

化工原理课程设计--苯-乙苯精 馏装置工艺设计



课 程 设 计 说 明 书

武 汉 工 程 大 学



化工与制药学院

课程设计说明书

课题名称 苯-乙苯精馏装置工艺设计

专业班级 生物工程

学生学号

学生姓名

学生成绩

指导教师

课题工作时间

武汉工程大学化工与制药学院

化工与制药学院
课程设计任务书

专业 生物工程 班级 学生姓名

发题时间： 2013 年 6 月 17 日

课题名称

苯-乙苯精馏装置工艺设计

一、 课题条件（文献资料、仪器设备、指导力量）

文献资料：

1. 陈敏恒. 化工原理[M]. 北京：化学工业出版社，2002.
2. 王志魁. 化工原理第三版[M]. 北京：化学工业出版社，2005.
3. 王国胜. 化工原理课程设计[M]. 大连：大连理工大学出版社，2005.
4. 路秀林. 塔设备设计[M]. 北京：化学工业出版社，2004.
5. 汪镇安. 化工工艺设计手册[M]. 北京：化学工业出版社，2003.
6. 王松汉. 石油化工设计手册(第3卷)[M]. 北京：化学工业出版社，2002.
7. 周大军. 化工工艺制图[M]. 北京：化学工业出版社，2005.
8. 匡国柱，史启才. 化工单元过程及设备课程设计[M]. 北京：化学工业出版社，2002.
9. ASPEN Tech. ASPEN Plus 系列参考资料[R]. ASPEN Technology Co. Ltd., 2008.

10. 汤善甫, 朱思明. 化工设备机械基础[M]. 上海: 华东理工大学出版社, 2004.
11. 贾绍义, 柴诚敬. 化工原理课程设计[M]. 大连: 天津大学出版社, 2005.
12. 朱有庭, 曲文海, 于浦义. 化工设备设计手册上下卷[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004.

二、设计任务

某厂以苯和乙烯为原料, 通过液相烷基化反应生成含苯和乙苯的混合物。经水解、水洗等工序获得烃化液。烃化液经过精馏分离出的苯循环使用, 而从脱除苯的烃化液中分离出乙苯用作生成苯乙烯的原料。现要求设计一采用常规精馏方法从烃化液分离出苯的精馏装置。

1. 确定设计方案 根据设计任务书所提供的条件和要求, 通过对现有生产的现场调查或对现有资料的分析对比, 选定适宜的流程方案和设备类型, 确定工艺流程。对选定的工艺流程、主要设备的型式进行简要的论述。

2. 主要设备的工艺设计计算 包括工艺参数的选定、模拟设计计算、设备的工艺尺寸计算及结构工艺设计。

3. 典型辅助设备的选型和计算 包括典型辅助设备的主要工艺尺寸计算和设备型号规格的选定。

4. 绘制带控制点的工艺流程图 A2号图纸, 以单线图的形式绘制, 标出主体设备和辅助设备的物料流向、物流量和主要化工参数测量点。

5. 绘制主体设备工艺条件图 A1号图纸, 图面上应包括设备的主要工艺尺寸、技术特性表和管口表。

三、设计所需技术参数

进料量 10000kg/h, 压力为 0.14Mpa 的物流泡点进料, 进料组成 (质量分数): 苯 0.51、甲苯 0.006、乙苯 0.36、二甲苯 0.01、二乙苯 0.09、三乙苯 0.006、焦油 0.017、水 0.001。要求塔顶馏出苯液中, 苯含量不低于 99.7% (质量分数, 下同), 釜液中苯含量低于 0.3%。塔顶馏出液和釜液要求降至 40℃。塔顶全凝器压力为常压 0.1013MPa, 全凝器压力降取 0.01Mpa, 塔压降取 0.02Mpa。

全班以花名册序号顺序两人一组。第一组进料组成(质量分数): 苯 0.512 乙苯 0.358 组数增加 1 则苯的摩尔分数增加 0.002 乙苯的摩尔分数减小 0.002 其它组分不变。第一组进料量为 10250kg/h, 组数增加 1 则流量增加 50kg/h, 以此类推, 其它条件不变。

四、 设计说明书内容

1. 封面
2. 任务书
3. 成绩评定表
4. 目录
5. 概述(精馏操作对塔设备的要求、设计原则与步骤、精馏过程模拟计算方法)
6. 工艺流程方案的说明和论证
7. 精馏塔模拟设计计算及操作条件的选择(塔板数、进料位置、操作压力、回流比)
8. 精馏塔主体工艺尺寸的计算及结构设计(塔高、塔径、降液管及溢流堰尺寸、浮阀数或筛孔数及排列方式、塔板流动性能的校核及负荷性能图)
9. 辅助设备的选型及计算(管路设计及泵、贮罐、再沸器、冷凝器选型)
10. 设计结果概要(主要设备的特性数据, 设计时规定的主要操作参数, 各种物料的量 and 状态, 能耗指标以及附属设备的规格、型号及数量)
11. 对本设计的评述
12. 主要符号说明
13. 参考文献

五、 进度计划

1. 查阅文献资料, 初步确定设计方案及设计内容, 3 天
2. 根据设计要求进行设计, 确定设计说明书初稿, 2-3 天
3. 撰写设计说明书, 2 天
4. 绘制工艺流程图及总装图、答辩, 2-3 天

指导教师: _____ 2013 年 6 月 17 日

学科部（教研室）主任：_____ 2013 年 6 月 17 日

化工与制药学院

《课程设计》综合成绩评定表

学 生 姓 名	学 生 班 级	设计题目
		苯-乙苯精馏装置工艺设计
指导教师评语		
指导教师： 2013 年 7 月 10 日		

答辩记录

答辩组成员签字：

年 月 日

记录人：

成绩综合评定栏

设计情况

答辩情况

项 目	权重	分值	项 目	权重	分值
1、计算和绘图能力	35		1、回答问题能力	20	

2、综合运用专业知识能力	10		2、表述能力（逻辑性、条理性）	10	
3、运用计算机能力和外语能力	10				
4、查阅资料、运用工具书的能力	5				
5、独立完成设计能力	5				
6、书写情况（文字能力、整洁度）	5				
综合成绩					

指 导 教 师 :

学科部主任:

2013 年 7 月 10 日

2013 年 7 月 10 日

录

一. 概
述.....3

1.1. 精馏操作对塔设备的要求.....
3

1.2 板式塔类型.....3

1.2.1 筛板
塔.....3

1.2.2 浮阀
塔.....4

1.3. 精馏塔的设计步
骤.....4

1.4 精馏过程模拟计算方
法.....4

二. 工艺流程方案的说明和论证.....5

2.1 工艺流
程.....5

2.2 设计方案简
介.....5

2.3 设计条
件.....6

2.4 被分离物质的性
质.....6

三. 精馏塔模拟设计计算及操作条件的选择.....8

3.1 塔板
数.....8

3.2 进料位置进料状
态.....8

3.3 操作压

力·····	9
3.4 回流	
比·····	10
3.5 确定设计方案的原	
则·····	10
3.5.1 满足工艺和操作的要	
求·····	10
3.5.2 满足经济和安全要的	
求·····	11
四. 精馏塔主体工艺尺寸的计算及结构设计·····	12
4.1 塔高的计	
算·····	12
4.2 塔径的计	
算·····	12
4.2.1 精馏段塔径的计	
算·····	12
4.2.2 提馏段塔径的计	
算·····	13
4.3 降液管及溢流堰尺	
寸·····	14
4.3.1 降液管尺寸的计算	
算·····	14
4.3.2 溢流堰尺寸的计算	
算·····	15
4.4 浮阀数及排列方	
式·····	15
4.4.1 理论浮阀数·····	15
4.4.2 排列方式·····	15
4.4.3 实际浮阀数·····	16

4.5 塔板流动性能的校核	16
4.5.1 液沫夹带量校核	16
4.5.2 塔板阻力 h_f 计算	17
4.5.3 降液管泛液核算	17
4.5.4 液体在降液管内停留时间	18
4.5.5 严重漏液校准	18
4.6 塔板的负荷性能图	18
4.7 塔板的设计结构	20
五. 辅助设备的选型及计算	21
5.1 管路设计及泵	21
5.1.1 进料管线管径	21
5.1.2 管路设计及泵的选型	22
5.2 贮罐	23
5.3 再沸器	25
5.4 冷凝器	25
六. 设计结果概要	27
七. 对本设计的评述	29
7.1. 对化工原理课程设计的感想	29
7.2. 对本设计的评述	29
八. 主要符号说明	30
九. 参考文献	32

. 概 述

1.1 精馏操作对塔设备的要求

塔设备是化工、石油化工和炼油等生产中最重要的设备之一。它可使气（或汽）

液或液液两相进行紧密接触，达到相际传质及传热的目的。可在塔设备中完成的常见操作有：精馏、吸收、解吸和萃取等。此外，工业气体的冷却与回收、气体的湿法静制和干燥，以及兼有气液两相传质和传热的增湿、减湿等。

在化工厂、石油化工厂、炼油厂等中，塔设备的性能对于整个装置的产品产量、质量、生产能力和消耗定额，以及三废处理和环境保护等各个方面，都有重大的影响。据有关资料报道，塔设备的投资费用占整个工艺设备投资费用的较大比例；它所耗用的钢材重量在各类工艺设备中也属较多。因此，塔设备的设计和研究，受到化工炼油等行业的极大重视。

目前，塔设备的种类很多，对塔设备进行分类：①按操作压力分有加压塔，常压塔，减压塔；②按单元操作分有精馏塔，吸收塔，解吸塔，萃取塔，反应塔，干燥塔等；③按内部结构分有填料塔，板式塔。目前工业上应用最广泛的还是填料塔和板式塔。

板式塔类型

气—液传质设备主要分为板式塔和填料塔两大类。精馏操作既可采用板式塔，也可采用填料塔。

板式塔为逐级接触型气—液传质设备，其种类繁多，根据塔板上气—液接触元件的不同，可分为泡罩塔、浮阀塔、筛板塔、穿流多孔板塔、舌形塔、浮动舌形塔和浮动喷射塔等多种。

1.2.1 筛板塔

筛板塔也是传质过程常用的塔设备，它的主要优点有：

(1) 结构比浮阀塔更简单，易于加工，造价约为泡罩塔的 60%，为浮阀塔的 80% 左右。

(2) 处理能力大，比同塔径的泡罩塔可增加 10~15%。

(3) 塔板效率高，比泡罩塔高 15% 左右。

(4) 压降较低，每板压力比泡罩塔约低 30% 左右。

筛板塔的缺点是：

(1) 塔板安装的水平度要求较高，否则气液接触不匀。

(2) 操作弹性较小(约 2~3)。

(3) 小孔筛板容易堵塞。

浮阀塔

浮阀塔是在泡罩塔的基础上发展起来的，它主要的改进是取消了升气管和泡罩，在塔板开孔上设有浮动的浮阀，浮阀可根据气体流量上下浮动，自行调节，使气缝速度稳定在某一数值。浮阀塔之所以这样广泛地被采用，是因为它具有下列特点：

- (1) 生产能力比泡罩塔约大 20%~40%；
- (2) 气体两个极限负荷比为 5~6，操作弹性大；
- (3) 板效率比泡罩塔高 10%~15%；雾沫夹带少，液面梯度小；

结构难于泡罩塔与筛板塔之间；对物料的适应性较好等，通量大、放大效应小。

正是因为浮阀塔的这些优点，在本次课程设计中，将采用浮阀塔进行设计计算。

1.3 精馏塔的设计步骤

本设计按以下几个阶段进行：

- (1) 设计方案确定和说明。根据给定任务，对精馏装置的流程、操作条件、主要设备型式及其材质的选取等进行论述。
- (2) 蒸馏塔的工艺计算，确定塔高和塔径。
- (3) 塔板设计：计算塔板各主要工艺尺寸，进行流体力学校核计算。接管尺寸、泵等，并画出塔的操作性能图。
- (4) 管路及附属设备的计算与选型，如再沸器、冷凝器。
- (5) 撰写说明书。
- (6) 绘制精馏装置工艺流程图和精馏塔的设备图。

1.4 精馏过程模拟计算方法

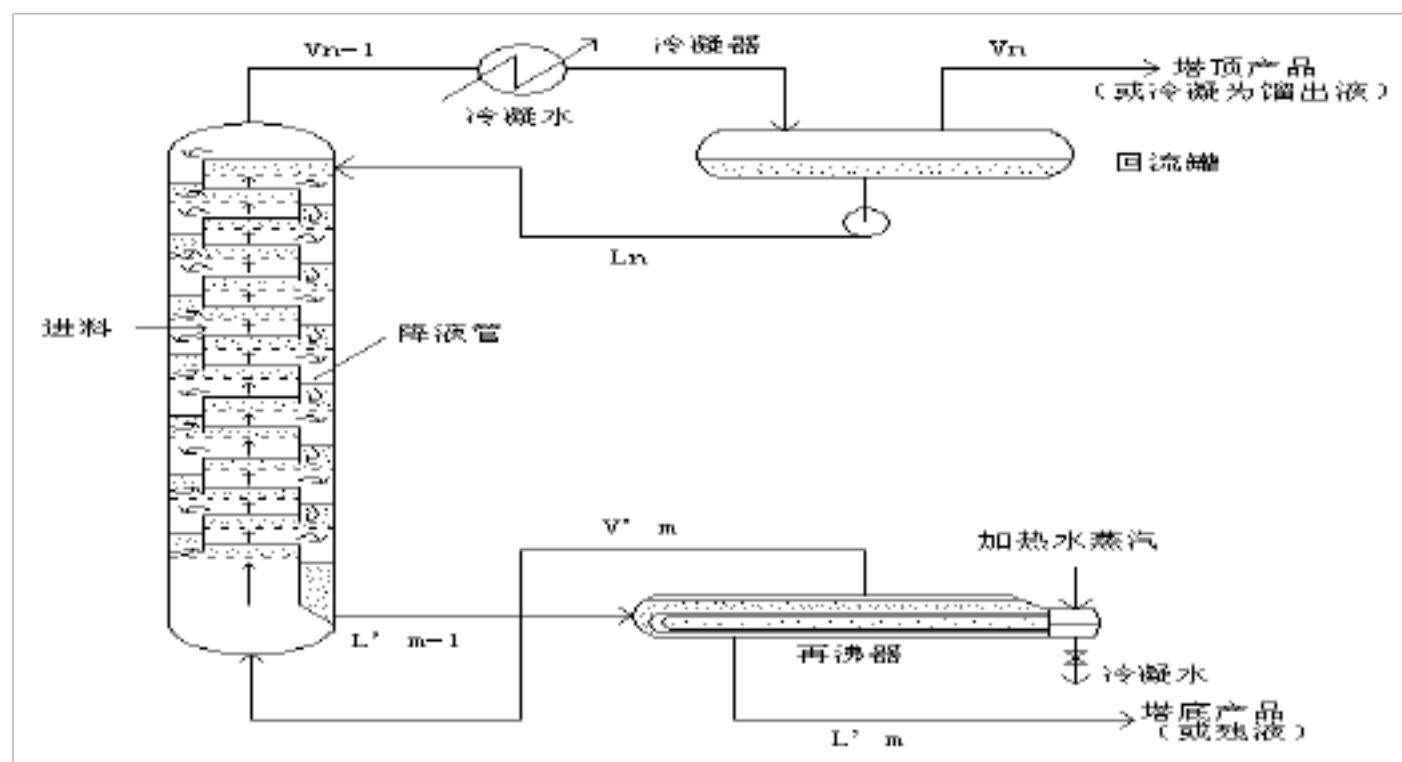
本次精馏过程的模拟采用的时麻省理工学院开发的一种化工模拟软件，该软件功能十分强大。在课程设计中，首先在明确设计任务后输入特定的条件，如待分离物质的摩尔分数，分离后的产物摩尔分数，精馏过程的温度，压力的数据。待这些必要的的数据全部输入后，系统将会模拟整个精馏过程。通过模拟，我们能得到许多有实际意义的的数据，如回流比等。由于篇幅所限，具体的模拟过程计算再次不再详述。

二 工艺流程方案的说明和论证

本设计任务为分离苯-乙苯混合物。对于二元混合物的分离，应采用连续精馏。精馏过程的流程设计如下：

工艺流程

如图所示，原料液由高位槽经过预热器预热后进入精馏塔内。操作时连续的从再沸器中取出部分液体作为塔底产品（釜残液）再沸器中原料液部分汽化，产生上升蒸汽，依次通过各层塔板。塔顶蒸汽进入冷凝器中全部冷凝或部分冷



凝，然后进入贮槽再经过冷却器冷却。并将冷凝液借助重力作用送回塔顶作为回

流液体，其余部分经过冷凝器后被送出作为塔顶产品。为了使精馏塔连续的稳定的进行，流程中还要考虑设置原料槽。产品槽和相应的泵有时还要设置高位槽。且在适当位置设置必要的仪表（流量计、温度计和压力表）。以测量物流的各项参数。

2.2 设计方案简介

设计中采用泡点进料，塔顶上升蒸汽采用全冷凝器冷凝，冷凝液在泡点下一部分回流至塔内，其余部分经产品冷却器冷却后送至储罐。该物系属易分离物系，最小回流比较小，故操作回流比取最小回流比的 2 倍。塔釜采用间接蒸汽加热，塔底产品经冷却后送至储罐。具体如下：

塔型的选择本设计中采用筛板塔。筛板塔的优点是结构比浮阀塔更简单，易于加工，造价约为泡罩塔的 60%，为浮阀塔的 80% 左右。处理能力大，比同塔径的泡罩塔可增加 10~15%。塔板效率高，比泡罩塔高 15% 左右。压降较低。缺点是塔板安装的水平度要求较高，否则气液接触不匀。

加料方式和加料热状况的选择：加料方式采用直接流入塔内。虽然进料方

式有多种，但是饱和液体进料时进料温度不受季节、气温变化和前道工序波动的影响，塔的操作比较容易控制；此外，饱和液体进料时精馏段和提馏段的塔径相同，无论是设计计算还是实际加工制造这样的精馏塔都比较容易，为此，本次设计中采取饱和液体进料。

设计的依据与技术来源：本设计依据于精馏的原理（即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使轻重组分分离），并在满足工艺和操作的要求，满足经济上的要求，保证生产安全的基础上，对设计任务进行分析并做出理论计算。

目前，精馏塔的设计方法以严格计算为主，也有一些简化的模型，此次设计采用精确计算与软件验算相结合的方法。

2.3 设计条件

进料量 10950kg/h，压力为 0.14Mpa 的物流泡点进料，进料组成（质量分数）：苯 0.540、甲苯 0.006、乙苯 0.33、二甲苯 0.01、二乙苯 0.09、三乙苯 0.006、焦油 0.017、水 0.001。要求塔顶馏出苯液中，苯含量不低于 99.7%（质量分数，下同），釜液中苯含量低于 0.3%。塔顶馏出液和釜液要求降至 40℃。塔顶全凝器压力为常压 0.1013MPa，全凝器压力降取 0.01Mpa，塔压降取 0.02Mpa

2.4 被分离物质的性质

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，但其分子质量比水重。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。

乙苯是一个芳香族的有机化合物，主要用途是在石油化学工业作为生产苯乙烯的中间体，所制成的苯乙烯一般被用来制备常用的塑料制品——聚苯乙烯。尽管在原油里存在少量的乙苯，但大批量生产仍然是靠在酸催化下苯与乙烯反应。乙苯经过催化脱氢，生成氢气和聚苯乙烯。乙苯也存在与某些颜料中。外观与性状：无色液体，有芳香气味。熔点(℃)：-94.9。沸点(℃)：136.2。相对密度(水=1)：0.87。相对蒸汽密度(空气=1)：3.66。饱和蒸汽压(kPa)：1.33(25.9℃)。临界温度(℃)：343.1。临界压力(MPa)：3.70。闪点(℃)：15。引燃温度(℃)：432。溶解性：不溶于水，可混溶于乙醇、醚等多数有机溶剂。摩尔折射率：8.96，摩尔体积(m³/mol)：

45.7。等张比容（90.2K）： 91.5,表面张力（dyne/cm）： 16.0。介电常数： 3.24,偶极距（10-24cm3）： ,极化率： 3.55。

汇总如下

1.苯、乙苯的物理性质

项目	分子式	分子量	沸点℃	临界温度℃	临界压强Pa
苯 A	C ₆ H ₆	78.11	80.1	288.5	6833.4
乙苯 B	C ₈ H ₁₀	106.16	136.2	348.57	4307.7

2.苯、乙苯在某些温度下的表面张力

t/℃	20	40	60	80	100	120	140
□_苯 (mN/m)	28.8	26.25	23.74	21.27	18.85	16.49	14.17
□_{乙苯} (mN/m)	29.3	27.14	25.01	22.92	20.85	18.81	16.82

3.苯、乙苯在某些温度下的粘度

t/℃	0	20	40	60	80	100	120	140
□_苯 (mPa·s)	0.742	0.638	0.485	0.381	0.308	0.255	0.215	0.184
□_{乙苯} (mPa·s)	0.874	0.666	0.525	0.426	0.354	0.300	0.259	0.226

4.苯、乙苯的液相密度

t/℃	20	40	60	80	100	120	140
□_苯 (kg/m3)	877.4	857.3	836.6	815.0	792.5	768.9	744.1
□_{乙苯} (kg/m3)	867.7	849.8	931.8	913.6	795.2	776.2	756.7

5.不同塔径的板间距

塔径 D/m	0.3-0.5	0.5-0.8	0.8-1.6	1.6-2.4	2.4-4.0
板间距 H _T	200-300	250-350	300-450	350-600	400-600

三 精馏塔模拟设计计算及操作条件的选择

3.1 塔板数

Configuration Streams Pressure Condenser Reboiler 3-Phase

Setup options

Number of stages: 26

Condenser: Total

Reboiler: Kettle

Valid phases: Vapor-Liquid

Convergence: Standard

Operating specifications

Distillate rate: 5913 kg/hr (Mass)

Reflux ratio: 0.6328 (Mass)

Free water reflux ratio: []

Feed basis

3.2 进料位置和状态

根据模拟精馏过程的结果。总共需要 26 块板，在第 15 块板处进料。进料状态与塔板数、塔径、回流量及塔的热负荷都有密切的联系。在实际的生产中进料状态有多种，但一般都将料液预热到泡点或接近泡点才送入塔中，这主要是由于此时塔的操作比较容易控制，不致受季节气温的影响。此外，在泡点进料时，精馏段与提馏段的塔径相同，为设计和制造上提供了方便。

Summary		Define Variable	
	Status	VARY 1 B1 1 FEEDS STAGE	DUTY MMKCAL/HR
▶	OK	10	1.00425886
	OK	11	0.9852693
	OK	12	0.97338289
	OK	13	0.96594928
	OK	14	0.96174243
	OK	15	0.96059558
	OK	16	0.96350035
	OK	17	0.97295956
	OK	18	0.99251546
	OK	19	1.02571098
	OK	20	1.07644005

3.3 操作压力

蒸馏操作通常可在常压、加压和减压下进行。确定操作压力时，必须根据所处理物料的性质，兼顾技术上的可行性和经济上的合理性进行考虑。例如，采用减压操作有利于分离相对挥发度较大组分及热敏性的物料，但压力降低将导致塔径增加，同时还需要使用抽真空的设备。对于沸点低、在常压下为气态的物料，则应在加压下进行蒸馏。当物性无特殊要求时，一般是在稍高于大气压下操作。但在塔径相同的情况下，适当地提高操作压力可以提高塔的处理能力。有时应用加压蒸馏的原因，则在于提高平衡温度后，便于利用蒸汽冷凝时的热量，或可用较低品位的冷却剂使蒸汽冷凝，从而减少蒸馏的能量消耗。

为使塔的操作稳定，免受季节气温的影响，精馏段、提馏段采用相同塔径以便于制造，则常采用饱和液体（泡点）进料，但需要增设原料预热器。本方案采用泡点进料即 $q=1.0$ 。

Display: Streams Format: GEN_M Stream Table

	1	2	3	
Temperature C	103.9	79.5	151.6	
Pressure bar	1.400	1.013	1.313	
Vapor Frac	< 0.001	0.000	0.000	
Mole Flow kmol/hr	120.478	76.186	44.292	
Mass Flow kg/hr	10950.000	5915.642	5034.358	
Volume Flow cum/hr	13.962	7.235	6.769	
Enthalpy MMkcal/hr	0.949	0.992	0.009	
Mass Flow kg/hr				
BENZENE	5913.000	5897.914	15.086	
TOLUENE	65.700	6.693	59.007	
ETHYLBEN	3613.500	0.084	3613.416	
OXYL-01	109.500	< 0.001	109.500	

3.4 回流比

Summary | Balance | Split Fraction | Reboiler

View: Condenser / Top stage Basis: Mole

Condenser / Top stage performance

Temperature:	79.4633941	C
Heat duty:	-0.9087714	MMkcal/hr
Subcooled duty:		
Distillate rate:	76.1855317	kmol/hr
Reflux rate:	47.3618201	kmol/hr
Reflux ratio:	0.62166423	
Free water distillate rate:		
Free water reflux ratio:		

3.5 确定设计方案的原则

确定设计方案总的原则是在可能的条件下，尽量采用科学技术上的最新成就，使生产达到技术上最先进、经济上最合理的要求，符合优质、高产、安全、低消耗的原则。为此，必须具体考虑如下几点：

3.5.1 满足工艺和操作的要求

所设计出来的流程和设备，首先必须保证产品达到任务规定的要求，而且质量要稳定，这就要求各流体流量和压头稳定，入塔料液的温度和状态稳定，从而需要采取相应的措施。其次所定的设计方案需要有一定的操作弹性，各处流量应能在一定范围内进行调节，必要时传热量也可进行调整。因此，在必要的位置上要装置调节阀门，在管路中安装备用支线。计算传热面积和选取操作指标时，也应考虑到生产上的可能波动。再其次，要考虑必需装置的仪表(如温度计、压强计，流量计等)及其装置的位置，以便能通过这些仪表来观测生产过程是否正常，从而帮助找出不正常的原因，以便采取相应措施。

3.5.2 满足经济和安全的要求

要节省热能和电能的消耗，减少设备及基建费用。如前所述在蒸馏过程中如能适当地利用塔顶、塔底的废热，就能节约很多生蒸汽和冷却水，也能减少电能消耗。又如冷却水出口温度的高低，一方面影响到冷却水用量，另一方面也影响到所需传热面积的大小，即对操作费和设备费都有影响。同样，回流比的大小对操作费和设备费也有很大影响。

例如苯属有毒物料，不能让其蒸汽弥漫车间。又如，塔是指定在常压下操作的，塔内压力过大或塔骤冷而产生真空，都会使塔受到破坏，因而需要安全装置。

以上三项原则在生产中都是同样重要的。但在化工原理课程设计中，对第一个原则应作较多的考虑，对第二个原则只作定性的考虑，而对第三个原则只要求作一般的考虑。

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/148141037060006134>