，歧化、异构化与二甲苯生产一体化，能提高邻二甲苯和对二甲苯产量。

1. 2. 2. 4 C₈芳烃非临氢异构化

C₈芳烃单产邻二甲苯的异构化工艺流程如图 1-4 所示。

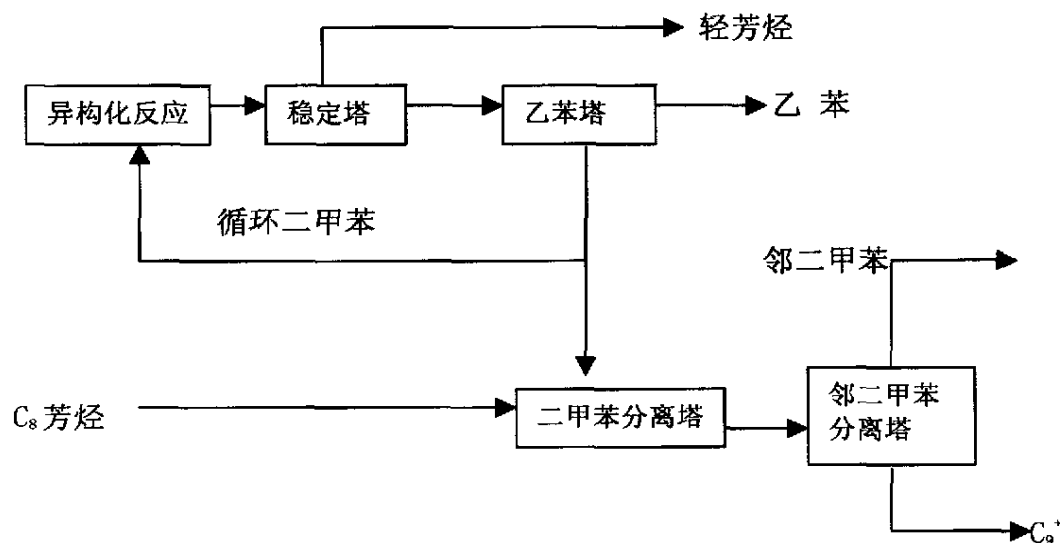


图 1-4 C₈芳烃异构化生产邻二甲苯流程图

采用分子筛非临氢异构方法，与精馏配套生产邻二甲苯，流程设备简单，反应温度低，反应周期长，异构化选择性好，二甲苯损失率低，并可同时使原料中乙苯转化。反应不需氢气，能用不切除乙苯的重整二甲苯为原料，因此具有较大的灵活性，但该法投资高，能耗高和效益差。随着我国炼油加工和乙烯工业发展，用此法来生产邻二甲苯有待评估。[5~9]

1.3 芳烃装置中的二甲苯塔

邻二甲苯生产方法，以与对二甲苯联产工艺为最佳。国外 70 年代以来，新增邻二甲苯生产能力都是与对二甲苯联产，均采用 C₈芳烃分离与异构化、歧化联合的工艺。

1.3.1 芳烃装置

芳烃联合装置又称为石油化工厂型芳烃加工流程。以催化重整油和裂解汽油为原料的芳烃联合装置典型流程图如图 1-5。

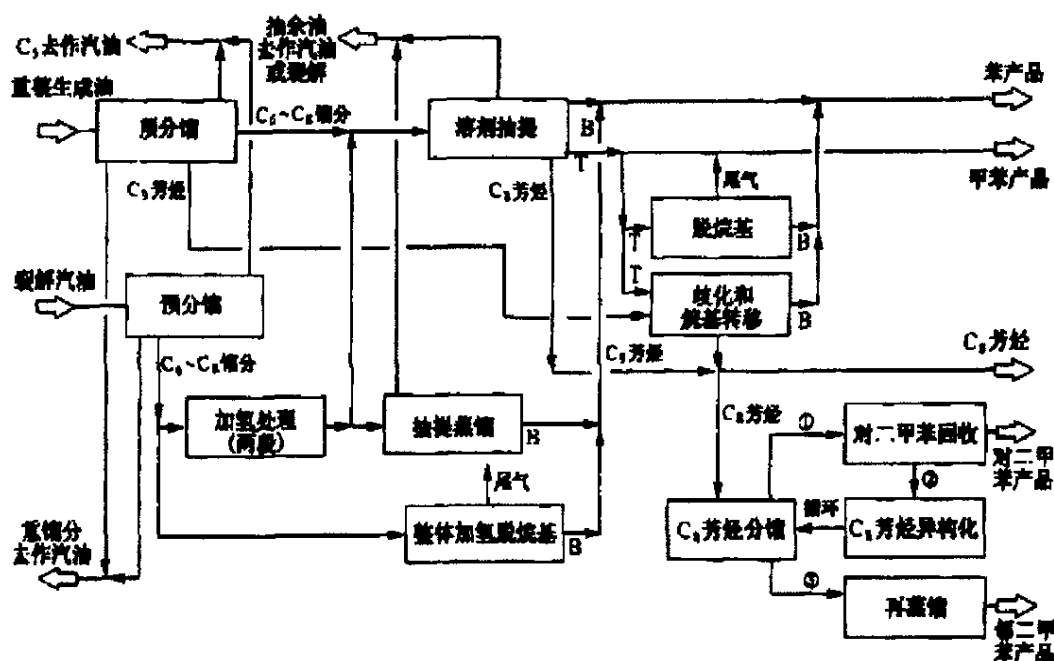


图 1-5 芳烃联合装置典型流程图

图中 B-苯；T-甲苯；①间，对-二甲苯+乙苯；②间-二甲苯+乙苯；③邻-二甲苯

催化重整生成油经顶分馏得到 C_6-C_8 馏分，然后送去抽提分离。裂解汽油经预分馏后，还要经过两段加氢处理除去双烯烃和烯烃，然后才能抽提加工。

抽提过程可采用溶剂抽提或抽提蒸馏，目前溶剂抽提应用较普遍，抽提蒸馏较适用于加工裂解汽油或煤焦油等含芳烃高的原料。若需分出一个单一芳烃产品，而且产品纯度需求不严格时，用以苯酚为溶剂的抽提蒸馏可以节省费用；若需分离几个产品，而且产品纯度要求很高时，最好采用溶剂抽提。得到的苯、甲苯和 C_8 芳烃可直接作为产品出装置。

二甲苯的两个需求量大的异构物是对二甲苯和邻二甲苯。在典型异构化温度 454°C 下二甲苯三个异构物的平衡组成是：对二甲苯 23.5%，间二甲苯 52.5%，邻二甲苯 24.0%。为了把间二甲苯及乙苯转化成对二甲苯和邻二甲苯，采用了把间二甲苯及乙苯循环转化的办法，即在二甲苯分馏塔中将混合二甲苯先分离出沸点

较高的邻二甲苯。又把分馏塔顶产物通过吸附分离或结晶分离回收对二甲苯，把剩余的含间二甲苯和乙苯的物料进行 C_8 芳烃异构化，达到平衡组成，再循环回二甲苯分馏塔。

1. 3. 2 二甲苯塔生产工艺

C_8 芳烃的沸点为：邻二甲苯 144.411°C ，间二甲苯 139.103°C ，对二甲苯 138.351°C ，乙苯 136.186°C 。邻二甲苯和乙苯可用精馏法自 C_8 芳烃中分离，产品的收率和纯度均能达到工业要求。邻二甲苯的分离流程示于图 1-6-a，乙苯的分离流程示于图 1-6-b。原料中含有的烷烃和环烷烃能与邻二甲苯生成共沸物，影响邻二甲苯的分馏。沸点 $136\sim 141^{\circ}\text{C}$ 的烷烃和环烷烃与邻二甲苯形成沸点低于间二甲苯 (139.1°C) 的共沸物，于第一塔塔顶随间二甲苯、对二甲苯、乙苯逸出、影响邻二甲苯收率，但不影响邻二甲苯产品纯度。沸点 $141\sim 152^{\circ}\text{C}$ 的烷烃和环烷烃与邻二甲苯形成沸点 $139\sim 144^{\circ}\text{C}$ 的共沸物，随邻二甲苯进入第二塔影响邻二甲苯产品纯度。要防止发生后一情况，则第一塔必须具有很高的分离效率，能使沸点 $139\sim 144^{\circ}\text{C}$ 的共沸物与沸点 144.4°C 的邻二甲苯相分离。

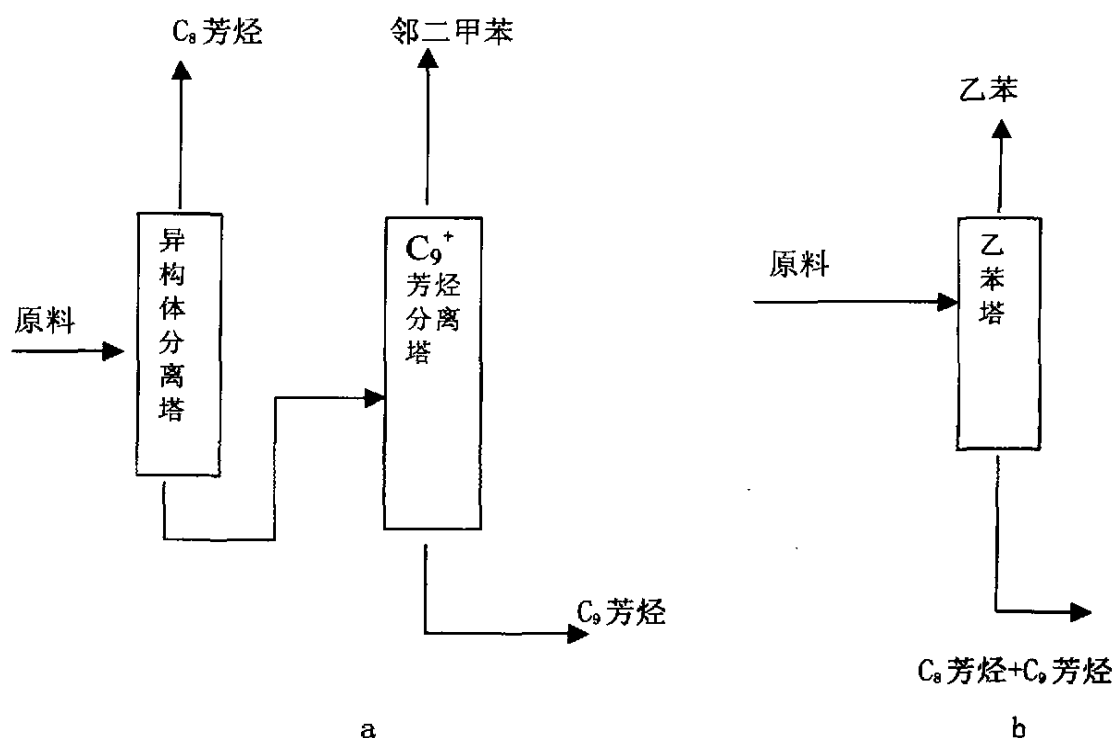


图 1-6 邻二甲苯分离

工业上从 C_8 芳烃分离邻二甲苯，一般需设 150—200 块塔板，回流比 7—10。当塔板数为 150—160 块时，沸点为 $122\sim 141^\circ\text{C}$ 的异壬烷几乎全部于塔顶逸出；沸点 $141\sim 152^\circ\text{C}$ 的 $C_9\sim C_{10}$ 烷烃和环烷烃（异癸烷、正壬烷、 C_9 环烷烃）约有 75—80% 于塔顶逸出，其余 20—25% 留于釜液中。因此，当邻二甲苯产品为进料的 15%（重）时，为使邻二甲苯中烷烃+环烷烃含量不大于 0.2%（重），原料中正壬烷、异癸烷和 C_9 环烷烃（沸点 $141\sim 152^\circ\text{C}$ ）含量不应大于 0.15%（重），沸点 141°C 以下的烷烃+环烷烃含量不应大于 0.5%（重）。

当塔板数为 90~100 块时， C_9 环烷烃和 C_{10} 烷烃约有 60% 进入邻二甲苯， C_9 烷烃约有 6% 进入邻二甲苯，因而进料中 C_9 环烷烃和 C_{10} 烷烃允许含量更低。

分离乙苯时，进料中含有的沸点 $< 130^\circ\text{C}$ 的烃随乙苯一起馏出，沸点 $130\sim 147^\circ\text{C}$ 的烷烃、环烷烃与乙苯、对二甲苯、间二甲苯形成共沸物，也在塔顶馏出，两者均影响乙苯纯度。因此，当乙苯产率为进料 15%（重）时，为使乙苯中烷烃+环烷烃含量不大于 0.1%（重），原料中沸程 $< 147^\circ\text{C}$ 的烷烃+环烷烃不应大于 0.015%

(重)。

在进行乙苯和邻二甲苯的精馏计算时，为简化起见可略去 C_8 芳烃中含有的烷烃和环烷烃，按乙苯 / 对二甲苯和间二甲苯 / 邻二甲苯二元混合物计算最小理论塔板数和最小回流比。计算中，相对挥发度 α 可取表 1-4 的数值。

表 1-4 不同温度下乙苯/对二甲苯和间二甲苯/邻二甲苯的相对挥发度

温度, °C	乙苯/对二甲苯, α	间二甲苯/邻二甲苯, α
140	1.064	1.153
150	1.057	1.148
160	1.055	1.143
170	1.052	1.139
180	1.050	1.135
190	1.049	1.131
200	1.047	1.128
210	1.044	1.124

α 值随塔高取不同数值或根据顶温和底温按 $\alpha_{\text{平均}} = (\alpha_{\text{顶温}} * \alpha_{\text{底温}})^{1/2}$ 取平均值。前一方法更为准确。

多元混合物最小回流比的计算有各种公式，但均仅能得到近似的结果，计算示例如下：

	underwood 公式	fenske 公式	逐板计算法
乙苯, 纯度 99.9%	72	103	85
邻二甲苯, 纯度 99.7%	6.6	6.9	7.8

最小理论塔板数和最小回流比决定了塔的极限工作状态。实际采用的回流比一般为最小回流比的 1.2—1.5 倍。

邻二甲苯分离在双塔中进行，第一塔脱除异构体，第二塔脱除 C_8 芳烃。

一. 异构体分离塔 异构体分离塔的理论塔板数取决于邻二甲苯纯度、收率和回流比。当原料组成(摩尔%)为：乙苯 15、对二甲苯 19、间二甲苯 43、邻二甲

苯 23, 邻二甲苯纯度为 98%, 收率为 80, 85, 95% 时, 最小回流比分别为 5.3、6.6、7.0。当邻二甲苯纯度为 98%, 回流比为 10 时, 理论塔板数随上述收率之不同在 65—95 之间变化。如回流比不变而邻二甲苯纯度由 98% 提到 99.5%, 理论板数约需增加 30%。

不同组成的原料, 分离难度不同(图 1-7)。

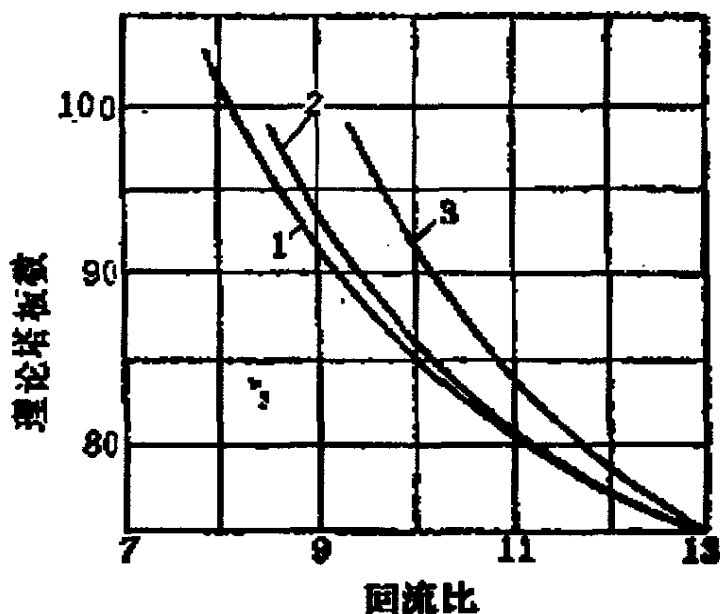


图 1-7 邻二甲苯纯度为 99%, 收率为 80% 时理论塔板数与回流比关系

注: 线上数字代表不同的原料组成, % (重)

	1	2	3
乙苯	21	19	16
对二甲苯	21	19	16
间二甲苯	43	37	33
邻二甲苯	15	25	35

原料邻二甲苯含量为 15、25、35% (重) 时, 最小回流比分别为 6.5、7.1 和 8.0。如操作回流比均取为最小回流比的 1.2 倍, 则上述三种原料所需理论塔板数(产品纯度 99%, 收率 80%) 分别为 104、97 和 95, 说明原料邻二甲苯含量越

低，所需理论板数越多。若在原料组成变化时要保持邻二甲苯产量、收率等指标不变，则原料邻二甲苯含量越低，进料量应越大，塔顶回流量也越多。因此，按邻二甲苯含量的低限设计的异构体分离塔，在原料组成变化时能保持邻二甲苯产量、纯度和收率、灵活性最大。

邻二甲苯收率的高低对分离难度也有很大的影响。在设计精馏装置时，按收率的高限平衡主、副设备，适应性最好。

二. C_9 芳烃分离塔 邻二甲苯分离装置进料的 C_9 芳烃含量随原料来源而不同。重整 C_9 馏分的 C_9 芳烃含量可高达 15—30% (重)，来自异构化的 C_9 芳烃含 C_9 芳烃可能达 5% (重)。

C_9 芳烃含量为 2 和 20 摩尔%的两种原料，最小回流比分别为 1.9 和 3.5。如操作回流比均取为最小回流比的 1.2 倍，则上述两种原料所需理论板数分别为 21 和 26，说明原料 C_9 芳烃含量越高，理论板数越多。若在原料组成变化时，需保持邻二甲苯产量、收率等指标不变，则原料 C_9 芳烃含量越高，进料量应越多，所需回流比越大，回流量也越多。因此，按 C_9 芳烃含量高限设计的 C_9 芳烃分离塔，在原料组成变化时，能保持邻二甲苯产量、纯度和收率、灵活性最大。

C_9 芳烃塔出邻二甲苯成品，塔的分离效率直接关系到邻二甲苯质量。对于邻二甲苯的 C_9 芳烃含量要求越严，回流比和塔板数就越多。例如：当 C_9 芳烃允许含量为 1.5、1.0 和 0.5% (重) 时，回流比分别为 2、2.5 和 3.5，塔板数应分别为 75、100 和 150。

邻二甲苯分离装置基本指标列于表 1-5。产率和产品组成示于表 1-6，邻二甲苯质量示于表 1-7。

表 1-5 邻二甲苯分离装置的基本指标

	装 置 编 号											
	1	2		3	4		5		6		7	
装置能力												
按原料计	25	50		70	77		85				260	
按邻二甲苯计	5	10		10	10		16				70	
	双 塔 串 联 *	由 邻 二 甲 苯 分 离 异 构 体	由 C ₉ 芳 烃 分 离 邻 二 甲	由 邻 二 甲 苯 分 离 异 构 体	由 邻 二 甲 苯 分 离 异 构 体	由 C ₉ 芳 烃 分 离 邻 二 甲	由 邻 二 甲 苯 分 离 异 构 体	由 C ₉ 芳 烃 分 离 邻 二 甲	由 邻 二 甲 苯 分 离 异 构 体	由 C ₉ 芳 烃 分 离 邻 二 甲	由 邻 二 甲 苯 分 离 异 构 体	由 C ₉ 芳 烃 分 离 邻 二 甲 苯
原料组 成,%(重)**												
乙苯	20											
对二甲苯	19											
间二甲苯	39											
邻二甲苯	22	23		17	21		23		23		20	
塔径, m	2. 2	2.8	1.6	3.2	3.2	1.4	3.4	1.6	3.7	1.5	5.0	2.2
单塔高度, m	51	56	42	46	72	30	52	34	58	27	84	35
塔 数	2	2	1	2	1	1	2	1	1	1	2	1

表 1-5 (续) 邻二甲苯分离装置的基本指标

塔板型式	装 置 编 号											
	阀式	泡罩式		不明	棚缝式		泡罩式		阀式		阀式	
塔板总数	200	170	85	120	150	50	160	50	150	65	200	50
塔板距, mm	450	600	450	600	400	400	600	600	350	350	600	600
温度, °C												
顶	145	180			142	144	150	152	137	146	151	155
底	189	194			165	175	180	170	178	180	193	190
塔底绝压 kgf/cm ²	2.6	2.6	1.3		1.7	1.4	2.4	1.8	2.5	1.3	3.1	1.7
回流比	14	10	3	7	9	10	9	9	18	5.5	9	4
邻二甲苯纯度, %	99.6	99			98		99.4		99.6		99	
邻二甲苯纯度, %	95	90		90	65		85		85			

* 邻二甲苯自第 180 板（由塔顶计算）处引出；釜液为 C₉ 芳烃。

** C₉ 未计入

表 1-6 邻二甲苯分离装置的产率和产品组成

组分 \ 物料	原料	邻二甲苯产品	剩余 C ₈ 芳烃
产率% (重)		14.7	85.3
组成% (重)			
乙苯	15.6		18.3
对二甲苯	18.2		21.3
间二甲苯	44.1	0.7	51.6
邻二甲苯	19.9	99.15	6.2
烷烃+环烷烃	0.1	0.15	0.1
甲苯	2.1		2.5

表 1-7 邻二甲苯产品质量

15.6/15.6°C 的相对密度	0.878~0.885
馏程 (760mmHg)	不大于 2°C, 包括 144.4°C
邻二甲苯含量	> 95% (重)
非芳烃	0.5% (重)
C ₈ 芳烃	1.0 % (重)
硫	1ppm (重)
APHA 值	20
酸性	无

异构体分离塔常设 150—200 块塔板, 回流比 7—10。塔板效率为 0.7 时, 邻二甲苯收率 85—95%, 纯度 99% 以上。C₈ 芳烃分离塔常设 50—85 块塔板, 回流比 3—10。[10~17]

1. 3. 3 再沸器

再沸器的作用是将部分塔釜液体汽化，以提供塔中所需的上升蒸气。再沸器是相当昂贵的换热器，在设计和选型时应使：(1)总传热系数大；(2)传热面尽可能清洁(防止热裂介质产品的沉淀)；(3)对热敏性物质，停留时间要短，壁面温度要低。

1. 3. 3. 1 再沸器的类型、比较及选择

根据换热器的类型，再沸器可分为罐式(或釜式)再沸器和管壳式再沸器。

罐式再沸器的优点是：操作容易控制、有一个平衡级的分离作用及塔高较低；它的缺点是：成本高、液体停留时间长，罐式再沸器不适于热敏性物质。

管壳式再沸器根据安装形式又可分为立式再沸器和卧式再沸器。立式再沸器通常为固定管板式换热器，它的成本较低，但采用立式安装使塔的高度增加。卧式再沸器为浮头式换热器，卧式安装使塔的高度较低。通常热负荷较小时，选用立式再沸器，热负荷较大时选用卧式再沸器或罐式再沸器。

根据再沸器的液体是否循环，又可分为一次通过型再沸器和循环型再沸器。一次通过型再沸器液相负荷小，停留时间短，适合于热敏性物质。然而它没有一个平衡级的分离作用，总传热系数也较小。对循环型再沸器，循环量越大(出口汽化分率越小)，总传热系数越大，但流动阻力也相应增大。

根据循环形式又可分为强制循环型再沸器和热虹吸型再沸器。当釜液粘度较大或含有热敏性物质，可采用强制循环型再沸器，除此之外通常采用热虹吸型再沸器。

几类再沸器的比较请见表 1-8。

表 1-8 再沸器的比较

	热虹吸型		罐式	强制循环型	
	立式	卧式		立式	卧式
物料走向	管程	壳程	壳程	管程	壳程
传热系数	大	较大	小	大	大
泵	不要	不要	不要	要	要
塔釜	较高	不高	不高	高	不高
液体停留时间	短	短	长	短	短
对物料清洁度要求	低	中等	高	低	低
对高粘度物料的适应性	差	差, 但好于立式	差	好	好
维护和清理	困难	容易	容易	困难	容易
操作	较难	较难	容易	容易	容易
换热器成本	低	中等	高	低	中
操作成本(不含加热介质)	无	无	无	泵功及泄漏	
可靠性	好	中等	优	好	好
所需传热温度	大	中	低	大	中

热虹吸再沸器的主要优点是不需辅助设备：(1)热虹吸系统没有泵、泵驱动装置及泵的控制系統，这大大减少了蒸馏装置所需的投資；(2)热虹吸系统由于没有泵的能耗和泵的维修費用，可以节省很大一笔操作費用；(3)热虹吸系统由于没有循环泵，消除了泵泄漏的可能性，因而也消除了泵的泄漏可能对操作者及环境所引起的危害。

热虹吸过程的辅助控制及整个过程易产生不稳定性；这种现象的发生并不是由于热虹吸原理本身的缺点造成的，而是由于缺乏对设计问题的充分了解。因此，在设计时应充分了解再沸器系統和控制方案、控制方案和温度梯度的分析及多个热虹吸再沸器回路的不平衡等问题。

立式热虹吸再沸器有传热系数大、停留时间短、可处理较脏的物料、设备成本及操作成本低、结构紧凑和占地面积小等优点，因而立式热虹吸再沸器是精馏操作中常用的一种再沸器，但在下列场合，立式热虹吸再沸器不适用，应选用其它再沸器。

- (1) 加热介质比较脏(需走管程)时；
- (2) 受塔高限制时；

- (3) 所需传热面积很大时;
- (4) 液体需要强制循环时;
- (5) 在真空塔中, 用立式热虹吸再沸器可能会有麻烦;
- (6) 要求可靠性高时。

在以上所述(1)、(2)和(3)三种情况下, 可考虑选择卧式热虹吸再沸器。和立式热虹吸再沸器相比较, 卧式热虹吸再沸器管线长、占地面积大、易堵塞(物料走壳程)、成本高及可靠性差; 在(4)、(5)和(6)三种情况下, 强制循环型再沸器或罐式再沸器是更好的选择。

由于循环泵的成本(包括设备费用和操作费用)及循环泵可能存在的泄漏问题, 避免使用强制循环式再沸器。但在以下场合, 应该或可以使用强制循环式再沸器。

- (1) 对于很脏的, 或者含有固体颗粒的物系;
- (2) 通过加热炉循环时, 为避免管子过热需调整和控制循环速率时;
- (3) 对于高粘度体系(粘度大于 $25\text{mPa} \cdot \text{s}$);
- (4) 再沸器放置在离塔较远的地方时;
- (5) 在真空系统中;
- (6) 要求可靠性高的场合。

罐式再沸器传热系数小、易聚合、占地面积大、成本高, 因而在工程中不常使用。它适合于以下情况。

- (1) 所需传热面积很大时;
- (2) 预计难以稳定时;
- (3) 希望再沸器出口的液体最少时;
- (4) 接近于临界压力操作, 可靠性为主要考虑因素时。

1. 3. 3. 2 传热温差

在再沸器的设计计算中, 传热温差(热流体和冷流体之间的温度差)起着很大的影响。在传热量一定的前提下, 传热温差大, 所需传热面积小。但传热温差过大, 可能导致物料的热分解, 或加速污垢的形成。此外, 传热温差大。有效能损

失大；传热温差过大还可能导致沸腾由核状沸腾向膜状沸腾的转化，反而使传热状况恶化，因而，再沸器的传热温差应在一定的范围之内。通常工程中再沸器传热温差的范围如表 1-9 所示。^[18-21]

表 1-10 再沸器传热温差的范围

加热介质	传热温差 (K)
工艺流程	10~20
蒸汽	10~60
导热油	20~60

1. 4 分馏操作的模拟与优化

1. 4. 1 化工模拟软件简介

国外已有多年的开发流程模拟、先进控制和过程优化软件产品的经验，例如，Aspen Tech 公司的模型从诞生到现在已经有 30 多年的历史。据报道，国外已有 20 多家软件公司相继推出了在石油化工过程专用和通用的流程模拟软件 60 多种，已有 20 多家公司推出石油化工优化软件 30 余种。其应用领域涉及天然气加工、原油蒸馏和分馏、烷基化、催化重整、催化裂化、加氢、溶剂脱蜡、减粘、延迟焦化、硫回收、乙烯装置、合成氨、PET（聚酯）、苯乙烯、氯乙烯单体、用能组合、炼厂装置及整体等。比较典型的有 Aspen Tech 公司的 RT-OPT，SimSci 公司的严格在线优化软件 ROM，Simsci 公司结合美国壳牌石油公司的流程模拟产品 Opera 的 Remeo，Honeywell 公司的先进控制和优化软件包 Profit Suite 和英国 KBC 公司的桌面炼油软件 Petrofine 等。上述软件都是以通用性为主，专门针对某些装置开发的流程模拟和优化软件还包括 Integrated Production Control System 公司、Continental Controls Inc. 和 Treiber Control Inc. 的产品等很多种。

在分离过程方面，基于平衡级模型的流程模拟软件包括 Aspen Tech 公司的 Aspen Plus、Hyprotech 公司的 hysys 和 Simulation Science 公司的 Pro/II with provision;

ASPEN PLUS 是大型通用静态流程模拟系统，源起于美国能源部于七十年代后期在麻省理工学院 MIT 组织会战，要求开发新型第三代流程模拟软件。这个项目称为“先进过程工程系统”（Advanced System for Process Engineering）简称 ASPEN。这一大型项目于 1981 年底完成。1982 年 Aspen Tech 公司成立将其商品化，称为 ASPEN PLUS。这一软件经过多年不断改进、扩充、提高，已经历了九个版本，成为全世界公认的标准大型流程模拟软件，用户接近上千个。全世界各大化工、石化生产厂家及著名工程公司都是 ASPEN PLUS 的用户。它以严格的机理模型和先进的技术赢得广大用户的信赖。

hysys 是加拿大 Hyprotech 公司推出的流程模拟软件，包括 HYSYS. Plant, HYSYS. Process, HYSYS. Refinery 等部分。该软件的最新版本 2.4 可应用于单机 Windows 平台，并且可针对同一个装置进行稳态、动态模拟，而不需要分别建模，非常方便。

将上述模型用于在线优化技术，Aspentech 公司推出了 RT-OPT，SimSci 公司推出了严格在线优化软件 ROM。

PRO/II 是 Simulation Science 公司开发的用于分离过程模拟软件，它是针对广泛的化学过程根据严格的质量和能量平衡设计的。从油气分离精馏到反应精馏，PRO/II 都提供了最广泛的简便易用的模拟方案。

1. 4. 2 Pro-II 模拟软件

PRO/II 是用于分离过程的动态模拟软件，该软件提供了基于 Windows 环境的可视化交互式用户界面，这种界面无论是对复杂的（例如恒沸物分离、反应精馏等）还是简单的分离模拟过程的构建和修改都是最理想的。在制作工艺流程图时，完全可以通过点击和拖放功能函数来实现。该软件合并了许多内置的微软标准，比如自动控制的 OLE 对象链接和嵌入，可以让用户快速地将图形和过程数据转换给其他的 Windows 用户，用户可以在许多领域中方便地设置适合自己的参数选择模式。另外，用户可以选择交互式的配料控制并快速得到模拟结果。^[22-28]

第二章 工艺数据的测定与考核

2.1 实测数据

在生产实际中分馏单元二甲苯塔（DA—152）的产品产量和产品的质量产生了较大的生产波动，（1）塔底液位不能正常控制（正常液位应当控制在40~50%的液面上，但在实际操作中由于某种原因，使得塔底液位产生波动，有时操作液位几乎为零）；（2）塔底产品中邻二甲苯含量减少，使得邻二甲苯从塔顶损失掉，影响了邻二甲苯的产品的质量和产量。为了解决上述问题，作者对生产实际进行了多次标定，获得了大量的一手资料，并从中选择了具有代表性的两套标定数据，分别见表2-1和表2-2所示。

表2-1、二甲苯塔(DA-152)第一套工艺标定数据

项 目	原 料				塔顶产品	塔底产品
	FRC-5045	FRC-1045	HC-1507	FRC-1520	FRC-1510	FR-1509
流 量 t/h	2.8	9.9	3.0	37.4	45.1	8.3
温 度 °C	165.9	164.1	25	150	122	187.1
压 力 MPa	1.15	0.66	1.8	0.7	0.98	1.05
组成(mol%) --						
非芳烃 (NA)	0.10	0.13	5.48	14.24	10.37	1.96
苯 (B)			0.02			
甲苯 (TOL)			0.18	2.04	1.45	
乙苯 (EB)	23.87	20.66	6.16	13.94	18.54	
对二甲苯(PX)	15.14	15.26	8.99	15.26	19.18	0.20
间二甲苯(MX)	34.44	34.92	22.13	38.67	43.73	1.25
邻二甲苯(OX)	13.43	14.86	15.59	15.36	6.73	59.27
三甲苯 (C9A)	13.02	14.17	41.45	0.49		37.32
合 计	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

注：塔顶回流 流量=179.5t/h ； 温度=122℃ ； 压力=0.98MPa

表2-2、二甲苯塔(DA-152)第二套工艺标定数据

项 目	原 料				塔顶产品	塔底产品
	FRC- 5045	FRC- 1045	HC- 1507	FRC- 1520	FRC-1510	FR-1509
流 量 t/h	3.0	10.0	3.0	37.4	45.2	8.5
温 度 ℃	165.5	163.6	25	150	122	187.4
压 力 MPa	1.15	0.66	1.8	0.7	0.98	1.05
组成(mol%)--						
非芳烃 (NA)	0.12	0.22	5.48	13.02	10.91	0.82
苯 (B)			0.02			
甲苯 (TOL)			0.18	1.75	1.49	
乙苯 (EB)	24.63	20.25	6.16	13.52	16.66	
对二甲苯(PX)	14.93	15.12	8.99	15.67	18.48	0.19
间二甲苯(MX)	33.77	34.86	22.13	40.13	45.52	1.25
邻二甲苯(OX)	13.86	15.05	15.59	15.59	6.94	58.84
三甲苯 (C9A)	12.69	14.50	41.45	0.32		38.90
合 计	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

注：塔顶回流 流量=176.8t/h；温度=122℃；压力=0.98MPa

2. 2 工艺数据考核

2. 2. 1 第一套标定数据原始计算结果

本文对第一套标定数据用流程模拟软件进行严格的工艺计算，部分计算结果如下：

表 2-3 第一套标定数据部分模拟计算结果

TRAY DEG	TEMP C	PRESSURE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUCT KG/HR	DUTIES M*KCAL/HR
1C	122.0	1.80	179106.0	45001.5L			-21.7201
2	159.4	2.00	216811.7	224107.5			
3	163.2	2.01	219821.5	261813.2			
4	164.6	2.01	220681.6	264823.0			
5	165.3	2.02	220957.9	265683.1			
6	165.6	2.03	221064.8	265959.4			
7	165.9	2.03	221119.1	266066.3			
8	166.1	2.04	221155.5	266120.6			
9	166.3	2.04	221184.8	266157.0			
10	166.5	2.05	221210.5	266186.3			
11	166.6	2.06	221233.9	266212.0			
12	166.8	2.06	221255.4	266235.4			
13	166.9	2.07	221275.7	266256.9			
14	167.1	2.08	221294.9	266277.2			
15	167.2	2.08	221313.3	266296.4			
16	167.4	2.09	221331.1	266314.8			
17	167.5	2.10	221348.5	266332.6			
18	167.7	2.10	221365.6	266350.0			
19	167.8	2.11	221382.3	266367.1			
20	168.0	2.11	221398.7	266383.8			
21	168.1	2.12	221414.6	266400.2			
22	168.2	2.13	221429.9	266416.1			
23	168.4	2.13	221444.8	266431.4			
24	168.5	2.14	221460.0	266446.3			
25	168.7	2.15	221476.6	266461.6			
26	168.9	2.15	221495.1	266478.1			
27	169.1	2.16	221514.2	266496.6			
28	169.3	2.17	221529.1	266515.7			
29	169.5	2.17	221329.1	266530.6			
30	170.0	2.18	281519.3	266330.6	53100.0L		
31	171.0	2.18	282510.1	273420.8			
32	171.5	2.19	282884.0	274411.6			
33	171.9	2.20	283068.6	274785.6			
34	172.2	2.20	283185.5	274970.1			
35	172.5	2.21	283271.7	275087.0			
36	172.8	2.22	283339.8	275173.2			
37	173.0	2.22	283394.8	275241.3			
38	173.3	2.23	283439.1	275296.3			
39	173.5	2.24	283474.4	275340.6			
40	173.8	2.24	283501.8	275375.9			
41	174.0	2.25	283522.5	275403.3			
42	174.3	2.25	283537.6	275424.0			
43	174.5	2.26	283548.1	275439.1			
44	174.8	2.27	283554.9	275449.6			
45	175.0	2.27	283558.9	275456.4			

表 2-3 (续) 第一套标定数据部分模拟计算结果

TRAY DEG	TEMP C	PRESSU RE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUC T KG/HR	DUTIES M*KCAL/ HR
46	175.2	2.28	283560.9	275460.4			
47	175.5	2.29	283561.7	275462.4			
48	175.7	2.29	283561.8	275463.2			
49	175.9	2.30	283561.9	275463.3			
50	176.1	2.31	283562.3	275463.4			
51	176.3	2.31	283563.5	275463.8			
52	176.6	2.32	283565.8	275465.0			
53	176.8	2.32	283569.3	275467.3			
54	177.0	2.33	283574.4	275470.8			
55	177.2	2.34	283581.2	275475.9			
56	177.4	2.34	283589.7	275482.7			
57	177.6	2.35	283600.1	275491.2			
58	177.8	2.36	283612.4	275501.6			

2.2.2 第一套标定数据的核算

对第一套标定数据用流程模拟软件进行工艺计算的简要结果汇总见表2-4所示, 二甲苯塔(DA-152)的流程示意图如图2-1所示。

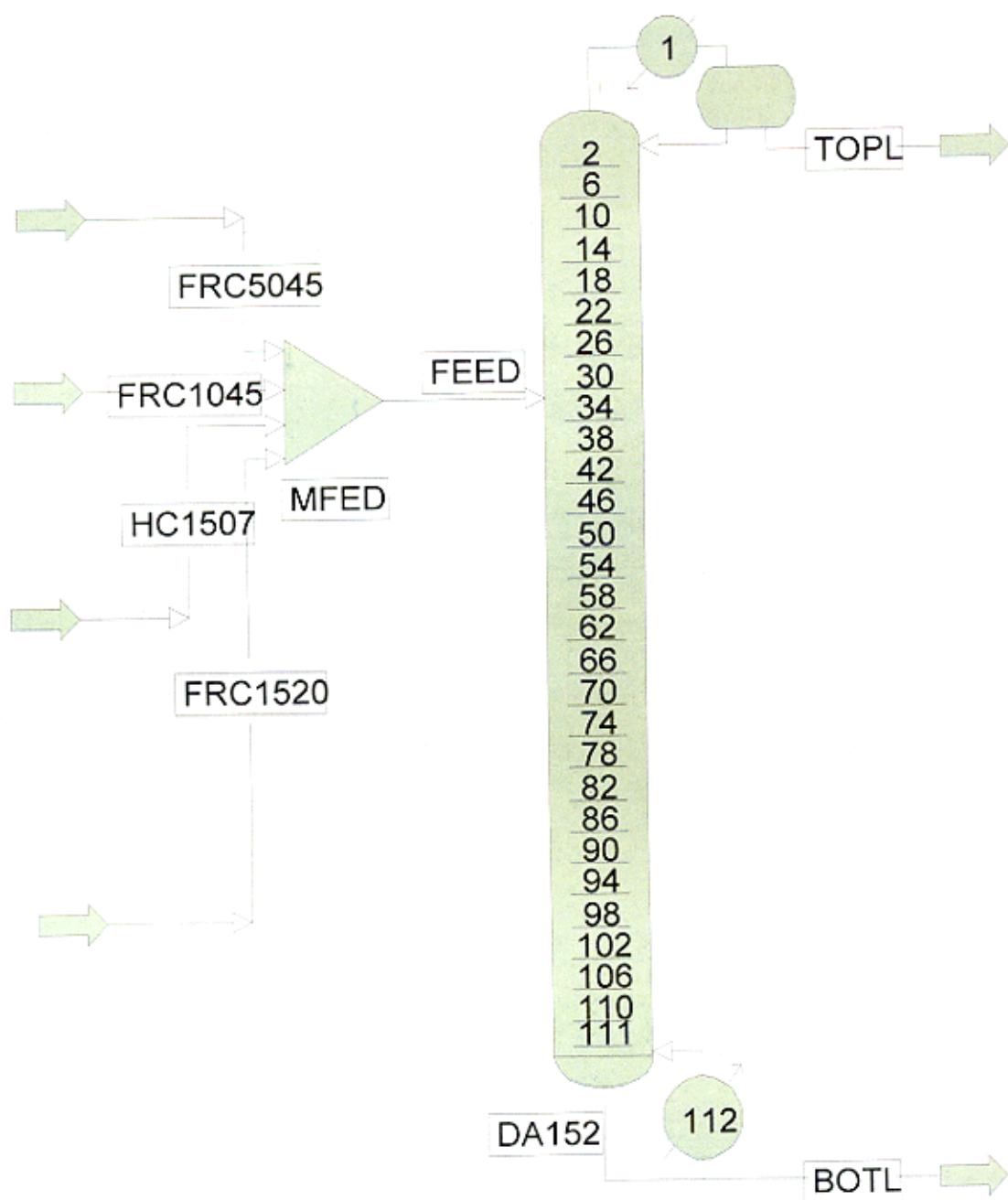


图2-1、二甲苯塔 (DA-152) 流程示意图

表2-4、第一套工艺标定数据计算结果

序号	项 目		塔顶产品 (TOPL)		塔底产品 (BOTL)	
			计算值	标定值	计算值	标定值
1	流 量	kg/h	45001.5	45100.0	8098.5	8300.0
2	温 度	℃	122.0	122.0	187.7	187.1
3	组 成 mol%	非芳烃 (NA)	12.2488	10.37	0.0498	1.96
		苯 (B)	0.0124			
		甲苯 (TOL)	1.7136	1.45		
		乙苯 (EB)	17.7662	18.54	0.0245	
		对二甲苯 (PX)	17.3656	19.18	0.1768	0.20
		间二甲苯 (MX)	42.8100	43.73	1.2658	1.25
		邻二甲苯 (OX)	8.0831	6.73	57.9515	59.27
		三甲苯 (C9A)			40.5315	37.32
		合 计	100.0000	100.00	100.0000	100.00

注：计算塔顶回流量=179106kg/h；实际塔顶回流量=179500kg/h

计算中采用的塔板效率为 35%(下同)

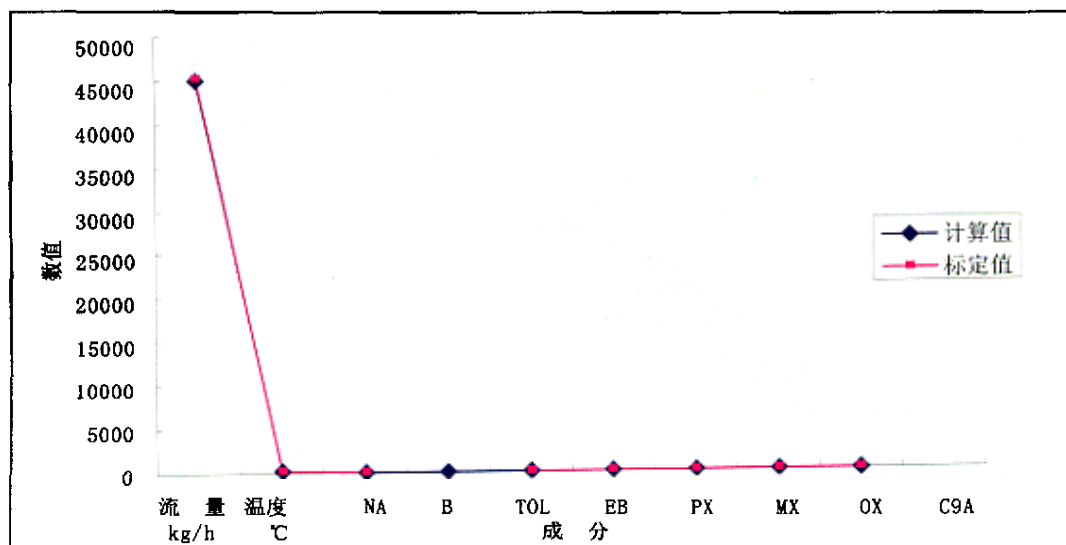


图2-2 塔顶产品模拟计算值与标定值关系图

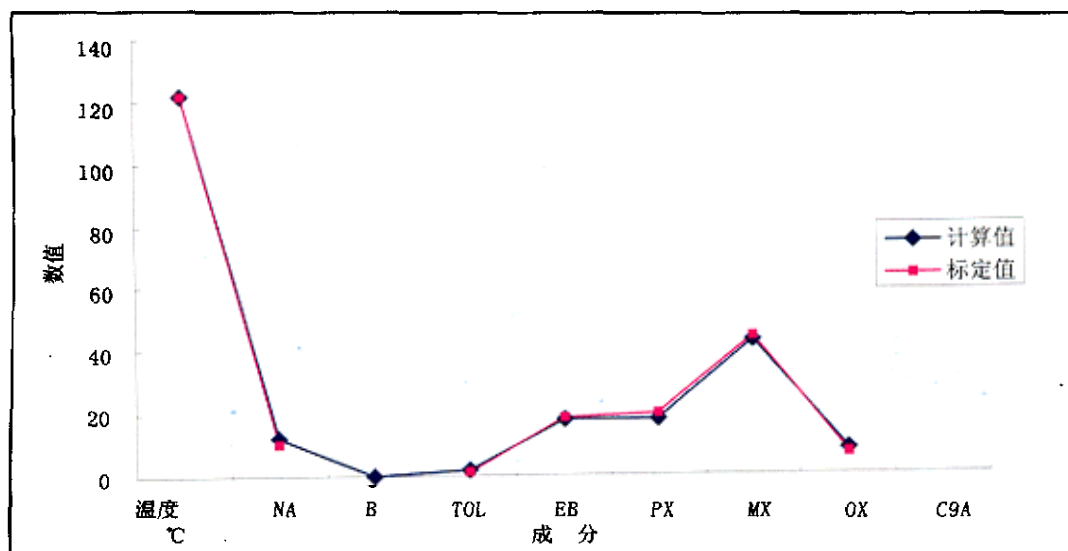


图2-3 塔顶产品模拟计算值与标定值关系图（局部放大）

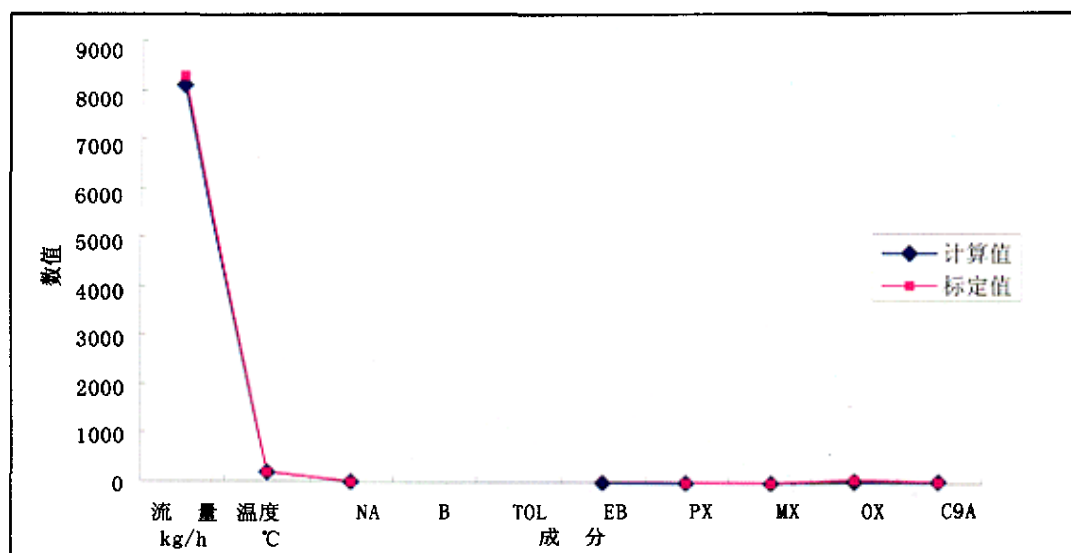


图2-4 塔底产品模拟计算值与标定值关系图

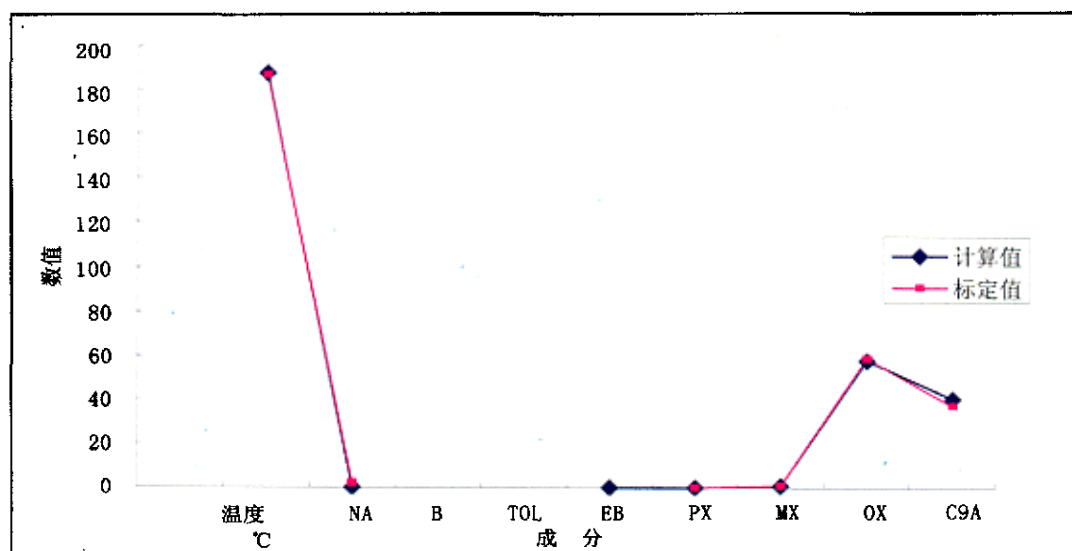


图2-5 塔底产品模拟计算值与标定值关系图（局部放大）

从计算结果可以看出，工艺计算结果与实测数据比较吻合，但软件计算的塔顶产品的OX（邻二甲苯）含量，比实测值高1%左右，说明软件计算结果比较保守。

2.2.3 第二套标定数据的核算

第二套标定数据的工艺模拟计算结果略。 简要工艺计算结果汇总见表2-5所示。

表2-5 第二套工艺标定数据计算结果

序号	项 目		塔顶产品 (TOPL)		塔底产品 (BOTL)	
			计算值	标定值	计算值	标定值
1	流 量	kg/h	45000.8	45200	8399.2	8500
2	温 度	℃	122.0	122.0	187.5	187.4
3	组 成 mol%	非芳烃 (NA)	11.1858	10.91	0.4016	0.82
		苯 (B)	0.0125			
		甲苯 (TOL)	1.4708	1.49		
		乙苯 (EB)	17.5739	16.66	0.0280	
		对二甲苯 (PX)	17.7642	18.48	0.2108	0.19
		间二甲苯 (MX)	44.1666	45.52	1.4872	1.25
		邻二甲苯 (OX)	7.8622	6.94	58.9170	58.84
		三甲苯 (C9A)			38.9554	38.90
		合 计	100.0000	100.00	100.0000	100.00

注：计算塔顶回流量=176803kg/h；实际塔顶回流量=176800kg/h

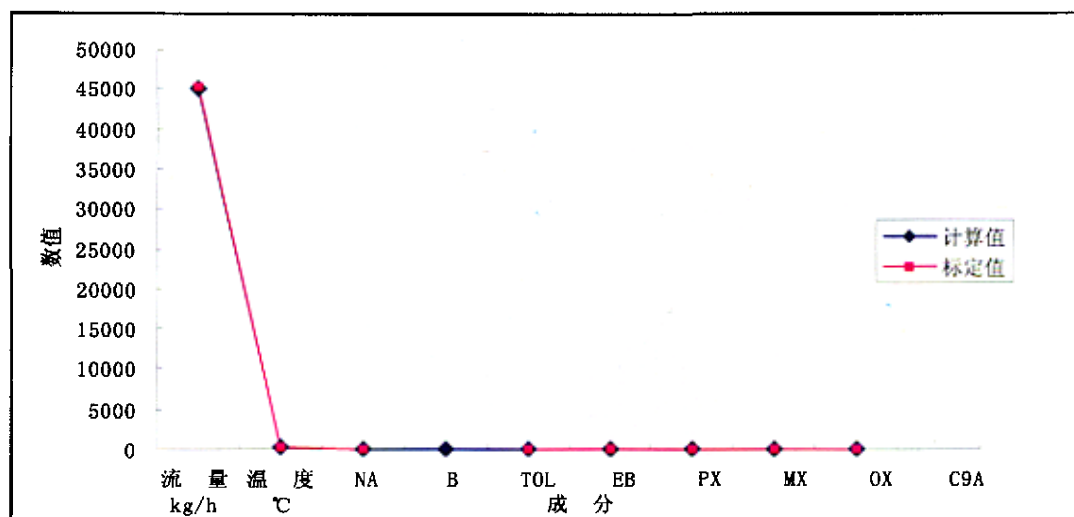


图2-6 第二套工艺标定数据塔顶产品模拟计算值与标定值关系图

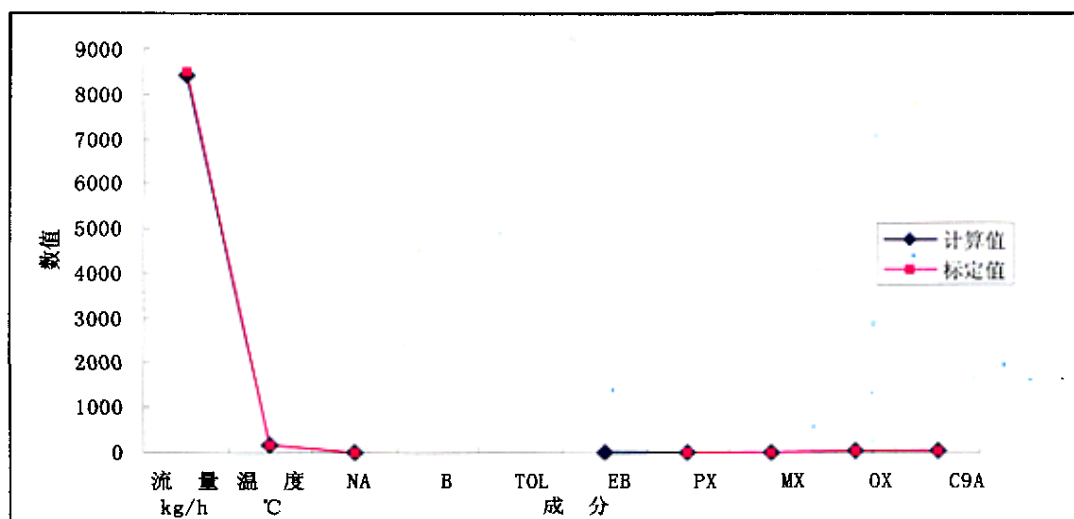


图2-7 第二套工艺标定数据塔底产品模拟计算值与标定值关系图

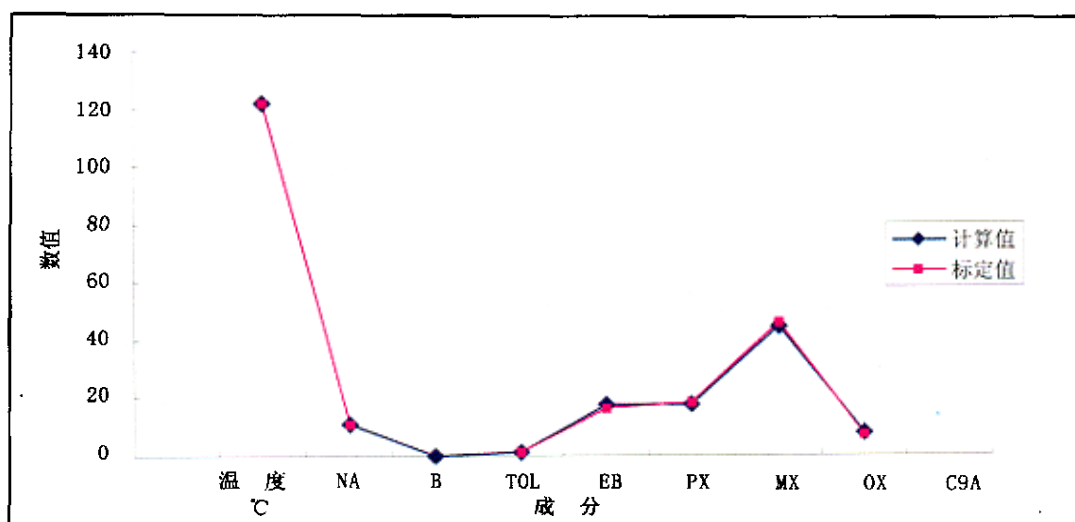


图2-8 第二套工艺标定数据塔顶产品模拟计算值与标定值关系图（局部放大）

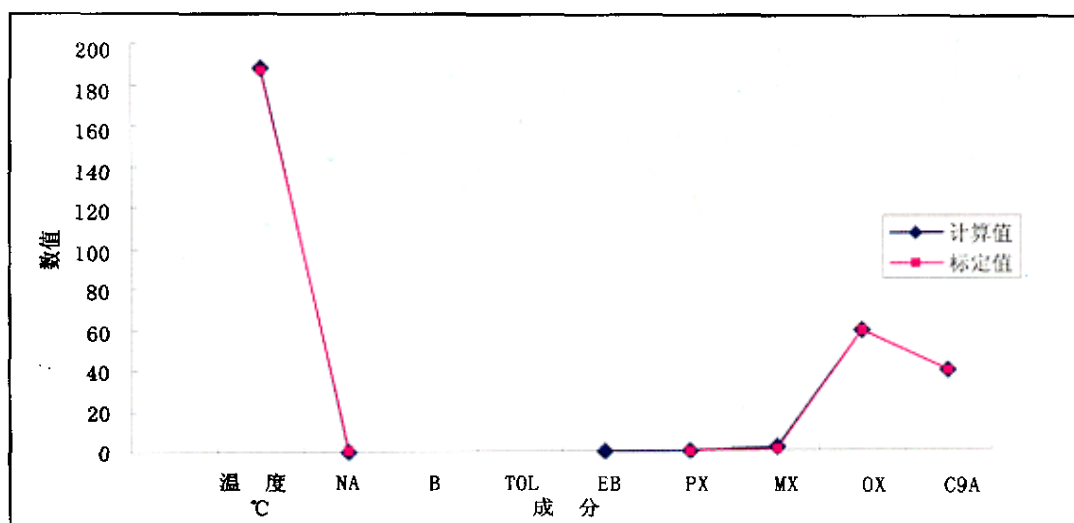


图2-9 第二套工艺标定数据塔底产品模拟计算值与标定值关系图（局部放大）

从表2-5可以看出， 第二套工艺标定计算结果能更好地与标定数据相符合，

以后的方案改造计算，就以第二套的标定数据为准。^[29~35]

第三章

二甲苯塔（DA—152）产品质量不合格及生产波动 原因分析与探索

3.1 进料条件不变时生产波动原因分析与探索

根据现场工作人员介绍，DA-152塔底液位很难控制在设定液位上，有时好不容易控制住塔底的液位，当再沸器的热油忽然有一个大的波动（流量增大），则DA-152的塔底液位很快就会变成“0”液位了，而且同时会造成产品中邻二甲苯（OX）含量的波动，使塔顶产品中OX的含量增加，塔底产品中OX含量减少（OX应当从塔底采出）。

为了寻找上述原因在理论上的依据，本项目以第二套标定数据为原始数据，将塔底再沸器的热负荷逐渐增加，共计算了10套结果，详细计算结果见计算结果略。简要计算结果见表3-1所示。

从简要计算结果汇总表(表3-1)可以看出：当塔底再沸器的热负荷由正常操作的 $21.2824 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ 增加到 $22.3164 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ 时（变化幅度为4.8585%），塔顶产品产量由 45000 kg/h 增加到 53400 kg/h ，塔底产品产量由 8400 kg/h 减少到0，在产品质量上，塔顶产品中OX的含量由7.8635% (mol%下同) 增加到15.3963%。由此可见，当塔底再沸器热负荷波动接近5%时，分馏塔的操作就有很大的波动。虽然没有塔底液位的计算结果，但从塔底产品由正常量减少到0流量，就可以间接说明了塔底液位的变化情况，塔底产量的变化在实际操作中就反映在塔底液位很难控制，若塔底产品流量为0，则塔底液位肯定为0，与此相适应塔顶产品中OX的含量也随之增加。计算结果与现场的实际变化趋势非常吻合。

一般再沸器的设计富裕量都在30%以上，对与一般装置操作的允许波动

范围为 $\pm 20\%$ ，而对于二甲苯塔(DA-152)的塔底再沸器，当热负荷波动5%左右时，就可以对二甲苯塔的操作造成很大的影响。

本装置现有操作条件下的再沸器计算结果和塔板水力学计算结果见附录1。

从计算结果可以看出，再沸器的富裕量为10%左右，本装置现有操作数据与设计数据相比，属于高负荷，如果装置在低负荷下操作，则再沸器的富裕量更大。

因此当进料条件不变时，塔底液位很难控制和塔顶产品中OX含量增加，造成产品质量不合格的主要原因是再沸器的热负荷的变化，也就是由于再沸器加热源——热油流量或热油温度变化。说明热油流量的控制或热油温度的控制不灵敏或不精确，才使得塔底再沸器热负荷发生变化，从而导致生产的波动。

表3-1 再沸器热负荷的变化对产品产量和质量的影响

序号	再沸器热负荷		塔顶产品	塔底产品	塔顶产品	备注
	Mkcal/h	变化率 (%)	产量 (kg/h)	产量 (kg/h)	中OX含量 (mol%)	
0	21.2824	0.0	45000	8400	7.8622	
1	21.3974	0.5404	46000	7400	9.6649	
2	21.5092	1.0657	47000	6400	11.4589	
3	21.6180	1.5769	48000	5400	13.2090	
4	21.7298	2.0881	49000	4400	14.9036	
5	21.8776	2.7967	50000	3400	16.3008	
6	22.0109	3.4230	51000	2400	16.0240	
7	22.1405	4.0320	52000	1400	15.7563	
8	22.2668	4.6254	53000	400	15.4975	
9	22.3151	4.8524	53390	10	15.3988	
10	22.3164	4.8585	53400	0	15.3963	

注：序号0为正常操作时的数据

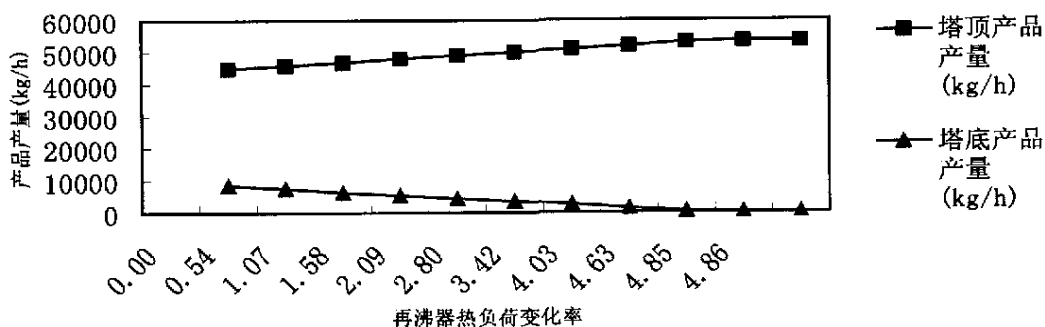


图3-1 塔顶和塔底产量与在沸器热负荷变化率关系图

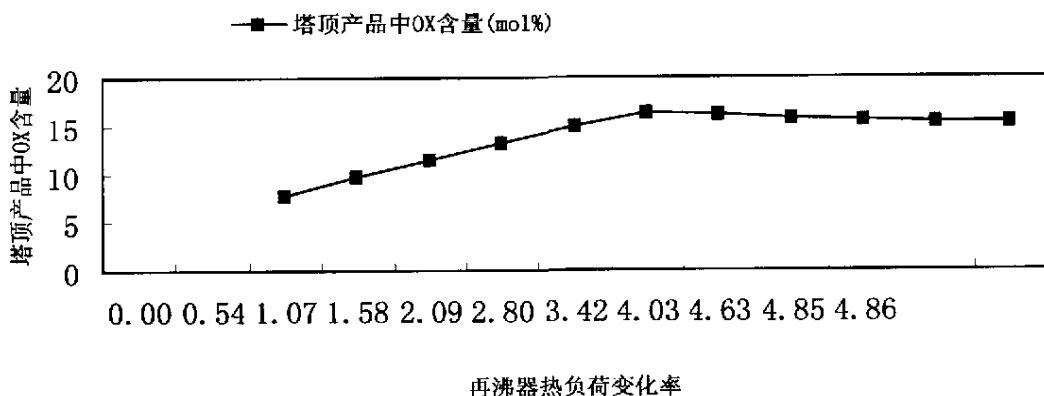


图3-2 塔顶产品中OX含量与再沸器热负荷变化率关系图

3. 2 操作条件不变，进料组成变化时对生产操作的影响

当塔操作条件不变：

进料流量 $F=53400 \text{ kg/h}$ 不变；

回流量 $R_{\text{flex}}=176800\text{kg/h}$ 不变；

塔顶产品产量= 4500kg/h 不变；

塔底产品产量= 8400kg/h 不变。

当进料组成中 OX（邻二甲苯）的含量变化（乙苯(EB)、对二甲苯(PX)和间二甲苯(MX)的含量相应改变）时，共计算了 7 套方案，详细计算结果略，简要计算结果见表3-2所示。

从简要计算结果表六可以看出，当进料组成中 OX（邻二甲苯）的含量由 12% 变化到 18%，则塔顶产品中 OX 的含量由 4.2294% 增加到 10.7840%，塔底产品中 OX 的含量由 56.8992% 增加到 59.6806%，塔底产品中 EB+PX+MX 的含量由 3.3744% 减少到 1.0691%。

表3-2 进料组成的变化对产品质量的影响

序号	进料组成变化(mol%)		塔顶产品中OX含量(mol%)	塔底产品中OX含量(mol%)	塔底产品中EB+PX+MX(mol%)	备注
	OX	EB+PX+MX				
1	12.0	71.3925	4.2294	56.8992	3.3744	
2	13.0	70.3925	5.1838	58.1572	2.3242	
3	14.0	69.3925	6.2491	58.7752	1.8136	
4	15.0	68.3925	7.3592	59.1353	1.5185	
5	16.0	67.3925	8.4913	59.3741	1.3202	
6	17.0	66.3925	9.6345	59.5469	1.1776	
7	18.0	65.3925	10.7840	59.6806	1.0691	

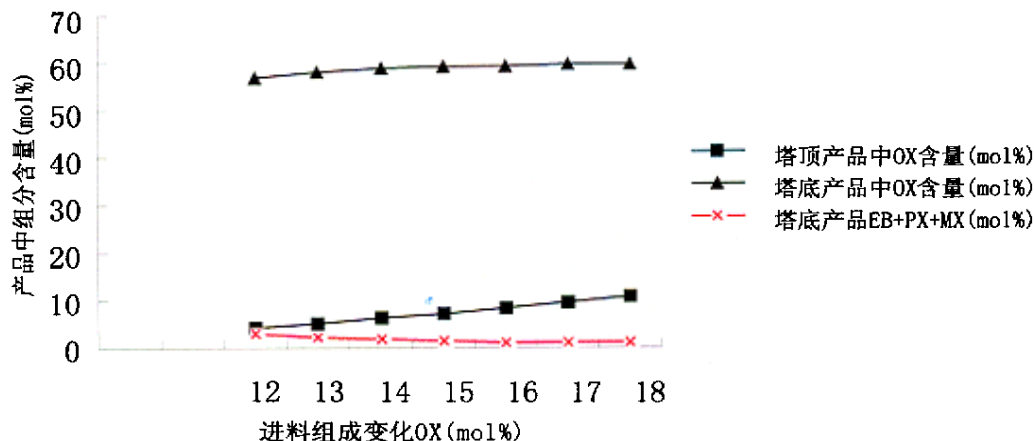


图3-3 进料组成的变化(OX)对产品质量的影响

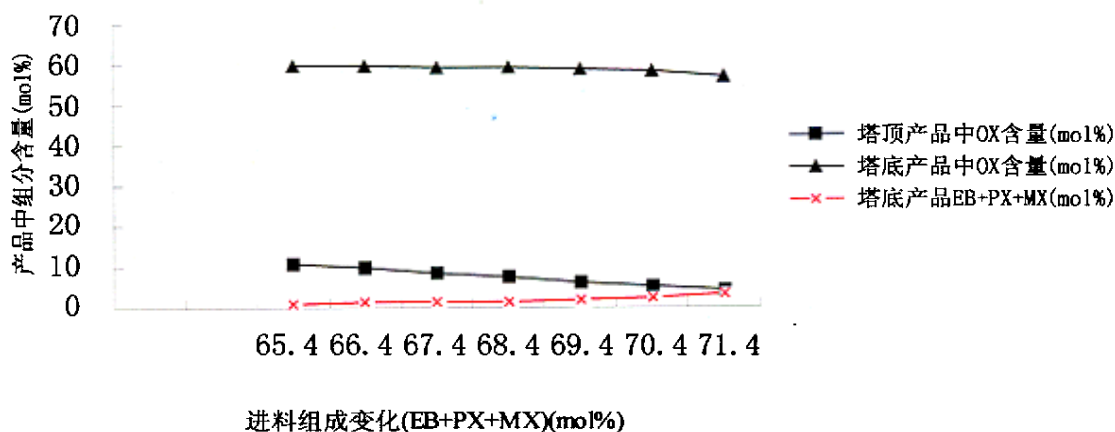


图3-4 进料组成的变化(EB+PX+MX)对产品质量的影响

从计算结果可以看出，当进料组成发生变化以后，若产品产量不发生变化，则塔顶产品中 OX 的含量将随着进料组成的变化而变化。如果进料组成中 OX 含量增加，则塔顶产品中 OX 的含量也增加。而塔底产品中 EB+PX+MX 的含量减少。

因此，产品要随着进料条件的变化而变化，否则产品质量将不合格或产品质量达不到最优值。

第四章 二甲苯塔(DA-152)改造方案探讨

4.1 控制塔底液位的对策与改造方案探讨

从前面的分析可以知道，二甲苯塔塔底液位控制不住的主要原因是塔底再沸器供热热源——热油的流量和温度的波动相对较大造成的，对热油系统来说，波动 $\pm 10\%$ 应该是正常的，但对于二甲苯塔的操作，则影响太大了。根据计算可以知道，二甲苯塔底再沸器的热负荷的波动范围应在 $\pm 0.5\%$ 以内，才能保证生产的稳定性和塔底液位的可控制性，要做到这样高的控制精度，必须对现有生产控制流程进行改造：

1. 对再沸器热油控制系统更换先进的、灵敏度高的控制仪表，以满足比较苛刻的工艺生产条件；
2. 将再沸器的热源更换成比较稳定的供热热源，要求热源的波动在 $\pm 1\%$ 以内；
3. 将再沸器与热油之间加一种缓冲型的换热设备和换热剂，并配套相应的控制仪表设施，使热油的波动对再沸器的供热负荷影响较小；
4. 对相应的流程进行改进，以适应稳定性的生产要求；
5. 对再沸器和热油系统加上“先进控制系统”，并将热油的供油线增加一条旁路线，当热油系统的流量或温度发生波动时，先进控制系统能根据实际所需要的热负荷，很快地计算出所需要的热油流量，可以对控制系统作出准确、快速的反应，多余的热油流量从旁路分流。这是一种最理想的方案，也是将来控制发展的趋势，这需要仪表、工艺、计算机等专业协同配合，才能将改造方案付诸实施。如果全装置都采用“先进控制系统”，将大大提高装置的操作水平和装置的先进性。

现有换热的自控流程图如图4-1所示。

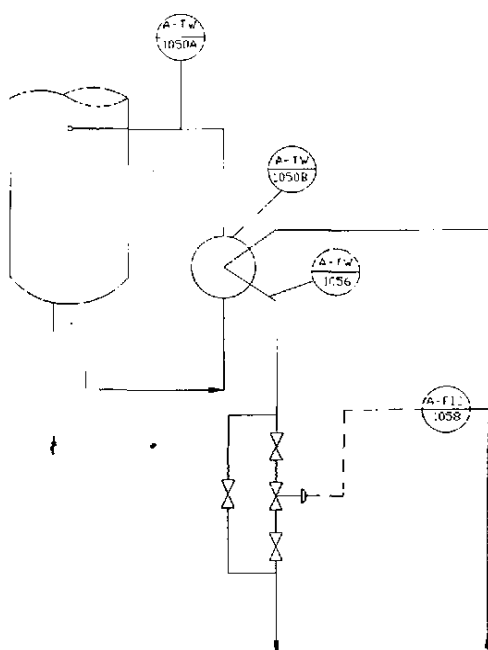


图4-1、DA152塔底再沸器现有换热自控流程

从图中可以看出，现有的自控流程的控制阀组设在热油出口，很容易对再沸器的换热造成冲击，而且现有的自控流程没有考虑再沸器物料出口温度的变化和塔底液位的变化对再沸器热负荷的影响，当热油流量增大时，不能及时控制来油的流量，而是控制返回油的流量，使控制发生迟缓，对再沸器造成冲击，另外，若控制仪表的精度不够，也很容易对再沸器再沸器造成冲击。

考虑上述各种因素，在尽量采用高精度仪表的同时，提出如下的仪表控制改造方案：

4. 1. 1 塔底再沸器自控流程改造方案一

塔底再沸器自控流程改造方案一的部分模拟计算结果如下：

表 4-1 塔底再沸器自控流程改造方案一模拟计算结果一

TRAY DEG	TEMP C	PRESSURE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUCT KG/HR	DUTIES M*KCAL/HR
1C	122.0	1.50	142086.4	44892.9L			-18.2508
2	160.6	2.00	173623.2	186979.4			
3	163.9	2.01	175993.7	218516.1			
23	168.5	2.13	177035.2	221911.1			
24	168.7	2.14	177327.6	221928.1			
25	168.7	2.15	237062.9	222220.5	53400.0L		
26	169.7	2.15	238019.4	228555.8			
109	186.4	2.68	242550.1	233848.5			
110	186.9	2.69	242768.1	234043.0			
111	187.5	2.69	236986.0	234261.0			
112R	193.3	2.70	228478.9	8507.1L		17.8900	

表 4-2 塔底再沸器自控流程改造方案一模拟计算结果二

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	BOTL	FEED	FRC1045	FRC1520
1	BENZENE	1.6029E-18	0.0106	0.0000	0.0000
2	TOLUENE	1.8992E-10	1.2538	0.0000	1.7500
3	EBENZENE	0.0392	14.9540	20.2500	13.5200
4	PXYLENE	0.3033	15.1739	15.1200	15.6700
5	MXYLENE	2.0575	37.8685	34.8600	40.1300
6	OXYLENE	58.5959	15.3963	15.0500	15.5900
7	124MBENZ	38.4400	5.7486	14.5000	0.3200
8	COCT	0.5640	2.0050	0.0000	2.8200
9	CP	3.8384E-14	3.6611	0.0000	5.0000
10	CH	1.0051E-18	3.8033	0.0000	5.2000
11	MCH	4.9414E-16	0.0893	0.2000	0.0000
12	ECH	1.1619E-04	0.0356	0.0200	0.0000

表 4-3 塔底再沸器自控流程改造方案一模拟计算结果三

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	FRC5045	HC1507	TOPL
1	BENZENE	0.0000	0.1996	0.0125
2	TOLUENE	0.0000	0.1797	1.4742
3	EBENZENE	24.6300	6.1489	17.5767
4	PXYLENE	14.9300	8.9738	17.7888
5	MXYLENE	33.7700	22.0902	44.1656
6	OXYLENE	13.8600	15.5620	7.7999
7	124MBENZ	12.6900	41.3755	5.4013E-09
8	COCT	0.0000	0.0000	2.2584
9	CP	0.0000	1.9964	4.3049
10	CH	0.0000	1.9964	4.4721
11	MCH	0.0000	0.9982	0.1051
12	ECH	0.1200	0.4791	0.0419

在模拟计算的基础上，本文提出了塔底再沸器自控流程改造方案一。由于现有的自控流程的控制阀组设在热油出口，很容易对再沸器的换热造成冲击，而且当热油流量增大时，不能及时控制来油的流量，而是控制返回油的流量，使控制发生迟缓，对再沸器也会造成冲击；塔底再沸器自控流程改造方案一是将热油的控制阀组放在热油管线的进口，这样可以通过控制热油的进口流量有效地减少热油的滞留效应和温控的迟缓，从而避免了对再沸器的换热造成冲击。自控流程图如图4-2所示；

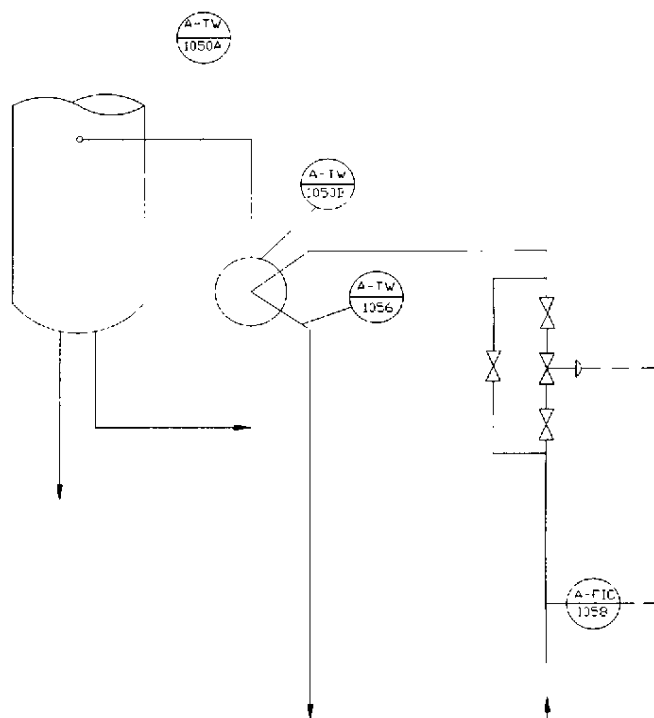


图4-2、DA152塔底再沸器自控流程改造方案一

4. 1. 2 塔底再沸器自控流程改造方案二

塔底再沸器自控流程改造方案二的部分模拟计算结果如下：

表 4-4 塔底再沸器自控流程改造方案二模拟计算结果一

TRAY DEG	TEMP C	PRESSURE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUCT KG/HR	DUTIES M*KCAL/HR
1C	122.0	1.50	164605.7	44381.4L			-20.3718
2	160.3	2.00	200786.9	208987.1			
23	168.6	2.13	205061.0	249425.2			
24	168.8	2.14	205410.3	249442.4			
25	168.8	2.15	265140.1	249791.7	53400.0L		
26	169.7	2.15	266104.9	256121.4			
110	186.7	2.69	271201.0	261951.6			
111	187.2	2.69	265053.3	262182.4			
112R	192.8	2.70	256034.7	9018.6L		20.0273	

表 4-5 塔底再沸器自控流程改造方案二模拟计算结果二

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	BOTL	FEED	FRC1045	FRC1520
1	BENZENE	5.6210E-17	0.0106	0.0000	0.0000
2	TOLUENE	1.8089E-10	1.2538	0.0000	1.7500
3	EBENZENE	0.0378	14.9540	20.2500	13.5200
4	PXYLENE	0.3002	15.1739	15.1200	15.6700
5	MXYLENE	2.0620	37.8685	34.8600	40.1300
6	OXYLENE	60.8668	15.3963	15.0500	15.5900
7	124MBENZ	36.1558	5.7486	14.5000	0.3200
8	COCT	0.5773	2.0050	0.0000	2.8200
9	CP	3.1651E-14	3.6611	0.0000	5.0000
10	CH	3.5307E-15	3.8033	0.0000	5.2000
11	MCH	2.3071E-14	0.0893	0.2000	0.0000
12	ECH	1.1689E-04	0.0356	0.0200	0.0000

表 4-6 塔底再沸器自控流程改造方案二模拟计算结果三

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	FRC5045	HC1507	TOPL
1	BENZENE	0.0000	0.1996	0.0126
2	TOLUENE	0.0000	0.1797	1.4908
3	EBENZENE	24.6300	6.1489	17.7740
4	PXYLENE	14.9300	8.9738	17.9858
5	MXYLENE	33.7700	22.0902	44.6378
6	OXYLENE	13.8600	15.5620	6.8000
7	124MBENZ	12.6900	41.3755	1.4041E-09
8	COCT	0.0000	0.0000	2.2749
9	CP	0.0000	1.9964	4.3532
10	CH	0.0000	1.9964	4.5223
11	MCH	0.0000	0.9982	0.1062
12	ECH	0.1200	0.4791	0.0424

在模拟计算的基础上，本文提出了塔底再沸器自控流程改造方案二。方案二是在将热油的控制阀组放在热油管线的进口的基础上，增加了再沸器出口物流的温度串级控制，有效地控制了操作系统温度过热，防止液位为零。自控流程图如图4-3所示；

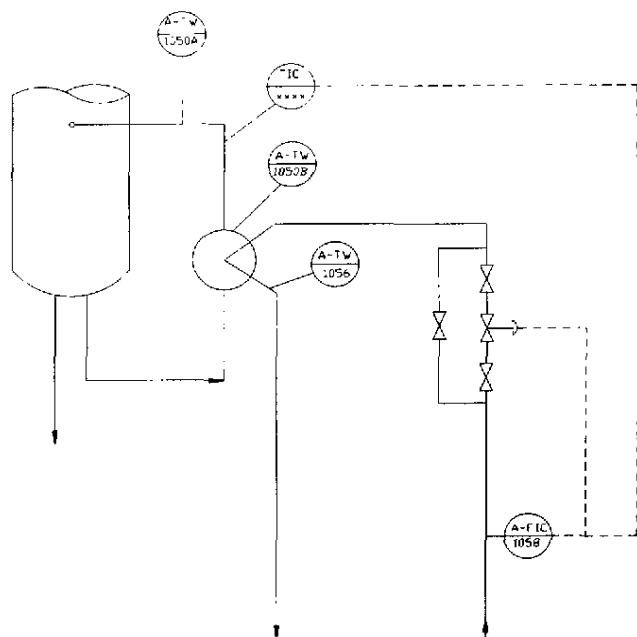


图4-3、DA152塔底再沸器自控流程改造方案二

4. 1. 3 塔底再沸器自控流程改造方案三

进料组成不变的工艺操作改造方案三的部分模拟计算结果如下：

表 4-7 塔底再沸器自控流程改造方案三模拟计算结果一

TRAY DEG	TEMP C	PRESSU RE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUCT KG/HR	DUTIES M*KCAL/H R
1C	122.0	1.50	189232.3	43880.8L			-22.6923
2	160.0	2.00	230404.3	233113.1			
23	168.6	2.13	235668.5	279533.1			
24	168.9	2.14	236091.6	279549.4			
25	168.9	2.15	295786.1	279972.4	53400.0L		
26	169.7	2.15	296761.2	286266.9			
110	186.5	2.69	302229.5	292465.2			
111	187.0	2.69	295691.6	292710.3			
112R	192.3	2.70	286172.4	9519.2L		22.3639	

表 4-8 塔底再沸器自控流程改造方案二模拟计算结果二

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	BOTL	FEED	FRC1045	FRC1520
1	BENZENE	5.8083E-15	0.0106	0.0000	0.0000
2	TOLUENE	1.7128E-10	1.2538	0.0000	1.7500
3	EBENZENE	0.0364	14.9540	20.2500	13.5200
4	PXYLENE	0.2971	15.1739	15.1200	15.6700
5	MXYLENE	2.0665	37.8685	34.8600	40.1300
6	OXYLENE	62.8398	15.3963	15.0500	15.5900
7	124MBENZ	34.1691	5.7486	14.5000	0.3200
8	COCT	0.5910	2.0050	0.0000	2.8200
9	CP	0.0000	3.6611	0.0000	5.0000
10	CH	3.2388E-14	3.8033	0.0000	5.2000
11	MCH	1.0915E-14	0.0893	0.2000	0.0000
12	ECH	1.1716E-04	0.0356	0.0200	0.0000

表 4-9 塔底再沸器自控流程改造方案三模拟计算结果三

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	FRC5045	HC1507	TOPL
1	BENZENE	0.0000	0.1996	0.0128
2	TOLUENE	0.0000	0.1797	1.5074
3	EBENZENE	24.6300	6.1489	17.9714
4	PXYLENE	14.9300	8.9738	18.1830
5	MXYLENE	33.7700	22.0902	45.1101
6	OXYLENE	13.8600	15.5620	5.8000
7	124MBENZ	12.6900	41.3755	4.5292E-10
8	COCT	0.0000	0.0000	2.2910
9	CP	0.0000	1.9964	4.4016
10	CH	0.0000	1.9964	4.5726
11	MCH	0.0000	0.9982	0.1074
12	ECH	0.1200	0.4791	0.0428

在模拟计算的基础上，本方案针对液位不稳提出了塔底再沸器自控流程改造方案三。方案三是在将热油的控制阀组放在热油管线的进口的基础上，增加了塔底液位的串级控制，当发现塔底液位较低时，及时减少热油流量，降低温度，使塔底液位保持恒定。自控流程图如图4-4所示；

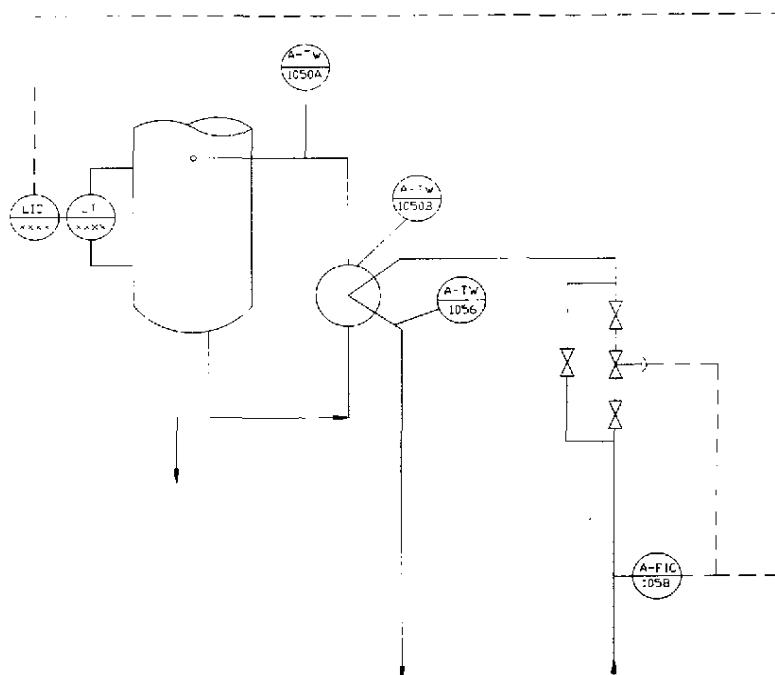


图4-4、DA152塔底再沸器自控流程改造方案三

4. 1. 4 塔底再沸器自控流程改造方案四

进料组成不变的工艺操作改造方案四部分模拟计算结果如下：

表 4-10 塔底再沸器自控流程改造方案四模拟计算结果一

TRAY DEG	TEMP C	PRESSURE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUCT KG/HR	DUTIES M*KCAL/HR
1C	122.0	1.50	217528.2	43390.9L			-25.3629
2	159.7	2.00	264352.9	260919.0			
23	168.7	2.13	270806.0	314182.4			
24	169.0	2.14	271329.7	314196.9			
25	168.9	2.15	330949.2	314720.5	53400.0L		
26	169.7	2.15	331937.5	320940.0			
109	186.0	2.68	337561.0	327318.5			
110	186.4	2.69	337823.3	327551.9			
111	186.8	2.69	330829.8	327814.2			
112R	191.9	2.70	320820.7	10009.1L		25.0502	

表 4-11 塔底再沸器自控流程改造方案四模拟计算结果二

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	BOTL	FEED	FRC1045	FRC1520
1	BENZENE	1.4902E-15	0.0106	0.0000	0.0000
2	TOLUENE	1.6070E-10	1.2538	0.0000	1.7500
3	EBENZENE	0.0350	14.9540	20.2500	13.5200
4	PXYLENE	0.2939	15.1739	15.1200	15.6700
5	MXYLENE	2.0711	37.8685	34.8600	40.1300
6	OXYLENE	64.5691	15.3963	15.0500	15.5900
7	124MBENZ	32.4251	5.7486	14.5000	0.3200
8	COCT	0.6056	2.0050	0.0000	2.8200
9	CP	3.5750E-15	3.6611	0.0000	5.0000
10	CH	2.2296E-14	3.8033	0.0000	5.2000
11	MCH	9.5626E-15	0.0893	0.2000	0.0000
12	ECH	1.1695E-04	0.0356	0.0200	0.0000

表 4-12 塔底再沸器自控流程改造方案四模拟计算结果三

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	FRC5045	HC1507	TOPL
1	BENZENE	0.0000	0.1996	0.0129
2	TOLUENE	0.0000	0.1797	1.5240
3	EBENZENE	24.6300	6.1489	18.1690
4	PXYLENE	14.9300	8.9738	18.3804
5	MXYLENE	33.7700	22.0902	45.5825
6	OXYLENE	13.8600	15.5620	4.8000
7	124MBENZ	12.6900	41.3755	1.6390E-10
8	COCT	0.0000	0.0000	2.3065
9	CP	0.0000	1.9964	4.4500
10	CH	0.0000	1.9964	4.6229
11	MCH	0.0000	0.9982	0.1086
12	ECH	0.1200	0.4791	0.0433

在模拟计算的基础上，本文提出了塔底再沸器自控流程改造方案四。在将热油的控制阀组放在热油管线的进口的基础上，增加了再沸器出口物流的温度串级控制和塔底液位的串级控制。自控流程图如图4-5所示；

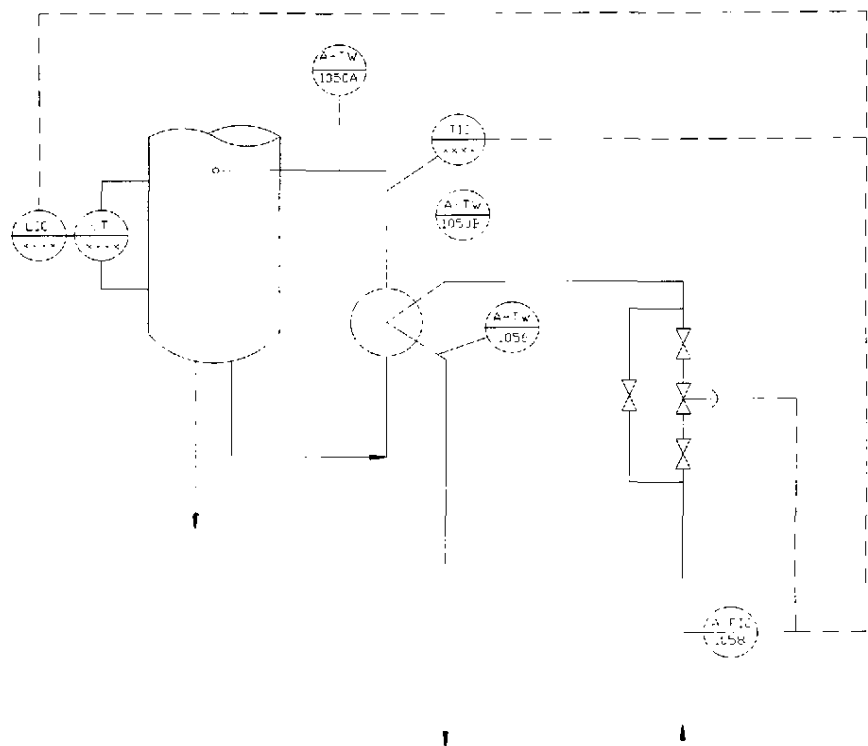


图4-5、DA152塔底再沸器自控流程改造方案四

4. 1. 5 塔底再沸器自控流程改造方案五

进料组成不变的工艺操作改造方案五的部分模拟计算结果如下：

表 4-13 塔底再沸器自控流程改造方案五模拟计算结果一

TRAY DEG	TEMP C	PRESSU RE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUCT KG/HR	DUTIES M*KCAL/H R
1C	122.0	1.50	252329.0	42911.1L			-28.6566
2	159.4	2.00	306038.4	295240.1			
3	163.3	2.01	311062.8	348949.5			
23	168.8	2.13	314008.3	356906.8			
24	169.0	2.14	314674.2	356919.4			
25	168.9	2.15	374163.1	357585.3	53400.0L		
26	169.6	2.15	375169.7	363674.2			
109	185.9	2.68	381270.8	370528.8			
110	186.2	2.69	381555.5	370781.9			
111	186.7	2.69	373973.7	371066.6			
112R	191.5	2.70	363484.8	10488.9L		28.3592	

表 4-14 塔底再沸器自控流程改造方案五模拟计算结果二

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	BOTL	FEED	FRC1045	FRC1520
1	BENZENE	6.1772E-15	0.0106	0.0000	0.0000
2	TOLUENE	1.4844E-10	1.2538	0.0000	1.7500
3	EBENZENE	0.0335	14.9540	20.2500	13.5200
4	PXYLENE	0.2904	15.1739	15.1200	15.6700
5	MXYLENE	2.0760	37.8685	34.8600	40.1300
6	OXYLENE	66.0960	15.3963	15.0500	15.5900
7	124MBENZ	30.8817	5.7486	14.5000	0.3200
8	COCT	0.6222	2.0050	0.0000	2.8200
9	CP	2.1533E-20	3.6611	0.0000	5.0000
10	CH	6.2249E-14	3.8033	0.0000	5.2000
11	MCH	7.0672E-16	0.0893	0.2000	0.0000
12	ECH	1.1615E-04	0.0356	0.0200	0.0000

表 4-15 塔底再沸器自控流程改造方案五模拟计算结果三

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	FRC5045	HC1507	TOPL
1	BENZENE	0.0000	0.1996	0.0130
2	TOLUENE	0.0000	0.1797	1.5406
3	EBENZENE	24.6300	6.1489	18.3667
4	PXYLENE	14.9300	8.9738	18.5781
5	MXYLENE	33.7700	22.0902	46.0551
6	OXYLENE	13.8600	15.5620	3.8000
7	124MBENZ	12.6900	41.3755	6.1646E-11
8	COCT	0.0000	0.0000	2.3213
9	CP	0.0000	1.9964	4.4985
10	CH	0.0000	1.9964	4.6732
11	MCH	0.0000	0.9982	0.1098
12	ECH	0.1200	0.4791	0.0438

在模拟计算的基础上，本文提出了塔底再沸器自控流程改造方案五。在将热油的控制阀组放在热油管线的进口基础上，又增加了热油旁路控制；通过热油的旁路控制，可以更精确更灵活地控制再沸器对系统提供的温度控制，为产品的质量提供保证。控制自控流程图如图4-6所示；

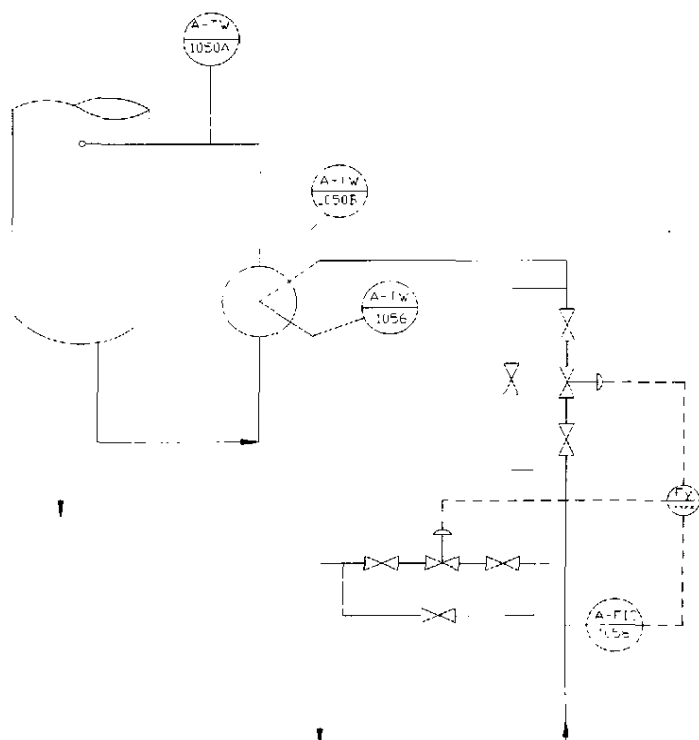


图4-6 DA152塔底再沸器自控流程改造方案五

4. 1. 6 塔底再沸器自控流程改造方案六

进料组成不变的工艺操作改造方案六的模拟计算结果汇总如下：

表 4-16 塔底再沸器自控流程改造方案六模拟计算结果一

TRAY DEG	TEMP C	PRESSU RE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUCT KG/HR	DUTIES M*KCAL/H R
1C	122.0	1.50	299852.9	42440.8L			-33.1720
2	159.1	2.00	362928.9	342293.7			
23	168.8	2.13	373033.0	415462.2			
24	169.0	2.14	373910.5	415473.8			
25	168.9	2.15	433184.0	416351.3	53400.0L		
26	169.6	2.15	434217.3	422224.8			
110	186.1	2.69	441260.6	429984.0			
111	186.6	2.69	432817.4	430301.4			
112R	191.2	2.70	421858.3	10959.2L		32.8897	

表 4-17 塔底再沸器自控流程改造方案六模拟计算结果二

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	BOTL	FEED	FRC1045	FRC1520
1	BENZENE	4.5051E-16	0.0106	0.0000	0.0000
2	TOLUENE	1.3352E-10	1.2538	0.0000	1.7500
3	EBENZENE	0.0318	14.9540	20.2500	13.5200
4	PXYLENE	0.2865	15.1739	15.1200	15.6700
5	MXYLENE	2.0817	37.8685	34.8600	40.1300
6	OXYLENE	67.4522	15.3963	15.0500	15.5900
7	124MBENZ	29.5053	5.7486	14.5000	0.3200
8	COCT	0.6424	2.0050	0.0000	2.8200
9	CP	4.4127E-14	3.6611	0.0000	5.0000
10	CH	2.8133E-18	3.8033	0.0000	5.2000
11	MCH	4.2289E-14	0.0893	0.2000	0.0000
12	ECH	1.1454E-04	0.0356	0.0200	0.0000

表 4-18 塔底再沸器自控流程改造方案六模拟计算结果三

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	FRC5045	HC1507	TOPL
1	BENZENE	0.0000	0.1996	0.0132
2	TOLUENE	0.0000	0.1797	1.5572
3	EBENZENE	24.6300	6.1489	18.5649
4	PXYLENE	14.9300	8.9738	18.7763
5	MXYLENE	33.7700	22.0902	46.5280
6	OXYLENE	13.8600	15.5620	2.8000
7	124MBENZ	12.6900	41.3755	2.2257E-11
8	COCT	0.0000	0.0000	2.3347
9	CP	0.0000	1.9964	4.5470
10	CH	0.0000	1.9964	4.7236
11	MCH	0.0000	0.9982	0.1110
12	ECH	0.1200	0.4791	0.0442

在上述模拟计算的基础上，提出了塔底再沸器自控流程改造方案六。在将热油的控制阀组放在热油管线的进口和增加了热油旁路控制的基础上；又增加再沸器出口物流的温度串级控制，在控制进口温度的同时又增加了出口温度控制和塔底液位控制。自控流程图如图4-7所示；

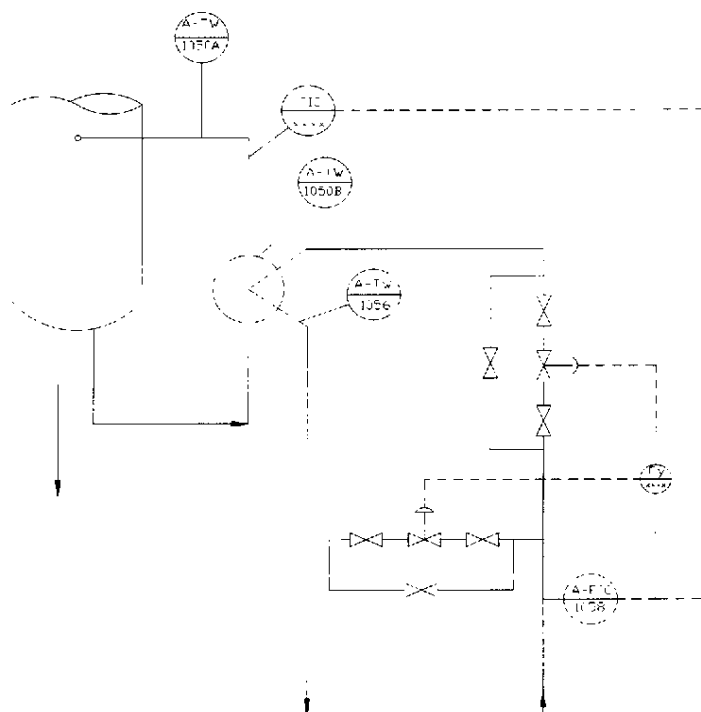


图4-7、DA152塔底再沸器自控流程改造方案六

4. 1. 7 塔底再沸器自控流程改造方案七

进料组成不变的工艺操作改造方案七的部分模拟计算结果如下：

表 4-19 塔底再沸器自控流程改造方案七模拟计算结果一

TRAY DEG	TEMP C	PRESSU RE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUCT KG/HR	DUTIES M*KCAL/H R
1C	122.0	1.50	378539.3	41979.4L			-40.6854
2	158.7	2.00	457184.4	420518.7			
3	162.8	2.01	465321.6	499163.8			
23	168.8	2.13	470878.5	512842.7			
24	169.0	2.14	472098.1	512857.9			
25	168.9	2.15	531012.9	514077.4	53400.0L		
26	169.4	2.15	532090.0	519592.3			
109	185.7	2.68	539807.9	528054.4			
110	186.0	2.69	540183.4	528387.3			
111	186.4	2.69	530190.8	528762.8			
112R	190.9	2.70	518770.2	11420.6L		40.4180	

表 4-20 塔底再沸器自控流程改造方案七模拟计算结果二

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	BOTL	FEED	FRC1045	FRC1520
1	BENZENE	1.1993E-14	0.0106	0.0000	0.0000
2	TOLUENE	1.1333E-10	1.2538	0.0000	1.7500
3	EBENZENE	0.0297	14.9540	20.2500	13.5200
4	PXYLENE	0.2817	15.1739	15.1200	15.6700
5	MXYLENE	2.0886	37.8685	34.8600	40.1300
6	OXYLENE	68.6610	15.3963	15.0500	15.5900
7	124MBENZ	28.2691	5.7486	14.5000	0.3200
8	COCT	0.6699	2.0050	0.0000	2.8200
9	CP	1.4526E-16	3.6611	0.0000	5.0000
10	CH	1.4293E-15	3.8033	0.0000	5.2000
11	MCH	2.2508E-14	0.0893	0.2000	0.0000
12	ECH	1.1163E-04	0.0356	0.0200	0.0000

表 4-21 塔底再沸器自控流程改造方案七模拟计算结果三

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	FRC5045	HC1507	TOPL
1	BENZENE	0.0000	0.1996	0.0133
2	TOLUENE	0.0000	0.1797	1.5738
3	EBENZENE	24.6300	6.1489	18.7636
4	PXYLENE	14.9300	8.9738	18.9752
5	MXYLENE	33.7700	22.0902	47.0016
6	OXYLENE	13.8600	15.5620	1.8000
7	124MBENZ	12.6900	41.3755	6.5475E-12
8	COCT	0.0000	0.0000	2.3458
9	CP	0.0000	1.9964	4.5956
10	CH	0.0000	1.9964	4.7741
11	MCH	0.0000	0.9982	0.1121
12	ECH	0.1200	0.4791	0.0447

在模拟计算的基础上, 本文提出了塔底再沸器自控流程改造方案七。在将热油的控制阀组放在热油管线的进口和增加了热油旁路控制的基础上; 又增加塔底液位的串级控制。自控流程图如图 4-8 所示;

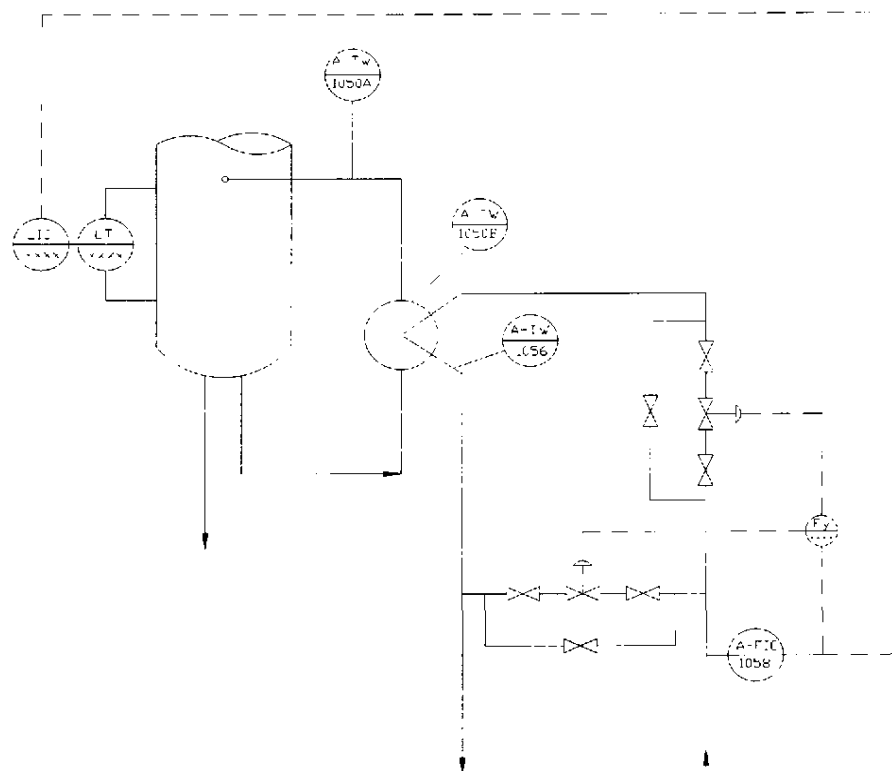


图4-8 DA152塔底再沸器自控流程改造方案七

4.1.8 塔底再沸器自控流程改造方案八

进料组成不变的工艺操作改造方案八的部分模拟计算结果如下：

表 4-22 塔底再沸器自控流程改造方案八模拟计算结果一

TRAY DEG	TEMP C	PRESSU RE KG/CM2	LIQUID KG/HR	VAPOR KG/HR	FEED KG/HR	PRODUCT KG/HR	DUTIES M*KCAL/H R
1C	122.0	1.50	537650.8	41529.8L			-55.9369
2	158.3	2.00	647912.3	579180.5			
3	162.6	2.01	659904.8	689442.0			
27	169.3	2.16	669545.3	711024.6			
28	169.6	2.17	669580.5	711075.1			
29	169.8	2.17	671016.8	711110.2			
30	169.7	2.18	730084.9	712546.5	53400.0L		
31	170.2	2.18	731218.6	718214.6			
32	170.5	2.19	731721.2	719348.4			
110	185.9	2.69	740332.7	727964.8			
111	186.3	2.69	727025.8	728462.4			
112R	190.6	2.70	715155.6	11870.2L		55.6850	

表 4-23 塔底再沸器自控流程改造方案八模拟计算结果二

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	BOTL	FEED	FRC1045	FRC1520
1	BENZENE	1.3886E-17	0.0106	0.0000	0.0000
2	TOLUENE	1.5033E-10	1.2538	0.0000	1.7500
3	EBENZENE	0.0295	14.9540	20.2500	13.5200
4	PXYLENE	0.2796	15.1739	15.1200	15.6700
5	MXYLENE	2.0920	37.8685	34.8600	40.1300
6	OXYLENE	69.7624	15.3963	15.0500	15.5900
7	124MBENZ	27.1600	5.7486	14.5000	0.3200
8	COCT	0.6765	2.0050	0.0000	2.8200
9	CP	1.2629E-17	3.6611	0.0000	5.0000
10	CH	2.5580E-14	3.8033	0.0000	5.2000
11	MCH	3.8745E-15	0.0893	0.2000	0.0000
12	ECH	1.0845E-04	0.0356	0.0200	0.0000

表 4-24 塔底再沸器自控流程改造方案八模拟计算结果三

FLUID MOLAR PERCENTS

STREAM ID	NAME	FRC5045	HC1507	TOPL
1	BENZENE	0.0000	0.1996	0.0135
2	TOLUENE	0.0000	0.1797	1.5904
3	EBENZENE	24.6300	6.1489	18.9610
4	PXYLENE	14.9300	8.9738	19.1727
5	MXYLENE	33.7700	22.0902	47.4738
6	OXYLENE	13.8600	15.5620	0.8000
7	124MBENZ	12.6900	41.3755	3.6494E-15
8	COCT	0.0000	0.0000	2.3617
9	CP	0.0000	1.9964	4.6440
10	CH	0.0000	1.9964	4.8244
11	MCH	0.0000	0.9982	0.1133
12	ECH	0.1200	0.4791	0.0452

在上述模拟计算的基础上，提出了塔底再沸器自控流程改造方案八。本方案在将热油的控制阀组放在热油管线的进口的基础上，增加了热油旁路控制、再沸器出口物流的温度串级控制和塔底液位的串级控制，本方案集中了上述各种方案的优点。自控流程图如图4-9所示；

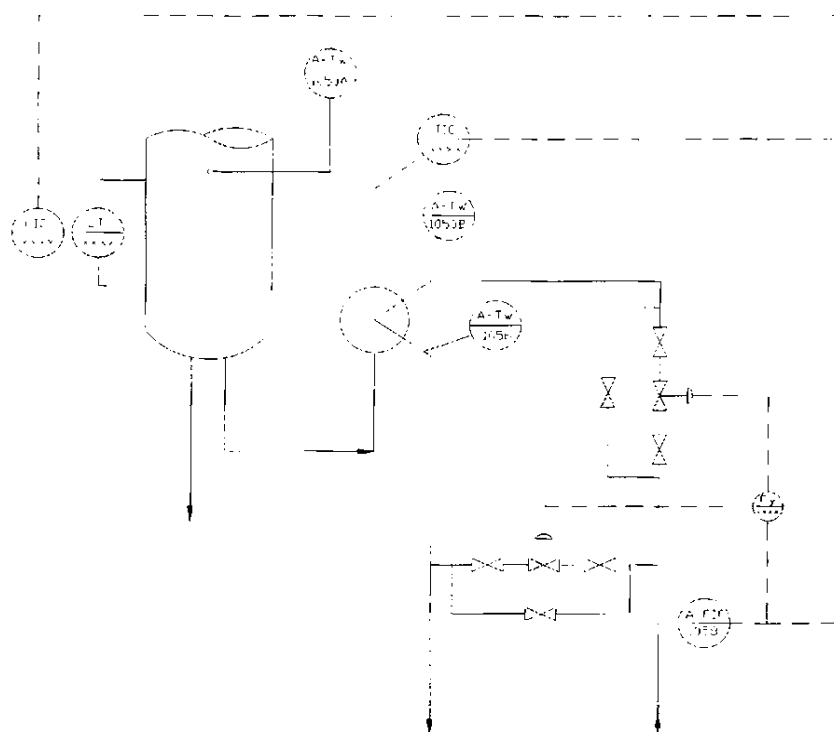


图4-9 DA152塔底再沸器自控流程改造方案八

在对塔底再沸器的改造方案中，方案六在模拟计算的基础上，将塔底再沸器的温度控制阀组从热油管线的出口改至热油管线的进口并且增加了热油旁路控制；另外又增加了再沸器出口物流的温度串级控制；方案六集前面五种改造方案的优点于一身，并进一步进行了优化，因此方案六是值得推荐给生产单位的最优方案之一。而方案七通过模拟计算，在将塔底再沸器的温度控制阀组从热油管线的出口改至热油管线的进口和增加了热油旁路控制的基础上，又增加了塔底液位串级控制；所以方案七也是集前面五种改造方案的优点于一身，并进一步进行了优化的方案，因此方案七也是值得推荐给生产单位的最优方案之一。方案八是集中了前七种改造方案所有优点的最佳方案，因此方案八是最值得采用的自控流程方案。

4.2 原料油组成波动时的操作方案改变探讨

当原料油组成发生变化时，必须相应改变塔顶和塔底产品的流量及塔的操作条件，才能得到合格产品。

例如，当进料中 OX 的含量由 12% 增加到 18% 时，控制塔顶产品中 OX 的含量为 5.8%，控制塔底产品中 EB+PX+MX 的含量为 2.4%。详细计算结果略。简要计算结果见表4-25所示。表七给出的计算结果只是一个规律性的操作方案改变情况，对于实际生产的原料组成波动情况，应随时分析实验数据，用计算机的给出合理的生产方案，迅速用于指导实际的生产。这样才能很快得到合格的产品和合理的操作条件。

如果要及时改变生产方案，能采用离线产品质量控制系统，则是最理想的解决方案。

表4-25 进料组成的变化对生产操作方案的影响

序号	进料组成变化(mol%)		塔顶产品	塔底产品	塔顶回流	备注
	OX	EB+PX+MX	产量 (kg/h)	产量 (kg/h)	流量 (kg/h)	
1	12.0	71.3925	45899.9	7500.1	142147.8	
2	13.0	70.3925	45305.0	8095.0	163053.8	
3	14.0	69.3925	44710.5	8689.5	178848.8	
4	15.0	68.3925	44115.7	9284.3	193939.0	
5	16.0	67.3925	43520.8	9879.2	208484.5	
6	17.0	66.3925	42925.7	10474.3	222597.4	
7	18.0	65.3925	42330.4	11069.6	236364.9	

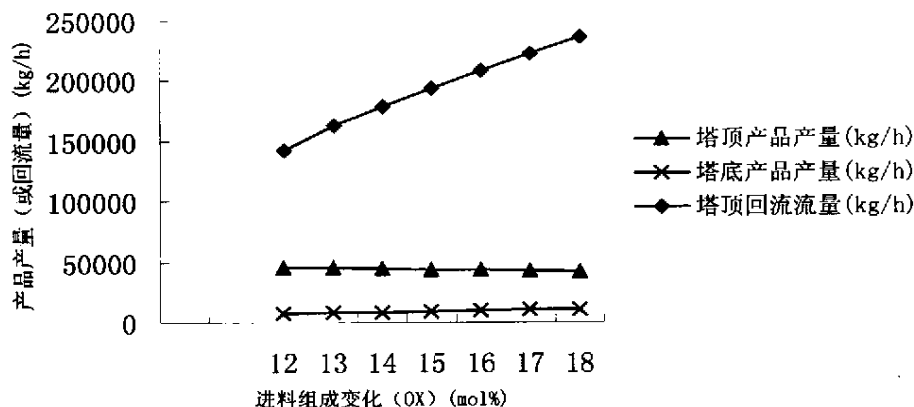


图 4-10 进料组成变化 (OX) 与产品产量关系图

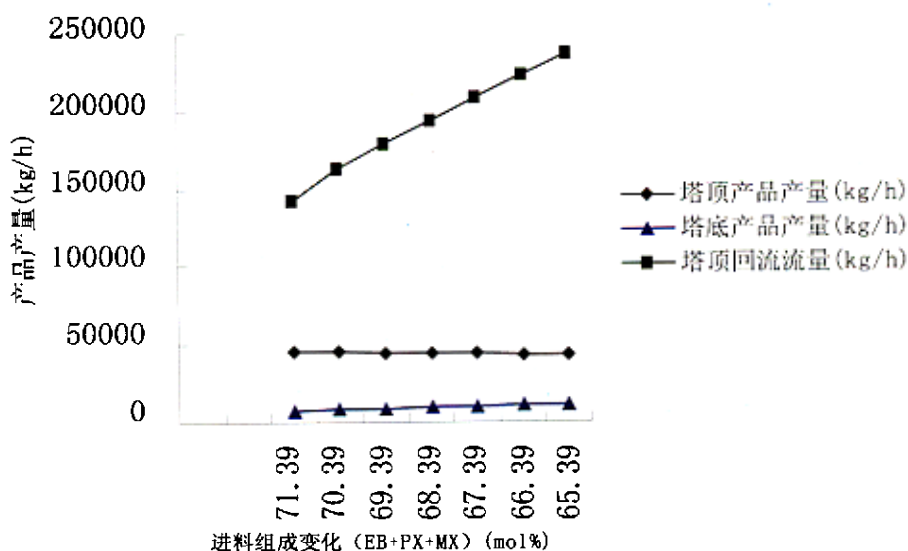


图 4-11 进料组成变化 (EB+PX+MX) 与产品产量关系图

4. 3 原料油组成不变的优化操作方案探讨

在原料油进料条件不变时（以第二套标定数据为原始计算数据），根据现有的实际处理能力，对现有生产提出了 8 套计算方案，简要计算结果见表4-26所示。

其中，方案（一）～（七）的进料板号为25，方案（八）的进料板号为30。

表4-26 进料条件不变时，各生产操作方案计算结果对比

方案 序号	塔顶产品 中OX含量 (mol%)	塔底产品中 EB+PX+MX 含量(mol%)	塔顶产品 产量 (kg/h)	塔底产品 产量 (kg/h)	塔顶回流 流量 (kg/h)	计算所需 最大塔径 (mm)
一	7.8	2.4	44892.9	8507.1	142086.4	4188
二	6.8	2.4	44381.4	9018.6	164605.7	4453
三	5.8	2.4	43880.8	9519.2	189232.3	4730
四	4.8	2.4	43390.9	10009.1	217528.2	5035
五	3.8	2.4	42911.1	10488.9	252329.0	5393
六	2.8	2.4	42440.8	10959.2	299852.9	5858
七	1.8	2.4	41979.4	11420.6	378539.3	6173
八	0.8	2.4	41529.8	11870.2	537650.8	7321

注：实际塔径为 5050 mm。

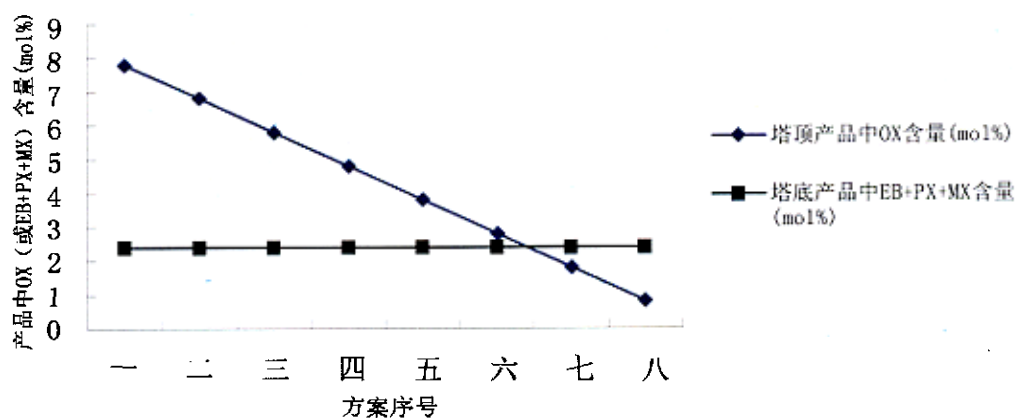


图4-12 进料条件不变时，各生产操作方案计算结果对比图1

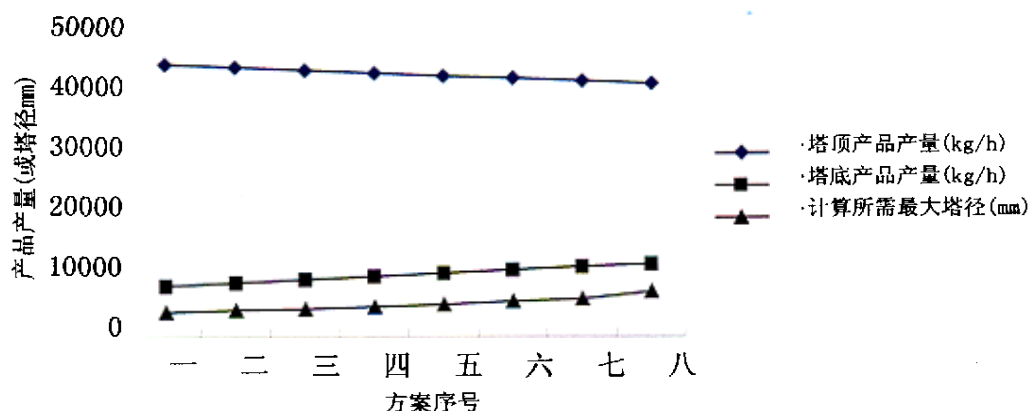


图4-13 进料条件不变时，各生产操作方案计算结果对比图2

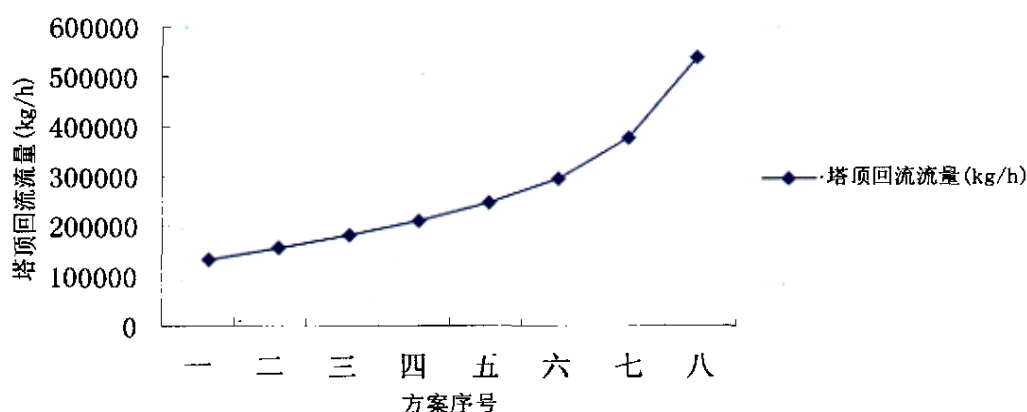


图4-14 进料条件不变时，各生产操作方案计算结果对比图3

从计算结果可以看出，方案三的产品质量比较好，操作条件与实际操作条件比较接近，塔底产品产量也比较大，塔径也在计算允许范围之内，且留有一定余量。因此，方案三是一个比较理想的方案。

方案三的塔板水力学工艺计算结果及塔底再沸器的计算结果见附录2。^[36~45]

结 论

1、 本文通过对两套标定数据用流程模拟软件进行严格的工艺计算，发现第二套工艺标定计算结果能更好地与标定数据相符合，因此将第二套标定数据作为生产波动的原因探索及改造方案计算的原始数据。

2、 本文在模拟计算的过程中采取了实时跟踪和动态计算的方法，保证了模拟计算数据与生产实际的紧密联系，实时准确地反映了生产的实际状况；本文还根据生产厂家的实际需要，提出了八种解决问题的方案。在塔底再沸器换热的仪表自控流程改造方案中，推荐采用方案八。

如果能在自控流程改造的同时采用“先进控制系统”，则将大大提高装置的操作水平和装置的先进性，可以从根本上解决二甲苯塔生产波动问题，也是得到合格产品的根本保证。

3、 对于实际生产的原料组成波动情况，应随时分析试验数据，用计算机给出合理的生产方案，迅速用于指导实际的生产。这样才能快速得到合格的产品和合理的操作条件。如果能采用离线产品质量控制系统则是最理想的解决方案。

4、 对于实际生产原料组成不变的情况，从计算结果可以看出，方案三的产品质量比较好，操作条件与实际操作条件比较接近，塔底产品产量已比较大，塔径也在计算允许范围之内，且留有一定的余量，因此方案三是一个比较理想的选择。

参考文献

- [1] <http://info.china.alibaba.com>
- [2] 郑宁来. 邻二甲苯的国内外概况及生产工艺[J]. 广东化工, 1997, 4, 17~20
- [3] 作者不祥. 精细石油化工进展, 3 (8): 54~55
- [4] 饶兴鹤 (摘译). 全球邻二甲苯需求将平稳增长. Chemical Week, 2003, 7, 23
- [5] 郑宁来. 邻二甲苯的国内外概况及生产工艺[J]. 广东化工, 1997, 4, 17~20
- [6] 闵长春, 郑伟, 王冬梅. 影响邻二甲苯进料负荷的技术分析[J]. 化工科技, 2002, 10 (5): 61~63
- [7] 王林, 刘维国. 邻二甲苯增产的制约因素和应对措施[J]. 齐鲁石油化工, 2002, 30 (1): 21~25
- [8] 徐又春. 联产邻二甲苯以提高对二甲苯经济效益[J]. 石油炼制与化工, 2003, 34 (6): 66~68
- [9] 黄仲涛, 李雪辉, 王乐夫. 21 世纪化工发展趋势[J]. 化工进展, 2001, 4: 1~11
- [10] 唐勇. 芳烃联合装置分离系统模拟与分析[J]. 化工科技, 2000, 8 (5): 24~29
- [11] 赵文生, 王学文, 渠洁等. 芳烃装置抽提塔的模拟与优化[J]. 吉林化工学院学报, 20 (1): 29~32
- [12] 邱纯书, 沈应来. 芳烃装置产品结构调整和生产优化[J]. 齐鲁石油化工, 1998, 26 (3): 190~193
- [13] 杨德明, 匡华. 芳烃热集成精馏的模拟研究[J]. 石油化工高等学校学报, 2001, 14 (1): 25~51
- [14] 王勇, 朱军. 芳烃抽提装置技术改造[J]. 石油炼制与化工, 2003, 34 (10): 63~65
- [15] 张猛, 徐用懋. 反应精馏相关技术研究进展 (II) [J]. 化工自动化及仪表, 2004, 31 (2): 5~9
- [16] 赵仁殿等. 芳烃工学[M]. 北京: 化学工业出版社, 2001, 8: 1~11
- [17] 孙宗海, 翟国华, 张臻芳. 石油芳烃生产工艺与技术[M]. 化学工业出版社, 251~256
- [18] 臧福录, 应金良. 石油化工工艺工程师必读[M]. 北京: 中国石化出版社, 1998, 12, 104~111
- [19] Holland C.D. Fundamentals of Multicomponent Distillation. New York: McGraw-Gill, 1981
- [20] Lockett M J. Distillation Tray Fundamentals. Cambridge, England: Cambridge University Press, 1986
- [21] Lockett M J. Trans Inst Chem Engrs (London), 1981, 29: 26
- [22] 徐用懋, 杨尔辅. 石油化工流程模拟、先进控制与过程优化技术的现状和展望[J]. 工业控制计算机, 2001, 14 (9): 21~27
- [23] 赵月红, 温浩, 许志宏. Aspen Plus 用户模型开发方法探讨[J]. 计算机与应用化学, 2003, 20 (4): 435~438
- [24] PRO/II 网站
- [25] ASPEN PLUS 网站
- [26] 李实. 石化企业信息化过程中的数据源建设[J]. 世界仪表及自动化, 2003, 3
- [27] 赵琛琛. 工业系统工艺模拟利器—ASPEN PLUS[J]. 电站系统工程, 2003, 19 (2): 56~58
- [28] 王健, 陈炳珍, 何晓荣. 并行计算在化工系统模拟与优化中的应用[J]. 化工学报, 2002, 53 (5): 441~446
- [29] 仇汝臣, 孔锐睿, 孙道兴等. 半干式常压塔的设计方法[J]. 石油与天然气化工, 2003 (1): 26~28

- [30] 陈霖威, 黄道. 化工过程在线模拟和优化的软件框架[J]. 华东理工大学学报, 2001, 27 (5): 446~450
- [31] 陈晓春, 马桂荣. 动态模拟技术与化工过程. 现代化工, 2002, 22 (3): 14~17
- [32] 王崇智. 芳烃分离装置的工艺模拟[J]. 石油化工设计, 1998, 15 (2): 31~35
- [33] ASPEN PLUS 化工模拟系统在精馏过程中的应用[J]. 石油化工腐蚀与防护, 2003, 20 (4): 56~59
- [34] 刘家洪, 周平. 浅析 Hysys 软件再三甘醇脱水工艺设计中的应用[J]. 天然气与石油, 2000, 18 (1): 18~20
- [35] PRO/II 模拟软件在芳烃精馏分离系统改造中的应用[J]. 化学工程师, 2004, 102 (3): 12~13
- [36] 东方油气网
- [37] 路守彦. 芳烃抽提装置的环境保护设计[J]. 石油化工环境保护, 2002, 25 (1): 62~64
- [38] 魏奇业, 韩光泽等. 芳烃抽提扩产研究及用能分析[J]. 华北电力大学学报, 2009, 30 (5): 90~101
- [39] Douglas J.M., Processes Synthesis for Waste Minimization, Ind. Eng. Chem. Res., 1992, 31 (1): 238~243
- [40] Linninger A E, Stephanopoulos S A, Ali Han C, Stephanopoulos G, Comp Chem Eng, 1995, 19 (suppl): 7~13
- [41] Petrides D P, Abeliotis K G, Aelion V et.al, A computer tool for analysis and evaluation of waste recovery, treatment and disposal processes, J. Hazard. Mater., 1995, 43 (3): 225~246
- [42] Flower J. R., Bikos S. C., Johnson S. W., A modular approach to synthesis of cleaner processes, Computer. Chem. Eng., 1995, 19 (suppl): 45~50
- [43] Ciric A. R., Huchette S. G., Multiobjective optimization approach to sensitivity analysis :waste treatment costs in discrete process synthesis and optimization , Ind. Eng. Chem. Res., 1993, 32 (11): 2636~2646
- [44] Stefanis S K, Livingston A C, Pistikopoulos E N, Minimizing the environmental impact of process plants: a process systems methodology, Computer. Chem. Eng., 1995, 19 (suppl): 39~44
- [45] Stefanis S K, Buxton A, Livingston A C, Pistikopoulos E N, A methodology for environmental impact minimization: solvent design and reaction path synthesis issues, Computer. Chem. Eng., 1996, 20 (suppl): s1419~s1424

附录 1

1. DA152 塔底再沸器操作条件下模拟计算结果

换热器编号: A-EA157

换热器型号: AJS1550-4.0-822-6/19-2 (B=450mm)

换热器台数: 一台

管程: 热油 330000 Kg/h 316°C → 254 °C

壳程: 塔底油 280000 Kg/h 193.5 °C ← 187.5 °C

表 1 输入数据表

序号	名称	单位	机内代号	数据
1	算题编号		X1	1
2	设备流程编号		Y\$	A-EA157
3	设备壳径	M	DS	1.55
4	管程数		NT	2
5	换热面积	M ²	A	822
6	管程流通面积	M ²	SI	0.18
7	管子内径	M	DI	0.015
8	折流板间距	M	BC	0.45
9	折流板块数		NB	11
10	中心最大排管数		NC	50
11	重沸器热负荷	10 ⁴ Kcal/h	QQ	2128.24
12	壳程介质代号		X2	1
13	壳程介质重量流量	Kg/h	WW	280000
14	壳程介质结垢热阻	M ² .h.oC/Kcal	RW	0.0001
15	壳程介质入口温度	oC	T3	187.5
16	壳程介质出口温度	oC	T4	193.5
17	壳程介质出口汽化率	W/W	EE	0.5
18	壳程介质操作压力	Kg/cm ² (绝)	PW	2.7
19	壳程介质临界压力	Kg/cm ² (绝)	PP	35.67
20	管程介质代号		X3	1
21	管程介质重量流量	Kg/h	WI	330000
22	管程介质结垢热阻	M ² .h.oC/Kcal	RI	0.0002
23	管程介质入口温度	oC	T1	316
24	管程介质出口温度	oC	T2	254
25	管程介质液相比重	D20/4	X4	0.8
26	管程介质液相粘度	cP	U1	0.6

表 2 计算结果汇总

序号	名 称	单 位	数 据
1	总热负荷	10^4Kcal/h	2128.24
2	临介最大热强度	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h}$	8059.043
3	选用设备实际热强度	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h}$	25891
4	对数平均温差	$^{\circ}\text{C}$	91.66666
5	平均温差校正系数		0.999999
6	管内膜传热系数	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C}$	607.7853
7	沸腾膜传热系数	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C}$	841.7699
8	总传热系数	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C}$	313.8117
9	选用传热面积	M^2	822
10	计算所需传热面积	M^2	739.8438
11	选用面积富余量	%	11.10453
12	管程介质流速	m/s	0.848254
13	管程介质压降	Kg/cm^2	0.1236871
14	管程介质质量流速	$\text{Kg/h} \cdot \text{m}^2$	1833333

2. DA152 操作条件下塔板水力学工艺计算结果

(1) 第 22 板 (筛板) 工艺计算 (S1—考核)

表 3 (S1-筛板)塔板计算输入数据表(Table-1. Input data)

计算序号	NONO= 1	堰高	HW = 50.00000	mm
塔板号	NOTR= 22 板	降液管底隙 HDT =	50.00000	mm
板型	TRAY= 3-S1(筛板)	受液槽深度 STA =	0.0000000	mm
计算类型	CALC= 2-考核	降液管分配 RAD =	14.50000	%
结构类同板号	SAME= 0 板	筛板厚度 BT =	3.000000	mm
溢流型式	MF = 2-双溢流	筛孔数 NO =	10876	个
塔径	DT = 5050.000	筛孔直径 DO =	13.00000	mm
板间距	ST = 600.0000	筛孔排列方式 MA =	1-正三角形排列	
最小停留时间	TTR = 5.000000	筛孔孔间距 PO =	30.00000	mm
液体密度	ROL= 726.438	塔板固定圈宽 BP =	50.00000	mm
气体密度	ROV= 6.00000	雾沫夹带计算		
气相负荷	VV = 44201.0	公式选择 IHS=	1-选用 Hunt 公式	
液相负荷	VL = 303.760	雾沫夹带液泛		
操作压力	P = 0.250000	计算公式选择 IFS =	1-选用 Fair 公式	
液体表面张力	SL = 13.7000	溢流堰型式 MW =	2-平堰	
气相粘度	VIV= 0.100000E-01	齿型堰堰高 HNW=	0.000000	mm
液相粘度	VIL= 0.250000	塔板负荷性能		
液体起泡系数	CML= 1.00000	图放大倍数 BFIG=	2.00000	倍

表 4 计算结果输出—塔板(S1-筛板)通过能力计算及计算结果汇总

项 目		最大通过能力	实际操作值	最小通过能力
气相负荷	m^3/hr	66215.6	44201.0	28165.9
	m^3/s	18.3932	12.2781	7.82387
	kg/hr	397294.	265206.	168996.
液相负荷	m^3/hr	455.050	303.760	193.563
	m^3/s	0.126403	0.843778E-01	0.537675E-01
	kg/hr	330565.	220663.	140612.
	降液管溢液强度 $\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$	68.0226	45.4072	28.9346
筛孔动能因子 $\text{m}/\text{s} \cdot \text{SQRT}(\text{kg}/\text{m}^3)$		31.2254	20.8439	13.2822
筛孔气速 m/s		12.7477	8.50950	5.42245
空塔动能因子 $\text{m}/\text{s} \cdot \text{SQRT}(\text{kg}/\text{m}^3)$		2.25051	1.50229	0.957293
空塔气速 m/s		0.918767	0.613306	0.390813

表 5 筛板(S1)塔板简要计算结果汇总表

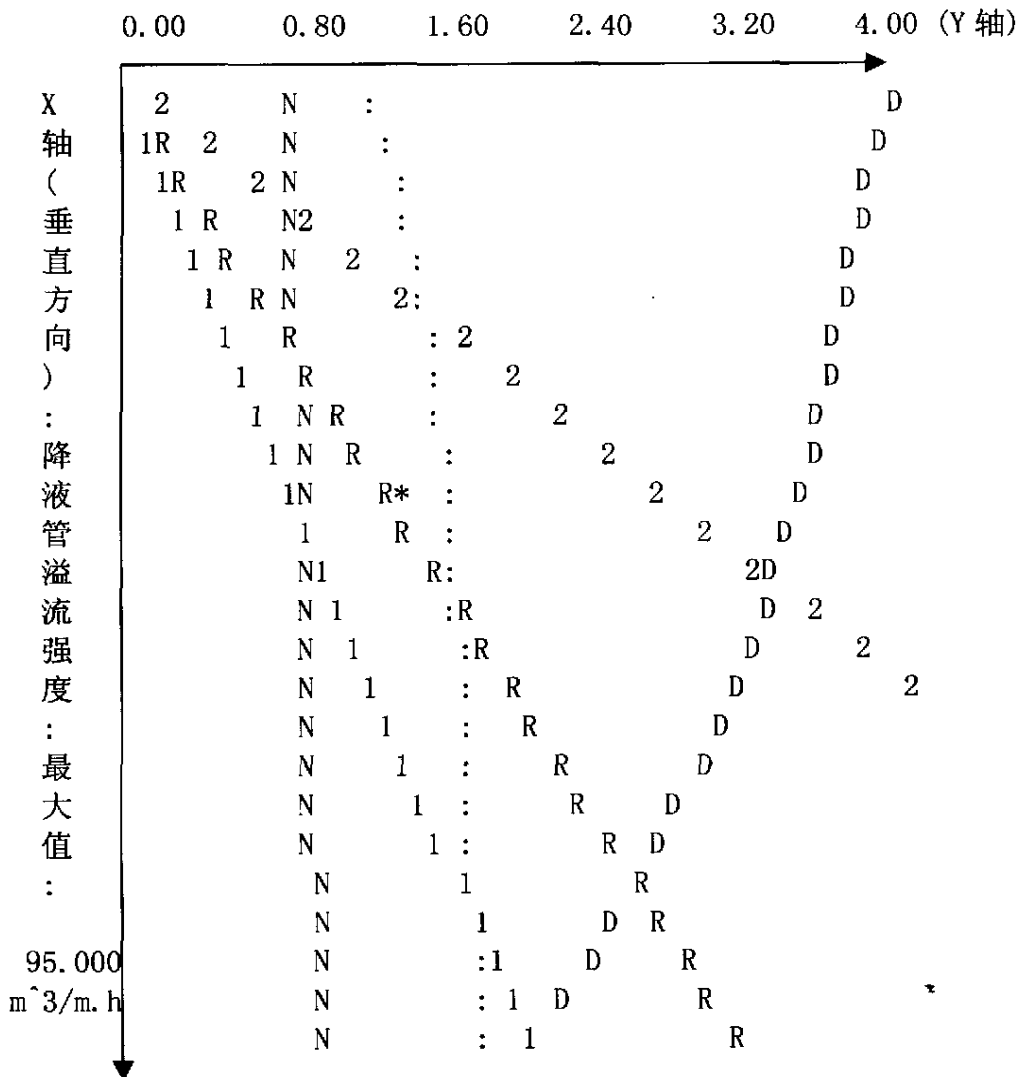
板 号	22
操作压力(MPa 绝)	0.2500
塔板 型式	筛板
塔板间 距(mm)	600.
塔 径 (mm)	5050.
气体负荷	44201.
流 量 (m^3/h)	0.91877
允许空塔线速(m/s)	0.61331
实际空塔线速(m/s)	7.21
开孔率 (%)	20.84
液体负荷	303.76
流 量 (m^3/h)	20.648
降液管停留时间 (s)	0.02906
降液管内液体流速 m/s	0.50452
降液管出口处流速 m/s	175.947
降液管清液层高度(mm)	45.407
溢液强度($\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$)	79.022

表 6 计算结果输出----- (S1-筛板) 塔板几何结构参数及塔板水力学计算

塔径	DT=5050.000 mm	板间距	ST = 600.0000 mm
塔截面积	AT =20.01946 m ²	堰型	MW = 2-平堰
降液管面积	AD=2.903669 m ²	堰高	HW = 50.00000 mm
鼓泡面积	AB=8.476086 m ²	弓型降 堰长 SW	= 3344.843 mm
降液管分配比 AD/AT=14.4969 %		液管 宽 BD	= 633.2729 mm
溢流型式	MF = 2-双溢流	降液管底隙	HDT = 50.00000 mm
筛孔数	NO=10876 个	受液槽深度	STA = 0.0000000 mm
筛孔直径	DO=13.00000 mm	筛板板厚	BT = 3.000000 mm
筛孔总面积	AO=1.442865 m ²	筛板固定圈宽	BP = 50.00000 mm
开孔率 AO/AT ROT=7.207309 %		正三角孔间距	PO = 30.00000 mm
筛孔动能因子 FO = 20.84393		距形排列排距	PO1 = 0.0000000 mm
空塔动能因子 FOK = 1.502287		中心降液管长	SWC = 5017.016 mm
筛孔气速	UO =8.509500 m/s	中心降液管宽	BWC = 0.0000000 mm
空塔气速	WK=0.6133059 m/s	溢流强度	VLW= 45.4072 m ³ /m. h
干板压降	HP0=34.7180 mm 液柱	堰上液头高度	HOW = 37.09937 mm
液层有效压降	HPL= 44.3037 mm 液柱	板上清液层高	HLW= 87.0994 mm 液柱
泡沫层压降	HPB=0.000000mm 液柱	板上泡沫层高	HFW= 194.113 mm 液柱
塔板总压降	HPT= 79.0217 mm 液柱	降液管液压降	HST= 9.73665 mm 液柱
液管出口处流速		起泡系数	RHL= 0.500000
板上操作状态	KFS = 1-鼓泡(Froth)状	UD1 = 0.504525 m/s	相态转换点时
雾沫夹带分率	EV= 0.207371E-02		
液泛百分数	RUF = 66.2725	空塔动能因子	FGAG= 1.02677
液体在降管内		停留时间	TODR= 20.6476 s
		流速	UD = 0.290590E-01m/s

图 1 (S1-筛板)塔板适宜操作区示意图(请从左方看)

Y 轴(水平方向):空塔动能因子:最大值: 4.000 (m/s)*SQRT(kg/m³)



说明：

操作点, R-操作线, 1、2-参考操作线 1、2, L-堰上液头 6 mm 线, D-降液管液泛线, C、S-雾沫夹带线, N-漏液线, T-液体在降液管最小停留时间线。

筛板设计一般工艺要求：(1)溢流强度——一般不大于 $70\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$ ，(2)降液管停留时间-对中等起泡物系一般要大于 4-5 秒，(3)降液管出口处流速一般在 $0.1-0.3\text{m/s}$ 范围内为宜，(4)板上清液层高一般为 50-150mm 液柱。

附录 2

1. DA152 第三套改造方案塔板水力学工艺计算结果

(1) 第 22 板 (筛板) 工艺计算 (S 1 - 考核)

表 1 (S1-筛板)塔板计算输入数据表(Table-1. Input data)

计算序号	NONO= 1	堰高	HW = 50.00000	mm	
塔板号	NOTR= 22 板	降液管底隙 HDT =	50.00000	mm	
板型	TRAY= 3-S1(筛板)	受液槽深度 STA =	0.0000000	mm	
计算类型	CALC= 2-考核	降液管分配 RAD =	14.50000	%	
结构类同板号 SAME=	0 板	筛板厚度 BT =	3.000000	mm	
溢流型式	MF = 2-双溢流	筛孔数 NO =	10876	个	
塔径	DT = 5050.000	mm	筛孔直径 DO =	13.00000	mm
板间距	ST = 600.0000	mm	筛孔排列方式 MA =	1-正三角形排列	
最小停留时间 TTR =	5.000000	s	筛孔孔间距 PO =	30.00000	mm
液体密度	ROL= 725.851	kg/m^3	塔板固定圈宽 BP =	50.00000	mm
气体密度	ROV= 6.01300	kg/m^3	雾沫夹带计算		
气相负荷	VV = 46485.0	m^3/h	公式选择 IHS= 1-选用 Hunt 公式		
液相负荷	VL = 324.656	m^3/h	雾沫夹带液泛		
操作压力	P = 0.250000	MPa	计算公式选择 IFS = 1-选用 Fair 公式		
液体表面张力 SL =	13.6500	dyn/cm	溢流堰型式 MW = 2-平堰		
气相粘度	VIV= 0.100000E-01	cp	齿型堰堰高 HNW=	0.000000	mm
液相粘度	VIL= 0.186000	cp	塔板负荷性能		
液体起泡系数 CML=	1.00000		图放大倍数 BFIG=	2.00000	倍

表 2 计算结果输出-----塔板(S1-筛板)通过能力计算及计算结果汇总

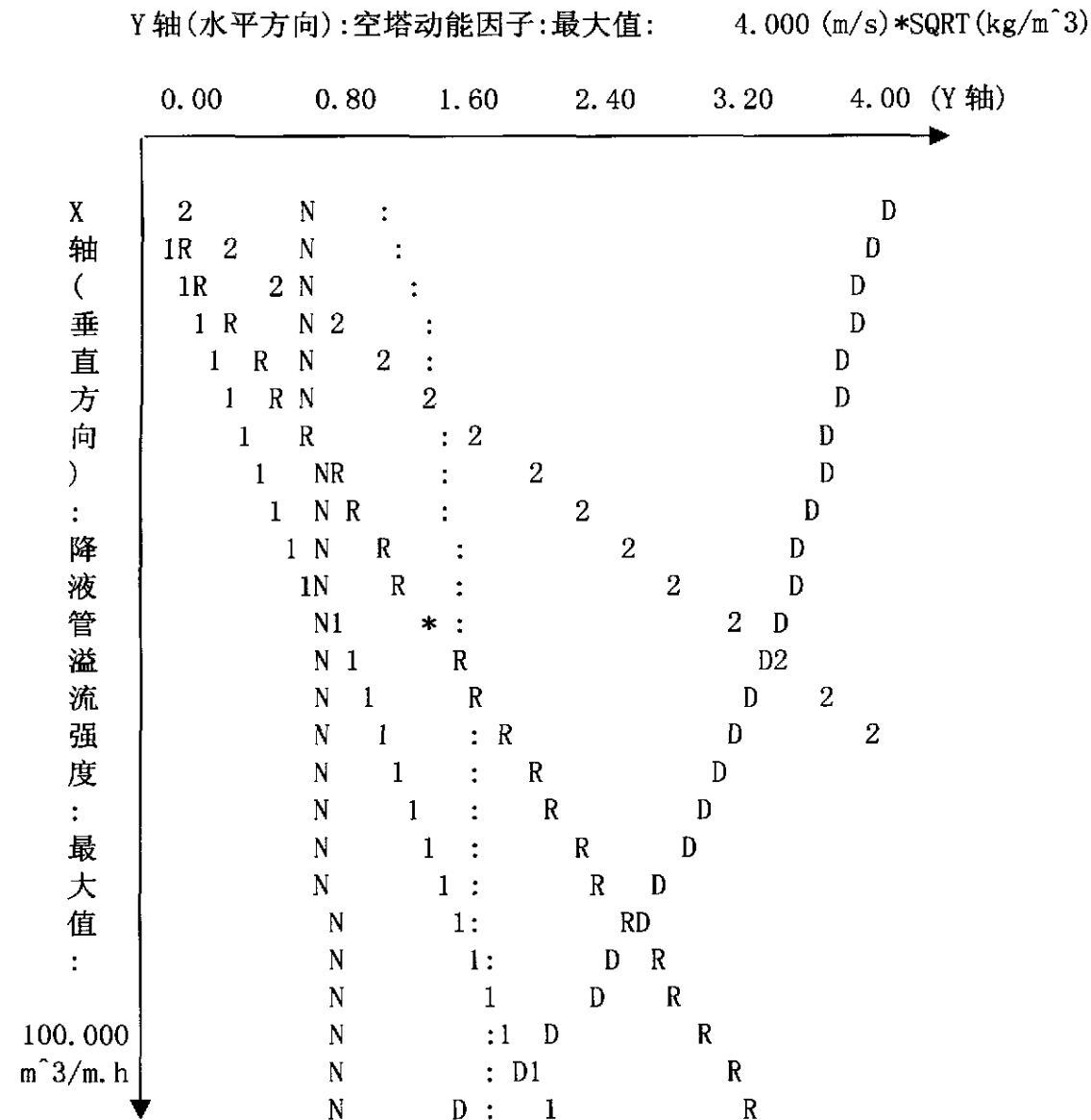
项	目	最大通过能力	实际操作值	最小通过能力
气相负荷	m^3/hr	65890.4	46485.0	28149.5
	m^3/s	18.3029	12.9125	7.81931
	kg/hr	396199.	279514.	169263.
液相负荷	m^3/hr	460.185	324.656	196.599
	m^3/s	0.127829	0.901822E-01	0.546108E-01
	kg/hr	334026.	235652.	142702.
	降液管溢液强度 $m^3/m.h$	68.7902	48.5308	29.3884
筛孔动能因子 $m/s * \sqrt{kg/m^3}$		31.1057	21.9447	13.2889
筛孔气速 m/s		12.6851	8.94921	5.41929
空塔动能因子 $m/s * \sqrt{kg/m^3}$		2.24188	1.58162	0.957770
空塔气速 m/s		0.914254	0.644997	0.390585

表 3 筛板(S1)塔板简要计算结果汇总表

板号	22
操作压力(MPa 绝)	0.2500
塔板型式	筛板
塔板间距(mm)	600.
塔径(mm)	5050.
气体负荷	46485.
流量(m^3/h)	0.91425
允许空塔线速(m/s)	0.64500
实际空塔线速(m/s)	7.21
开孔率(%)	21.94
液体负荷	324.66
流量(m^3/h)	19.319
降液管停留时间(s)	0.03106
降液管内液体流速 m/s	0.53923
降液管出口处流速 m/s	184.398
降液管清液层高度(mm)	48.531
溢液强度($m^3/m.h$)	84.348

表4 计算结果输出----- (S1-筛板)塔板几何结构参数及塔板水力学计算

塔径 DT = 5050.000 mm	板间距 ST = 600.0000
塔截面积 AT = 20.01946 m ²	堰型 MW = 2-平堰
降液管面积 AD = 2.903669 m ²	堰高 HW = 50.00000 mm
鼓泡面积 AB = 8.476086 m ²	弓型降 堰长 SW = 3344.843 mm
降液管分配比 AD/AT= 14.4969 %	液管 宽 BD = 633.2729 mm
溢流型式 MF = 2-双溢流	降液管底隙 HDT = 50.00000 mm
筛孔数 NO =10876 个	受液槽深度 STA = .0000000 mm
筛孔直径 DO = 13.00000 mm	筛板板厚 BT = 3.000000 mm
筛孔总面积 AO = 1.442865 m ²	筛板固定圈宽 BP = 50.00000 mm
开孔率 AO/AT ROT = 7.207309 %	正三角孔间距 PO = 30.00000 mm
	距形排列排距 PO1 = 0.0000000 mm
	中心降液管长 SWC = 5017.016 mm
	中心降液管宽 BWC =0.0000000 mm
筛孔动能因子 FO = 21.94474	溢流强度 VLW= 48.5308 m ³ /m. h
空塔动能因子 FOK = 1.581625	堰上液头高度 HOW = 38.81445 mm
筛孔气速 UO = 8.949211 m/s	板上清液层高 HLW= 88.8144 mm 液柱
空塔气速 WK = 0.6449973 m/s	板上泡沫层高 HFW= 201.372 mm 液柱
干板压降 HPO= 38.5130 mm 液柱	降液清液层 HLD= 184.398 mm 液柱
液层有效压降 HPL= 45.8350 mm 液柱	管内泡沫高 HFD= 368.795 mm 液柱
泡沫层压降 HPB= 0.000000 mm 液柱	降液管液压降 HST= 11.1223 mm 液柱
塔板总压降 HPT= 84.3480 mm 液柱	起泡系数 RHL= .500000
液体在降管内	停留时间 TODR= 19.3187 s
	流速 UD = 0.310580E-01m/s
液管出口处流速 UD1 =0.539231 m/s	
相态转换点 时 板上操作状态 KFS = 1-鼓泡(Froth) 状态	空塔动能因子 FGAG= 1.03472
雾沫夹带分率 EV=0.245058E-02 kg1/kgv	
液泛百分数 RUF = 70.0594	



2. DA152 第三套改造方案塔底再沸器模拟计算结果

换热器编号: A-EA157
 换热器型号: AJS1550-4.0-822-6/19-2 (B=450mm)
 换热器台数: 一台
 管程: 热油 348500 Kg/h 316 °C → 254 °C
 壳程: 塔底油 295691 Kg/h 193.5 °C ← 187.5 °C

表 5 输入数据表

序号	名称	单位	机内代号	数据
1	算题编号		X1	2
2	设备流程编号		Y\$	A-EA157
3	设备壳径	M	DS	1.55
4	管程数		NT	2
5	换热面积	M ²	A	822
6	管程流通面积	M ²	SI	0.18
7	管子内径	M	DI	0.015
8	折流板间距	M	BC	0.45
9	折流板块数		NB	11
10	中心最大排管数		NC	50
11	重沸器热负荷	10 ⁴ Kcal/h	QQ	2236.3
12	壳程介质代号		X2	1
13	壳程介质重量流量	Kg/h	WW	295691
14	壳程介质结垢热阻	M ² ·h·°C/Kcal	RW	0.0001
15	壳程介质入口温度	°C	T3	187.5
16	壳程介质出口温度	°C	T4	193.5
17	壳程介质出口汽化率	W/W	EE	0.9
18	壳程介质操作压力	Kg/cm ² (绝)	PW	2.7
19	壳程介质临界压力	Kg/cm ² (绝)	PP	35.67
20	管程介质代号		X3	1
21	管程介质重量流量	Kg/h	WI	348500
22	管程介质结垢热阻	M ² ·h·°C/Kcal	RI	0.0002
23	管程介质入口温度	°C	T1	316
24	管程介质出口温度	°C	T2	254
25	管程介质液相比重	D20/4	X4	0.8
26	管程介质液相粘度	cP	U1	0.6

表 6 计算结果汇总

序号	名 称	单 位	数 据
1	总热负荷	10^4Kcal/h	2236.3
2	临介最大热强度	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h}$	8059.043
3	选用设备实际热强度	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h}$	27205.6
4	对数平均温差	$^{\circ}\text{C}$	91.66666 [*]
5	平均温差校正系数		0.999999
6	管内膜传热系数	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C}$	634.8941
7	沸腾膜传热系数	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C}$	841.6189
8	总传热系数	$\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C}$	320.864
9	选用传热面积	M^2	822
10	计算所需传热面积	M^2	760.3223
11	选用面积富余量	%	8.112051
12	管程介质流速	m/s	0.8958078
13	管程介质压降	Kg/cm^2	0.1363858
14	管程介质质量流速	$\text{Kg/h} \cdot \text{m}^2$	1936111

致 谢

本论文是在导师仇汝臣教授的悉心指导下完成的。仇老师渊博的知识、严谨的治学态度、谦逊的工作作风和求实进取的风范给我留下了深刻的影响，为我今后的工作和学习树立了榜样。在论文完稿之际，谨向仇老师表示崇高的敬意和衷心的感谢。

在完成论文期间，我还得到了王庆华等同学的大力帮助，在此也对他们表示真诚的谢意。

我还要感谢我的家人，是他们给了我学习的动力，给了我多方面的支持，真诚的感谢你们。

最后，请允许我再一次向所有关心支持和帮助我的老师、同学和朋友表示深深地感谢。

高交运
2005 年 4 月

攻读硕士学位期间发表的论文

1. 高交运, 李彩金, 王伟. 论在线继续教育. 菏泽师范专科学校学报, 2003, 25: 40-41
2. 高交运. 中外合作办学学生思想工作探讨. 青岛科技大学学报, 2003, 67: 40-41