

苯-甲苯精馏塔的工艺设计

摘 要

在化工生产中，精馏是最常用的单元操作，是分离均相液体混合物的最有效方法之一。塔设备一般分为级间接触式和连续接触式两大类。前者的代表是板式塔，后者的代表则为填料塔。70 年代初能源危机的出现，突出了节能问题。随着石油化工的发展，填料塔日益受到人们的重视，此后的 20 多年间，填料塔技术有了长足的进步，涌现出不少高效填料与新型塔。苯和甲苯的分离对于工业生产具有重要的意义。

本设计任务为分离苯-甲苯混合物。对于二元混合物的分离，应采用连续精馏装置有精馏塔，再沸器，冷凝器等设备。热量从塔釜输入，物料在塔内进行精馏分离，余热由塔顶产品冷凝器中的冷却介质带走，为了减少热量，能量的损失，我们在进料前设置了节能器，把塔底热产品先与进料进行交换，然后在冷却。本文是筛板精馏塔及其预热的设计，分离摩尔分数为 0.42 的苯-甲苯溶液，使塔顶产品苯的摩尔含量到达 95%，塔底釜液摩尔分数为 2%。

综合工艺操作方便、经济及安全等多方便考虑，本设计采用了筛板塔对苯-甲苯进行分离提纯，按照逐板计算求得理论板数为 14。根据经验式算得全塔效率为 0.50。塔顶使用全凝器，部分回流。精馏段实际板数为 14，提馏段实际板数为 14。实际加料位置在第 6 板块。精馏段弹性操作为 3.391。通过板压降、漏液、液泛、液沫夹带的流体力学验算，均在安全操作范围内。

关键词： 苯;甲苯;精馏塔

目 录

摘 要 1

目 录 2

前 言 4

1. 文献综述 5

 1.1 苯 5

 1.1.1 苯的来源..... 5

 1.1.2 苯的物理性质..... 6

 1.1.3 苯的化学性质..... 6

 1.1.4 苯的工业用途..... 6

 1.2 甲苯 7

 1.2.1 甲苯的来源..... 7

 1.2.2 甲苯的物理性质..... 7

 1.2.3 甲苯的化学性质..... 8

 1.2.4 甲苯的作用与用途..... 8

 1.3 精馏塔的介绍 10

 1.4 精馏原理 11

 1.5 精馏技术的进展 11

2. 设计部分 13

 2.1 设计任务 13

 2.2 设计方案的确定 13

 2.2.1 装置流程的确定..... 13

 2.2.2 操作压力的选择..... 14

 2.2.3 进料热况的选择..... 14

2.2.4 加热方式的选择..... 15

2.2.5 回流比的选择..... 15

2.3 精馏塔的工艺计算 16

2.3.1 精馏塔物料衡算..... 16

2.3.2 理论板层数 N_T 的求取..... 16

2.3.3 实际板层数的求取..... 18

2.3.4 精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算..... 18

2.3.5 精馏塔的塔体工艺尺寸计算..... 21

2.3.6 塔板主要工艺尺寸的计算..... 22

2.3.7 筛板的流体力学验算..... 24

2.3.8 塔板负荷性能图..... 27

3. 结 论 31

参考文献 33

附 录 34

致 谢 38

前 言

精馏是化工、石油化工、炼油生产中应用极为广泛的传质传热过程，其目的是将混合物中各组分分离，达到规定的纯度。精馏过程的实质，就是利用混合物中各组分具有不同的挥发度，即在同一温度下各组分的蒸汽压不同这一性质，使液相中的轻组分转移到气相中，而气相中的重组分转移到液相中，从而实现分离的目的。

本次设计是针对二元物系的精馏问题进行分析、选取、计算、核算、绘图等，是较完整的精馏设计过程。我们对此塔进行了工艺设计，包括它的辅助设备及进口管路的计算，画出了塔板符合性能图，并对设计结果进行了汇总。

此次设计的筛板塔是化工生产中主要的气液传质设备。此设计的精馏装置包括精馏塔，再沸器，冷凝器等设备，热量自塔釜输入，物料经多次部分气化与部分冷凝进行精馏分离，由塔顶产品冷凝器中的冷却介质将余热带走。本文是精馏塔及其进料预热的设计，分离摩尔分数为 0.42 的苯-甲苯溶液，使塔顶产品苯的摩尔含量到达 95%，塔底釜液摩尔分数为 2%。

本次设计主要采用经验图表和经验公式进行计算，计算结果证明，参数的核算结果都在误差允许的范围及经验值范围内。

1. 文献综述

1.1 苯

1.1.1 苯的来源

工业上大量的苯主要由重整汽油及裂解汽油生产，甲苯歧化、烷基苯脱烷基等过程也是苯重要的工业来源，由煤焦化副产提供的苯占的比例已经很小。不同国家和地区的苯供应情况各不相同：美国主要从重整汽油中获得；西欧主要来自裂解汽油；中国则主要由重整汽油及炼焦副产品生产。由重整汽油及裂解汽油分离苯 在石脑油经催化重整所得的重整汽油中，约含苯 6%（质量），用液-液萃取法将重整汽油中芳烃分出，再精馏得到苯、甲苯、二甲苯。由烃类裂解得到的裂解汽油中，苯含量最高可达 40%（质量），工业上也用液-液萃取的方法从中抽提芳烃，然后精馏得苯等芳烃组分，但萃取前需先用催化加氢方法除去裂解汽油中的烯烃及含硫化合物等杂质。

脱烷基制苯：所用烷基苯可以是甲苯、二甲苯或多烷基苯，由芳烃的供需平衡决定。烷基苯脱烷基工艺可分为催化脱烷基法和热脱烷基法。催化脱烷基法反应温度 500~650℃，压力 3.0~7.0MPa，用负载于氧化铝上的铬、钴或钼系催化剂，特点是能耗低，但因催化剂易结焦，需有较大的氢 / 烷基苯比，俗称氢油比。此外，还要求原料中非芳烃含量不能太高。热脱烷基法允许原料中非芳烃含量较高，反应温度比催化脱烷基法高约 100~200℃，压力为 3.0~10.0MPa，特点是操作比较简单，但能耗大、反应器材料要求高。两种脱烷基法流程十分相似，其主要差异只是在反应器构造上。原料与氢混合加热后进入反应器。反应后，混合物经冷却进入气液分离器，分出氢气等气相物料。液相混合物经稳定塔、白土处理器，最后再经精馏塔得产品苯。脱烷基反应的关键是维持正常温度，温度过高引起苯收率下降和严重结焦，故应及时移出反应热（可用低温氢为冷却剂）。两种脱烷基的甲苯单程转化率都在 70%~85%，苯收率 95%~98%。

甲苯歧化：甲苯与苯比较，用途较少。甲苯经歧化反应除制得苯外，同时获得用途较大的二甲苯，因此这也是解决各种芳烃的需求不平衡的重要方法。

从炼焦副产分离苯:煤焦化过程中，除生成焦炭外，得到焦炉煤气及液体产物。焦炉煤气经油吸收分离，得到芳烃混合物,再用硫酸处理或催化加氢,脱除混合物中烯烃及含硫化合物,得到粗苯。粗苯中含苯(50%~70%)、甲苯、二甲苯等，可用精馏法分离出苯。

1.1.2 苯的物理性质

苯的沸点为 80.1℃，熔点为 5.5℃，在常温下是一种无色、味甜、有芳香气味的透明液体，易挥发。苯比水密度低，密度为 0.88g/ml，但其分子质量比水轻。苯难溶于水，1 升水中最多溶解 1.7g 苯；但苯是一种良好的有机溶剂，溶解有机分子和一些非极性的无机分子的能力很强,除甘油,乙二醇等多元醇外能与大多数有机溶剂混溶.除碘和硫稍溶解外,无机物在苯中不溶解.苯对金属无腐蚀性。

1.1.3 苯的化学性质

苯参加的化学反应大致有 3 种：一种是其他基团和苯环上的氢原子之间发生的取代反应；一种是发生在苯环上的加成反应（注：苯环无碳碳双键，而是一种介于单键与双键的独特的键）一种是普遍的燃烧（氧化反应）（不能使酸性高锰酸钾褪色）。

1.1.4 苯的工业用途

早在 1920 年代，苯就已是工业上一种常用的溶剂，主要用于金属脱脂。由于苯有毒，人体能直接接触溶剂的生产过程现已不用苯作溶剂。

苯有减轻爆震的作用而能作为汽油添加剂在 1950 年代四乙基铅开始使用以前，所有的抗爆剂都是苯。然而现在随着含铅汽油的淡出，苯又被重新起用。由于苯对人体有不利影响，对地下水水质也有污染，欧美国家限定汽油中苯的含量不得超过 1%。

苯在工业上最重要的用途是做化工原料。苯可以合成一系列苯的衍生物：

苯的最主要的用途是制取乙苯，其次是制取环己烷和苯酚。

苯经取代反应、加成反应、氧化反应等生成的一系列化合物可以作为制取塑料、橡胶、纤维、染料、去污剂、杀虫剂等原料。大约 10%的苯用于制造苯系中间体的基本原料。

此外, 苯有良好的溶解性能, 可作为化工生产中的溶剂。

苯与乙烯生成乙苯, 后者可以用来生产制塑料的苯乙烯, 苯与丙烯生成异丙苯, 后者可以经异丙苯法来生产丙酮与制树脂和粘合剂的苯酚, 制尼龙的环己烷合成顺丁烯二酸酐, 用于制作苯胺的硝基苯多用于农药的各种氯苯合成用于生产洗涤剂 and 添加剂的各种烷基苯合成氢醌蒽醌等化工产品。

1.2 甲苯

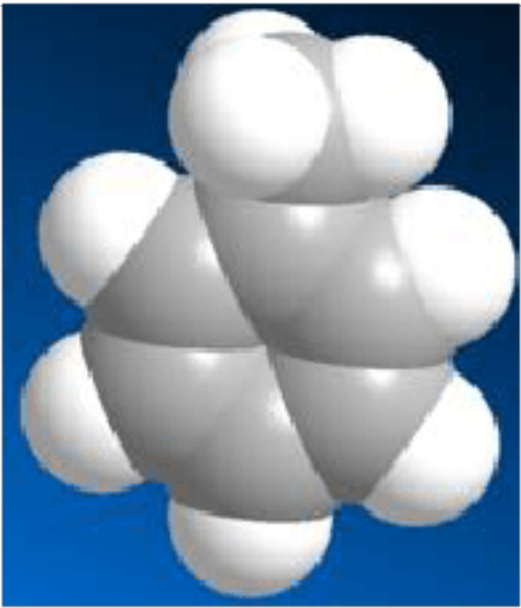
1.2.1 甲苯的来源

煤焦化副产的粗苯馏分中含甲苯 15%~20% (质量)，其数量与原料煤的性质、焦化深度有关。一般生产每吨焦炭可副产甲苯 1.1~1.3kg。 用硫酸洗除粗苯馏分中不饱和烃和杂质，再经碱中和、水洗、精馏，可得到纯度很高的甲苯。

催化重整油中含芳烃 50%~60% (体积)，其中甲苯含量可达 40%~45%。催化重整油采用二甘醇、环丁砜、N-甲基吡咯烷酮等溶剂进行萃取以回收芳烃(见芳烃抽提)，最后经精馏得到高纯度甲苯。

裂解汽油中芳烃含量为 70% (质量) 左右, 其中 15%~20% 是甲苯。裂解汽油经两段加氢脱除二烯烃、单烯烃和微量硫，再经萃取、精馏，可得到纯度 99.5% 以上的甲苯。

1.2.2 甲苯的物理性质



甲苯分子比例模型

外观与性状：无色透明液体，有类似苯的芳香气味。

熔点(°C)：-94.9

相对密度（水=1）：0.87

沸点(°C)：110.6

相对蒸气密度（空气=1）：3.14

分子式：C₇H₈

分子量：92.14

饱和蒸气压(kPa)：4.89(30°C)

燃烧热(kJ/mol)：3905.0

临界温度(°C)：318.6

临界压力(MPa)：4.11

辛醇/水分配系数的对数值：2.69

闪点(°C)：4

爆炸上限%(V/V)：7.0

引燃温度(°C)：535

爆炸下限%(V/V)：1.2

溶解性：不溶于水，可混溶于苯、醇、醚等多数有机溶剂。

1.2.3 甲苯的化学性质

化学性质活泼，与苯相像。^[3]可进行氧化、磺化、硝化和歧化反应，以及侧链氯化反应。^[4]甲苯能被氧化成苯甲酸。

1.2.4 甲苯的作用与用途

甲苯大量用作溶剂和高辛烷值汽油添加剂，也是有机化工的重要原料，但与同时从煤和石油得到的苯和二甲苯相比，目前的产量相对过剩，因此相当数量的甲苯用于脱烷基制苯或歧化制二甲苯。甲苯衍生的一系列中间体，广泛用于染料；医药；农药；火炸药；助剂；香料等精细化学品的生产，也用于合成材料工业。甲苯进行侧链氯化

得到的一氯苳；二氯苳和三氯苳，包括它们的衍生物苯甲醇；苯甲醛和苯甲酰氯（一般也从苯甲酸光气化得到），在医药；农药；染料，特别是香料合成中应用广泛。甲苯的环氯化产物是农药；医药；染料的中间体。甲苯氧化得到苯甲酸，是重要的食品防腐剂（主要使用其钠盐），也用作有机合成的中间体。甲苯及苯衍生物经磺化制得的中间体，包括对甲苯磺酸及其钠盐；CLT 酸；甲苯-2,4-二磺酸；苯甲醛-2,4-二磺酸；甲苯磺酰氯等，用于洗涤剂添加剂，化肥防结块添加剂；有机颜料；医药；染料的生产。甲苯硝化制得大量的中间体。可衍生得到很多最终产品，其中在聚氨酯制品；染料和有机颜料；橡胶助剂；医药；炸药等方面最为重要。

常规	
别名	甲基苯，苯基甲烷
IUPAC 中文命名	1-甲基苯
CAS 号	108-88-3
分子式	C7H8
分子量	92.14 g/mol
SMILES	CC1C=CC=CC=C1
InChI	
溶解度	0.053 g/100 mL (20-25℃)
pKa	
pKa1	
pKa2	
pI	
物理性质	
熔点	180K (-93℃)
沸点	383.8K (110.6℃)
三相点	
临界点	
偶极矩	
熔化热 (Δ fus H)	kJ/mol
汽化热 (Δ vap H)	kJ/mol
[α]D20	° mL/g/dm ()
相态名称	

外观	有芳香气味的无色液体
密度	0.8669×103 kg/m3
$\Delta_f H_{m0}$	kJ/mol
$\Delta_f G_{m0}$	kJ/mol
S_{m0}	J/mol/K
$\Delta_c H_{m0}$	kJ/mol
C_m	J/mol/K
黏度	
安全性	
主要危险	
闪点	
相关化学物	
列举加链接	
自定義類別	
自定義項目	描述
若非注明，所有数据都依從国际单位制，以及来自标准状况的条件。	

1.3 精馏塔的介绍

蒸馏是利用液体混合物中各组分挥发度的不同并借助于多次部分汽化和部分冷凝达到轻重组分分离的方法。蒸馏操作在化工、石油化工、轻工等工业生产中占有重要的地位。为此，掌握气液相平衡关系，熟悉各种塔型的操作特性，对选择、设计和分析分离过程中的各种参数是非常重要的。蒸馏过程按操作方式可分为间歇蒸馏和连续蒸馏。间歇蒸馏是一种不稳态操作，主要应用于批量生产或某些有特殊要求的场合；连续蒸馏为稳态的连续过程，是化工生产常用的方法。蒸馏过程按蒸馏方式可分为简单蒸馏、平衡蒸馏、精馏和特殊精馏等。简单蒸馏是一种单级蒸馏操作，常以间歇方式进行。平衡蒸馏又称闪蒸，也是一种单级蒸馏操作，常以连续方式进行。简单蒸馏和平衡蒸馏一般用于较易分离的体系或分离要求不高的体系。对于较难分离的体系可采用精馏，用普通精馏不能分离体系则可采用特殊精馏。特殊精馏是在物系中加入第三组分，改变被分离组分的活度系数，增大组分间的相对挥发度，

达到有效分离的目的。特殊精馏有萃取精馏、恒沸精馏和盐溶精馏等。精馏过程按操作压强可分为常压精馏、加压精馏和减压精馏。

1.4 精馏原理

精馏的基本原理是利用溶液中各组分的挥发性的不同。将溶液加热至沸，有一部分溶液汽化，由于各个组分的挥发性不同，液相和气相的组成不一样：挥发性高的组分，即沸点较低的组分在气相中的浓度比在液相中的浓度要大；挥发性较低的组分，即沸点较高的组分在液相中浓度比在气相中浓度要大。同样的道理，物料蒸气被冷却后有一部分蒸汽被冷凝，冷凝液中的重组分浓度比气相中重组分浓度高。

多组分溶液经过一次部分汽化和部分冷凝过程，使溶液分离，这种方法，叫做“简单蒸馏”。如果将蒸馏所得的冷凝液再一次进行部分汽化，气相中的轻组分浓度就会更高。如果使溶液多次部分汽化一部分冷凝，最终可以在气相中得到较纯的轻组分，在液相中得到较纯的重组分。多组分溶液经过上述步骤而使溶液分离，这种方法，叫做“精馏”。

精馏按原理中所含组分数目可分为双组分和多组分精馏。工业生产中，以多组分精馏较为普遍。但多组分和两组分精馏的基本原理、计算方法均无本质的区别。按操作方式可分为间歇和连续精馏。按操作压强可分为常压、加压和减压精馏。精馏在精馏装置中进行，它由精馏塔、冷凝器和再沸器等构成，由于再沸器供热，塔底存液部分汽化，蒸汽沿塔逐板上升，使全塔处于沸腾状态。蒸汽在塔顶冷凝器中冷凝得到馏出液，部分作为回流液回入塔中，逐渐下流，使塔中各板上保持一定液层。假设料液中仅含有二个组分，于中部适当位置处加入精馏塔，其液相部分也逐板下流进入再沸器，汽相部分上升流经各板至塔顶冷凝器。精馏塔中料液加入板称为加料板，加料板以上部分称为精馏段，加料板以下部分称为提留段。

1.5 精馏技术的进展

精馏是应用最广的传质分离操作，其广泛应用促使技术已相当成熟，但是技术的成熟并不意味着之后不再需要发展而停滞不前。称说技术的发展往往要花费更大的精力，但由于其

应用的广泛，每一个进步，哪怕是微小的，也会带来巨大的经济效率。正因为如此，蒸馏的研究仍受到广泛的重视，不断取得进展。

板式塔是目前最主要的精馏塔塔型，对它的研究一直长盛不衰。筛板塔和浮阀塔成功地取代泡罩塔是效益巨大的成果。板式塔的设计已达到较高水平，设计结果比较可靠。马伦戈尼效应造成的界面湍动现象和汽液两相间的不同接触工况的研究，使认识得到了深化，对传质效率的研究有所促进。具有各种特点的新型塔板开发研究不断取得成果。对于塔板上汽液两相流动和混合状况、雾沫夹带及它们对效率的影响研究不断深入，但离得到一个通用而可靠的效率估算模型尚有较大距离，特别是多元系统的效率。所幸的是，经广泛实验研究发现，利用实验室的奥德肖小筛板塔可以比较可靠地测的工业塔中的点效率，可以弥合一些上述的差距。进一步深入进行塔中汽液两相流动状况的研究，对于预测压降、传质效率和塔板的可操作区域，对于认识至今了解甚少的降液管中状况都十分有意义。

提高精馏过程的热力学效率、节省能耗是一贯受到重视的研究领域，分离序列的合成，应用热集成概念和夹点分析方法开发节能的分离流程和优化换热网络，在具体分离过程中合理地应用热泵、多效精馏、中间再沸器和中间冷凝器等实现节能，一直是得到广泛重视的活跃的研究领域。

精馏的研究工作一直十分活跃，而且不断取得成果。在各种新分离方法得到不断开发和取得工业应用之际，在石油、天然气、石油化工、医药和农产品化学等工业中所起的重要作用不会改变，作为主要分离方法的地位不会动摇。随着科学技术和工业生产水平的提高，精馏的应用天地十分广阔，重要的是通过不断努力，使其技术水平得到进一步提高，使其日益完善。

2. 设计部分

2.1 设计任务

在一常压操作的连续精馏塔内分离苯—甲苯混合物。已知原料液的处理量为 3900kg/h，组成为 0.42（苯的质量分率，下同），要求塔顶馏出液的组成为 0.95，塔底釜液的组成为 0.02。

设计条件如下：

操作压力 4kPa（塔顶压力）；

进料热状况 自选；

回流比 自选；

单板压降 $\leq 0.7\text{kPa}$ ；

全塔效率 $ET = 50\%$ ；

试根据上述工艺条件作出筛板塔的设计计算。

2.2 设计方案的确定

2.2.1 装置流程的确定

冷却器设备。蒸馏过程按操作方式的不同，分为连续蒸馏和间歇蒸馏两种流程。连续蒸馏具有生产能力大，产品质量稳定等优点，适合小规模，多品种或多组分物系的初步分离。蒸馏装置包括精馏塔，原料预热塔，蒸馏釜，冷凝器，釜液器，釜液冷却器和产品

蒸馏是通过物料在塔内的多次部分汽化和多次部分冷凝实现分离的，热量自塔釜输入，由冷凝器冷却器中的冷却介质将余人热带走。在此过程中，热能利用很低，为此，在确定装置流程时应考虑余热的利用。譬如，用原料做为塔顶产品冷却器的冷却介质，即可将原料预热，有可节余冷却介质。

另外，为保持塔的稳定性，流程中初用泵送入塔原料外也可采用高位槽入料，以免受泵操作波动的影响。

塔顶冷凝装置可采用全凝器，分冷器—全冷器两种不同的设置。工业上以采用全凝器为

主，以便于准确的控制回流比。塔顶分凝器对上升蒸气有一定的增浓作用，若后继装置使用气态物料，则应用分凝器。

总之，确定流程时要全面合理的兼顾设备、操作费用、操作控制及安全等因素。

2.2.2 操作压力的选择

塔内操作压力的选择不仅牵涉到分离问题，而且与塔顶和塔底温度的选取有关。根据所处理的物料性质，兼顾技术上的可行性和经济上的合理性来综合考虑，一般有下列原则：

(1) 压力增加可提高塔的处理能力，但会增加塔身的壁厚，导致设备费用增加；压力增加，组分间的相对挥发度降低，回流比或塔高增加，导致操作费用或设备费用增加。因此如果在常压下操作时，塔顶蒸气可以用普通冷却水进行冷却，一般不采用加压操作。操作压力大于 1.6MPa 才能使普通冷却水冷却塔顶蒸气时，应对低压、冷冻剂冷却和高压、冷却水冷却的方案进行比较后，确定适宜的操作方式。

(2) 考虑利用较高温度的蒸气冷凝热，或可利用较低品位的冷源使蒸气冷凝，且压力提高后不致引起操作上的其他问题和设备费用的增加，可以使用加压操作。

三、真空操作不仅需要增加真空设备的投资和操作费用，而且由于真空下气体体积增大，需要的塔径增加，因此塔设备费用增加。

2.2.3 进料热况的选择

进料状态有 5 种，可用进料状态参数 q 值来表示。进料为过冷液体： $q > 1$ ；饱和液体（泡点）： $q = 1$ ；气、液混合物： $0 < q < 1$ ；饱和蒸气（露点）： $q = 0$ ；过热蒸气： $q < 0$ 。 q 值增加，冷凝器负荷降低而再沸器负荷增加，由此而导致的操作费用的变化与塔顶出料量 D 和进料量 F 的比值 D/F 有关；对于低温精馏，不论 D/F 值如何，采用较高的 q 值为经济；对于高温精馏，当 D/F 值大时宜采用较小的 q 值，当 D/F 值小时宜采用 q 值较大的气液混合物。如果实际操作条件与上述要求不符，是否应对进料进行加热或冷却可依据下列原则定性判断：

(1) 进料预热的热源温度低于再沸器的热源温度，可节省高温热源时，对进料预热有利，但会增加提馏段的塔板数；

(2) 当塔顶冷凝器采用冷冻剂进行冷却，又有比较低的冷量可利用时，对进料预冷有利。

泡点进料时的操作比较容易控制，且不受季节气温的影响；此外，泡点进料时精馏段和提馏段的塔径相同，设计和制造时比较方便。进料热况的选择。

2.2.4 加热方式的选择

蒸馏大多采用间接蒸汽加热，设置再沸器。有时也可采用直接蒸汽加热，例如蒸馏釜残液中的主要组分是水，且在低浓度下轻组分的相对挥发度较大时，宜用直接蒸汽加热，其优点是可利用压力较低的加热蒸汽以节省操作费用，并省掉间接加热设备。但由于直接蒸汽的加入，对釜内液体起一定稀释作用，在进料条件和产品纯度，轻组分收率一定的前提下，釜液浓度相应降低，故需要在提留段增加塔板以达到生产要求。

2.2.5 回流比的选择

影响精馏操作费用的主要因素是塔内蒸气量 V 。对于一定的生产能力，即馏出量 D 一定时， V 的大小取决于回流比。实际回流比总是介于最小回流比和全回流两种极限之间。由于回流比的大小不仅影响到所需理论板数，还影响到加热蒸汽和冷却水的消耗量，以及塔板、塔径、蒸馏釜和冷凝器的结构尺寸的选择，因此，适宜回流比的选择是一个很重要的问题。

适宜回流比应通过经济核算决定，即操作费用和设备折旧费之和为最低时的回流比为适宜回流比。但作为课程设计，要进行这种核算是困难的，通常根据下面 3 种方法之一来确定回流比。

(1) 根据本设计的具体情况，参考生产上较可靠的回流比的经验数据选定；

(2) 先求出最小回流比 R_{min} ，根据经验取操作回流比为最小回流比的 1.1~2 倍，即 $R = (1.1 \sim 2) R_{min}$ ；

(3) 在一定的范围内，选 5 种以上不同的回流比，计算出对应的理论塔板数，作出回流比与理论塔板数的曲线，如图所示。当 $R = R_{min}$ 时，塔板数为 ∞ ； $R > R_{min}$ 后，塔板数从无限大开始减少。

限多减至有限数；R 继续增大，塔板数虽然可以减少，但减少速率变得缓慢。因此可在斜线部分区域选择一适宜回流比。上述考虑的是一般原则，实际回流比还应视具体情况选定。

2.3 精馏塔的工艺计算

2.3.1 精馏塔的物料衡算

(1) 原料液及塔顶、塔底产品的摩尔分率

乙醇的摩尔质量 $M_A = 78.11\text{kg/mol}$

水的摩尔质量 $M_B = 92.13\text{kg/mol}$

$$\begin{aligned} x_F &= \frac{0.42/78.11}{0.42/78.11 + 0.58/92.13} = 0.460 \\ x_D &= \frac{0.95/78.11}{0.95/78.11 + 0.05/92.13} = 0.957 \\ x_W &= \frac{0.02/78.11}{0.02/78.11 + 0.98/92.13} = 0.024 \end{aligned}$$

(2) 原料液及塔顶、塔底产品的平均摩尔质量

$$M_F = 0.46 \times 78.11 + (1 - 0.46) \times 92.13 = 95.68$$

$$M_D = 0.957 \times 78.11 + (1 - 0.957) \times 92.13 = 78.71$$

$$M_W = 0.024 \times 78.11 + (1 - 0.024) \times 92.13 = 91.79$$

(3) 物料衡算

$$\text{原料处理量 } F = \frac{q_m}{m_F} = \frac{3900}{95.68} = 40.76$$

$$\text{总物料衡算 } F = D + W \quad 40.76 = D + W$$

$$\text{苯物料衡算 } F x_F = D x_D + W x_W \quad 40.76 \times 0.46 = 0.957D + 0.024W$$

$$\text{联立解得 } D = 19.05\text{kmol/h} \quad W = 21.71\text{kmol/h}$$

2.3.2 理论板层数 N_T 的求取

甲醇—水属理想物系，可采用图解法求理论板层数。

- (1) 由手册查甲醇—水物系的气液平衡数据，绘出 X—Y 图。
- (2) 求最小回流比及操作回流比。

苯-甲苯的相对挥发度为 2.74

因 $q=1$ 所以 $x_q = x_F = 0.460$

混合物的相平衡方程为 $y_q = \frac{x_q}{1 + (\frac{1}{2.74} - 1)x_q} = 0.678$

故最小回流比为 $R_{min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.957 - 0.678}{0.678 - 0.460} = 1.28$

取操作回流比为 $R = 2R_{min} = 2 \times 1.28 = 2.56$

取操作回流比为

$R = 2 R_{min} = 2 \times 1.18 = 2.56$

(3) 求精馏塔的气、液相负荷

$L = RD = 2.86 \times 19.05 = 54.483 \text{ kmol/h}$

$V = (R+1) D = (2.86+1) \times 19.05 = 73.533 \text{ kmol/h}$

$L = L + F = 54.483 + 40.76 = 95.243 \text{ kmol/h}$

$V = V = 73.533 \text{ kmol/h}$

(4) 求操作线方程

精馏塔操作线方程为

$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} = \frac{2.56}{2.56+1} x_n + \frac{0.957}{2.56+1} = 0.719x_n + 0.269$

提馏段操作线方程

$\frac{F}{D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0.957 - 0.024}{0.460 - 0.024} = 2.14$

代入得 $y_{n+1} = \frac{R + F/D}{R+1} x_n + \frac{F/D - 1}{R+1} x_W = 1.32x_n + 0.008$

(5) 图解法求理论板层数

采用图解法求理论板层数，如图所示。求解结果为

总理论板层数 $N_T = 14$

进料板位置 $N_F = 7$

2.3.3 实际板层数的求取

精馏段实际板层数 $N_{精} = 7 / 0.5 = 14$

提馏段实际板层数 $N_{提} = 7 / 0.5 = 14$

2.3.4 精馏塔的工艺条件及有关物性数据的计算

以精馏段为例进行计算

(1) 操作压力计算

塔顶操作压力 $P_D = 101.3 + 4 = 105.3 \text{KPa}$

每层塔板压降 $\Delta P = 0.7 \text{Kpa}$

进料板压力 $P_F = 105.3 + 0.7 \times 14 = 115.1 \text{KPa}$

精馏段平均压力 $P_m = (105.3 + 115.1) / 2 = 110.2 \text{KPa}$

(2) 操作温度计算

依据操作压力，由泡点方程通过试差法计算出泡点温度，其中乙醇、水的饱和蒸气压由安托尼方程计算，计算过程略。计算

进料板温度 $t_F = 100^\circ\text{C}$ 结果如下：

塔顶温度 $t_D = 82.3^\circ\text{C}$

精馏段平均温度 $t_m = (t_D + t_F) / 2 = (82.3 + 100) / 2 = 91.15^\circ\text{C}$

(3) 平均摩尔质量计算

塔顶平均摩尔质量计算

由 $x_D = y_1 = 0.957$ ，查平衡曲线，得

$x_1 = 0.9001$

$M_{VDm} = 0.957 \times 78.11 + (1 - 0.957) \times 92.13 = 78.71 \text{Kg/mol } ^\circ\text{C}$

$M_{LDm} = 0.9001 \times 78.11 + (1 - 0.9001) \times 92.13 = 79.51 \text{ Kg/mol}$

进料板平均摩尔质量计算

由图解理论板，得

$$Y_f = 0.607$$

查平衡曲线，得

$$X_f = 0.385$$

$$M_{VFm} = 0.607 \times 78.11 + (1 - 0.607) \times 92.13 = 83.62 \text{ Kg/mol}$$

$$M_{LFm} = 0.385 \times 78.11 + (1 - 0.385) \times 92.13 = 86.73 \text{ Kg/mol}$$

精馏段平均摩尔质量

$$M_{Vm} = (78.71 + 84.63) / 2 = 81.67 \text{ Kg/mol}$$

$$M_{Lm} = (79.51 + 86.73) / 2 = 83.12 \text{ Kg/mol}$$

(4) 平均密度计算

1) 气相平均密度计算

由理想气体状态方程计算，即

$$\begin{aligned} \rho_{Vm} &= (p_m M_{Vm}) / (RT_m) \\ &= (110.2 \times 81.67 / 8.314 \times (91.15 + 273.15)) \\ &= 2.97 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

2) 液相平均密度计算

液相平均密度依下式计算，即

$$1/\rho_{Lm} = \sum \alpha_i / \rho_i$$

塔顶液相平均密度的计算

由 $t_D = 82.3^\circ\text{C}$ ，查手册得

$$\rho_A = 812.7 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_B = 807.9 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \rho_{LDm} &= 1 / (0.95/812.7 + 0.05/807.9) \\ &= 812.5 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

进料板液相平均密度的计算

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/657115043133010045>