
郑州轻工业学院

——化工原理课程设计说明书

课题： 甲醇和水的分离

学院： 材料与化学工程学院

班级：

姓名：

学号：

指导老师：

目录

第一章 流程确定和说明	2.....
-------------------	--------

1.1.加料方式.....	2.....
1.2.进料状况.....	2.....
1.3.塔型的选择	2.....
1.4.塔顶的冷凝方式.....	3.....
1.5.回流方式.....	3.....
1.6.加热方式.....	3.....
第二章 板式精馏塔的工艺计算.....	3.....
2.1 物料衡算	4.....
2.3 塔板数的确定及实际塔板数的求取	5.....
2.3.1理论板数的计算	5.....
2.3.2求塔的气液相负荷	6.....
2.3.3温度组成图与液体平均粘度的计算	6.....
2.3.4 实际板数.....	7.....
2.3.5试差法求塔顶、塔底、进料板温度	8.....
第三章 精馏塔的工艺条件及物性参数的计算	9.....
3.1 平均分子量的确定	9.....
3.2 平均密度的确定.....	
3.3. 液体平均比表面积张力的计算	12.....
第四章 精馏塔的工艺尺寸计算	1.....
4.1 气液相体积流率.....	
4.1.1 精馏段气液相体积流率:	13.....
4.1.2提馏段的气液相体积流率:	14.....
第五章 塔板主要工艺尺寸的计算	15.....
5.1 溢流装置的计算	
5.1.1 堰长.....	
5.1.2溢流堰高度:	1.....
5.1.3弓形降液管宽度	1.....
5.1.4 降液管底隙高度	1.....
5.1.5 塔板位置及浮阀数目与排列.....	17.....
第六章 板式塔得结构与附属设备	25.....
6.1 附件的计算	
6.1.1接管.....	
6.1.2 冷凝器	
6.1.3再沸器.....	
第七章 参考书录	
第八章 设计心得体会.....	

第一章 流程确定和说明

1.1. 加料方式

加料方式有两种：高位槽加料和泵直接加料。采用高位槽加料，通过控制液位高度，可以得到稳定的流速和流量，通过重力加料，可以节省一笔动力费用，但由于多了高位槽，建设费用相应增加；采用泵加料，受泵的影响，流量不太稳定，流速不太稳定，流速不太稳定，从而影响了传质效率，但结构简单，安装方便。本设计采用泵加料。

1.2. 进料状况

实际生产中，进料状况一般有接近泡点的冷液进料和泡点进料。对于冷液进料，当组成一定时，流量一定，对分离有利，省加热费用，但其受环境影响较大；而泡点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，泡点进料时，基于恒摩尔流假定，精馏段和提留段的塔径基本相等，无论是设计计算还是设计加工制造这样的精馏塔都比较容易，故在本设计中选用泡点进料。

1.3. 塔型的选择

塔有浮阀塔和筛板塔。浮阀塔生产能力大，操作弹性大，在较宽的气速范围内，板效率变化较小，其操作弹性范围较筛板塔大。由于气液接触状态良好，以及气体水平吹出，雾沫夹带量少，因此板效率高。塔板结构简单，容易安装。筛板塔生产能力大，塔板压降低。本设计根据阀孔气速的值依据

手册选择浮阀塔。

1.4. 塔顶的冷凝方式

塔顶冷凝采用分凝器，以水为冷却介质进行冷凝。

1.5. 回流方式

回流方式可分为重力回流和强制回流。对于小塔型，回流冷凝器一般安装在塔顶，其优点是回流冷凝器无需支承结构，其确定是回流冷凝器回流控制难。如果需要较高的塔处理量或塔板数较多时，回流冷凝器不适合于塔顶安装，且塔顶冷凝器不宜安装、检修和清理。在此情况下，可采用强制回流，塔顶上升蒸汽量采用冷凝器以冷回流流入塔中。本次设计为大塔，故采用强制回流。

1.6. 加热方式

加热方式分为直接蒸汽加热和间接蒸汽加热，直接蒸汽加热时蒸汽直接由塔底进入塔内加热。但在一定的回流比条件下塔底蒸汽对回流液有稀释作用，使理论塔板数增加。间接蒸汽加热时通过加热器使釜液部分汽化，维持原来的浓度，以减少理论板数，缺点是增加加热装置。本设计采用直接蒸汽加热。

第二章 板式精馏塔的工艺计算

物系：甲醇—水； $D=600\text{t/d}$ ；

要求：质量分数：

2.1 物料衡算

通过全塔物料衡算：

基础物性参数：

原料液及塔顶、塔底产品的摩尔分率：

原料液及塔顶、塔底产品的平均摩尔分率：

全塔总物料衡算

总物料：

易挥发组分：

2.2 操作线方程

饱和液体进料 $q=1$ ； q 线斜率为 ∞

此时，在平衡线上并与精馏、提馏段操作线相交：

最小回流比

此时 $R=0.605 \times 1.5=0.9075$ ；

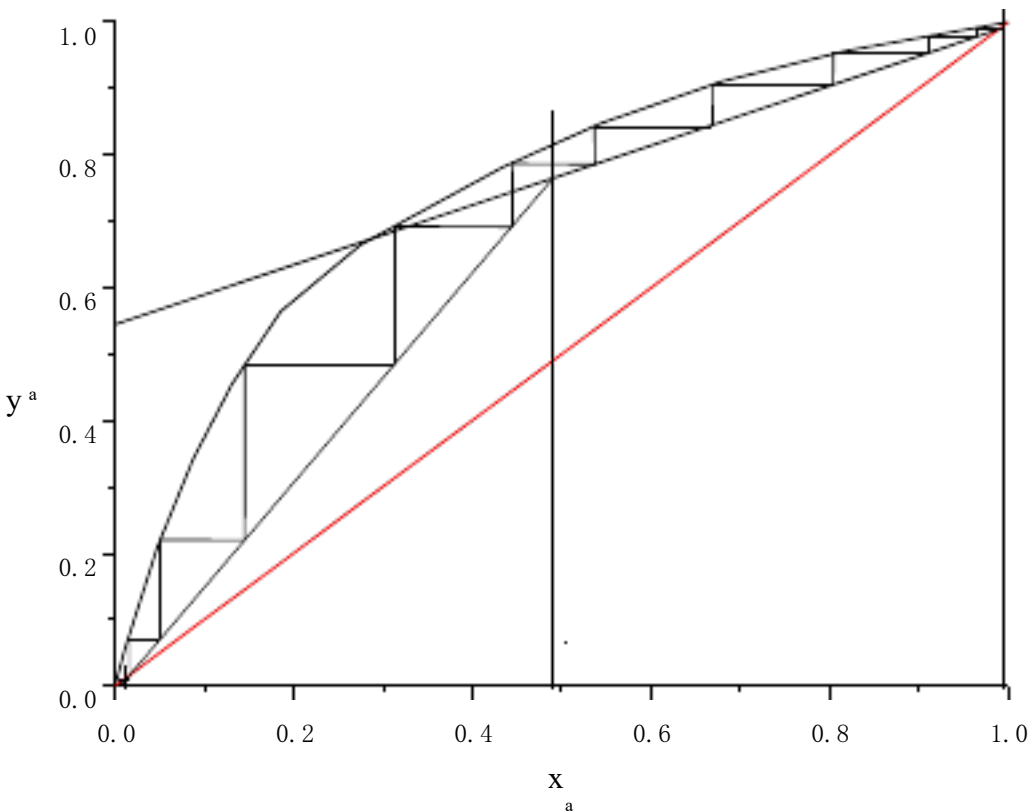
精馏段操作线

提馏段操作线过精馏段操作线与 q 线交点(0.667,0.8234)和(0.0056,0.0056)

则操作线方程为

2.3 塔板数的确定及实际塔板数的求取

2.3.1 理论板数的计算



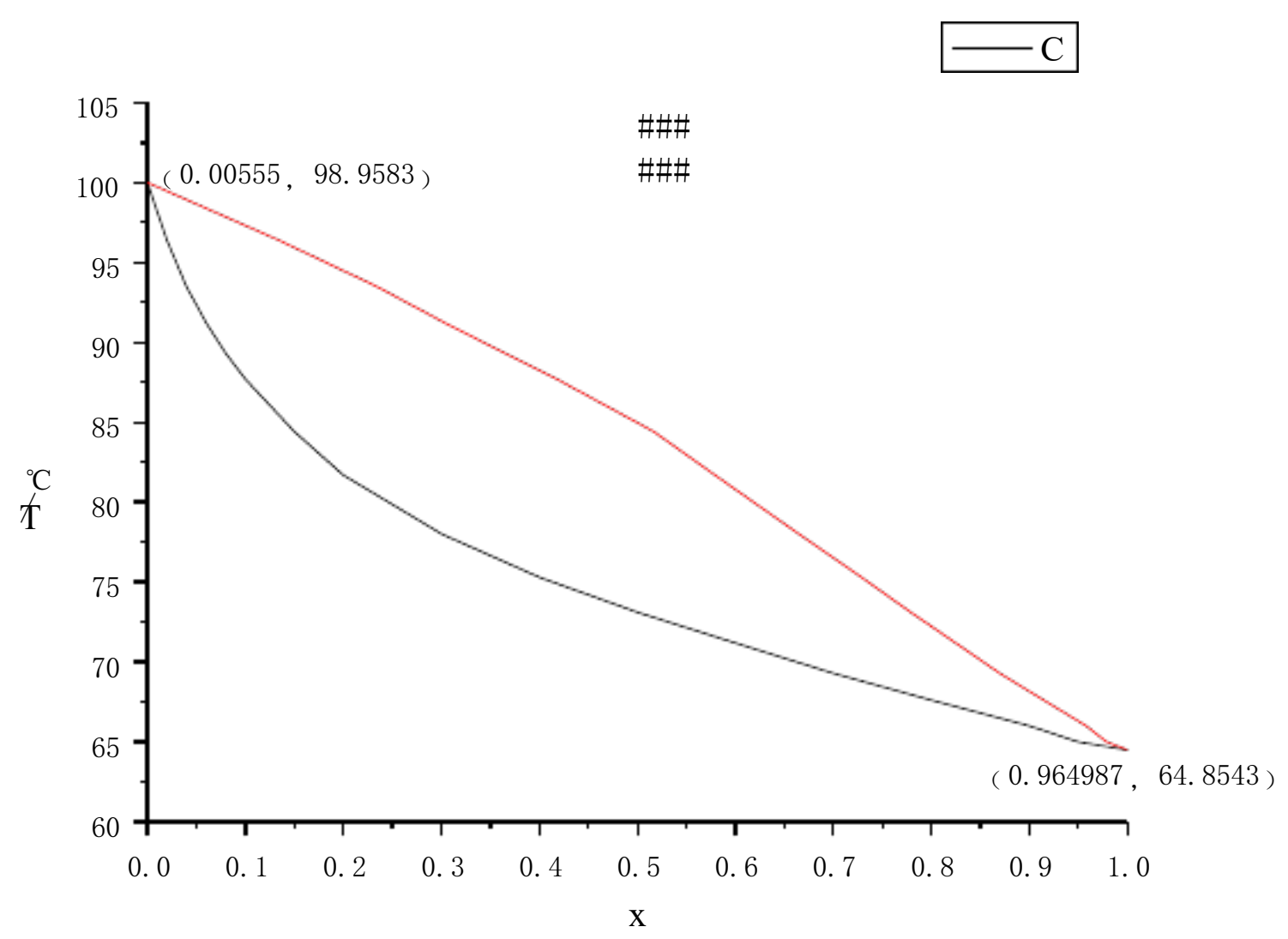
由图解法求理论板层数，从图中可以读出

总理论板层数为

精馏段；提馏段；第 5 层为加料板。

2.3.2 求塔的气液相负荷

2.3.3 温度组成图与液体平均粘度的计算



温度组成（t-x-y）图

组份的液相粘度

T	60	70	80	90	100
甲醇	0.0109	0.0112	0.0115	0.0118	0.0122
水	0.4688	0.4061	0.3565	0.3165	0.2838

(1) 精馏段

(2) 提馏段

2.3.4 实际板数

2.3.5 试差法求塔顶、塔底、进料板温度

塔顶的操作压力：

每层操作压力

进料板的压力

塔底的压力

精馏段的平均压力

提馏段的平均压力

甲醇和水的安托因常数：

		A	B	C	T/K
甲 醇	塔顶	7.20587	1582.271	239.726	288-357
	塔釜	7.313257	1669.678	250.3901	357-513
水		7.07406	1657.46	227.02	284-441

公式： $t-^{\circ}\text{C}$

由内插法计算得

(1) 精馏段

塔顶压力

塔顶温度

(2) 进料板

进料板温度

(3) 提馏段

提馏段压力

提馏段温度

精馏段平均温度：

提馏段平均温度：

第三章 精馏塔的工艺条件及物性参数的计算

3.1 平均分子量的确定

提馏段的平均摩尔质量：

平均密度的确定

组份的液相密度

	温度	60	70	80	90	100	110
	水	983.	977.	971.	965.	958.	951

纯组分在任何温度下的密度由下式：

甲醇： 式中： t- 温度， °C

精馏段

气相平均密度

液相平均密度：

液相密度

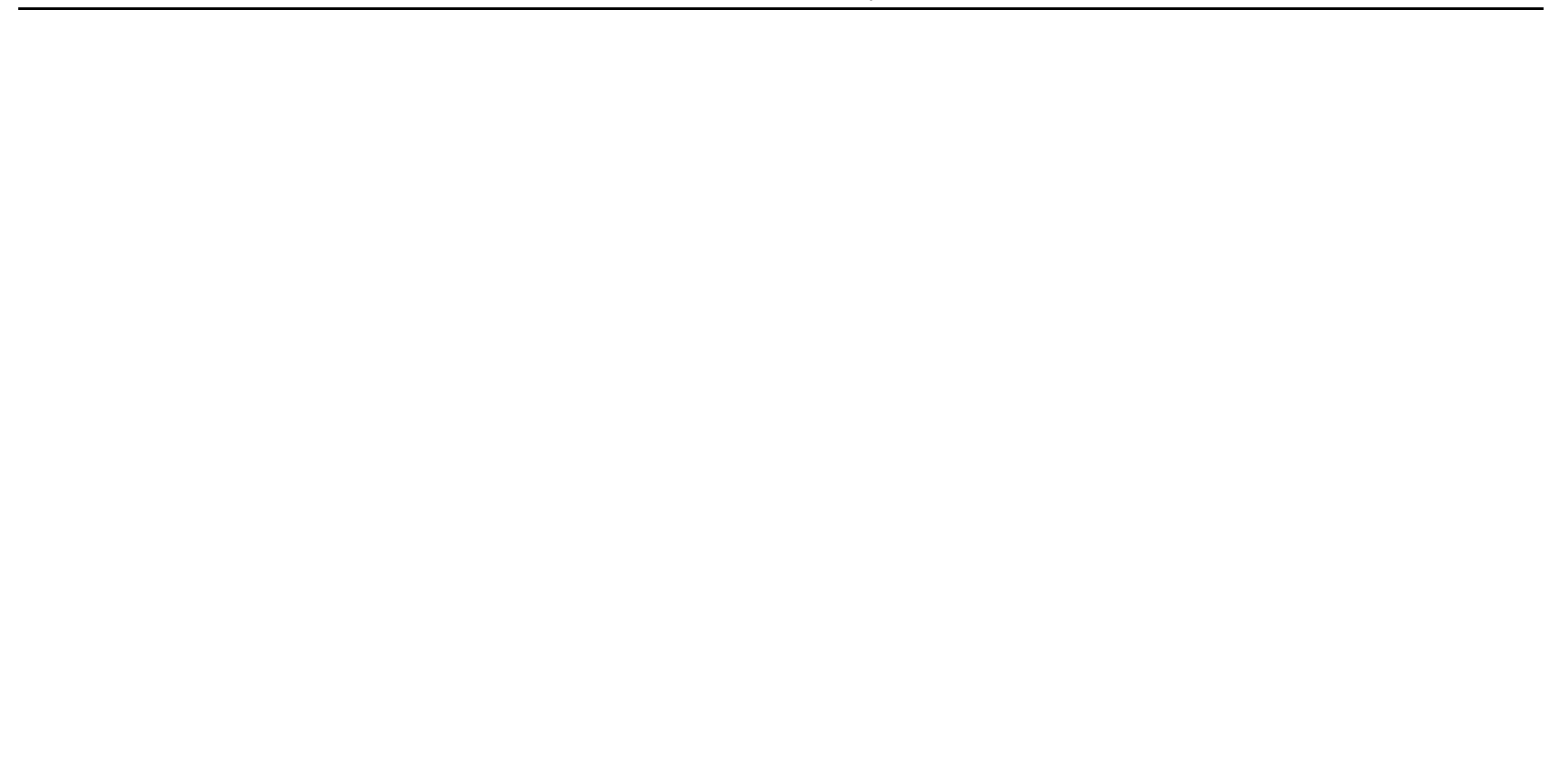
进料板：

进料板，由加料板液相组成

(2) 提馏段

气相平均密度

液相平均密度：



组份的液相表面张力

	温度	60	70	80	90	100	110
	甲醇	19	17.5	16.3	15.1	14.5	13.7
	水	66.2	64.3	62.6	60.7	58.8	56.9

(1) 精馏段：

(2) 提馏段

精馏塔的工艺尺寸计算

4.1 气液相体积流率

4.1.1 精馏段气液相体积流率：

初选

取安全系数为 0.8（一般 0.75~0.85）则空塔气速为

按标准塔径圆整后：D=3.0m

实际的空塔气速

提馏段的气液相体积流率：

取安全系数为则空塔气速为

按标准塔径圆整后：

塔的截面积

实际的空塔气速

3.2 精馏塔的有效高度：

精馏段的有效高度：

在进料板上方开一个孔高度为 0.7m

提馏段的有效高度：

故精馏塔的有效高度为

第五章 塔板主要工艺尺寸的计算

5.1 溢流装置的计算

$D=3\text{m}$ ，可选用单溢流弓形降液管，采用凹形受液盘及平直形溢流堰，
不设进口堰。

5.1.1 堰长

取

5.1.2 溢流堰高度：

出口堰高

选用平直堰，堰上液层高度

. 02

取板上清液层高度

故

故

故

5. 1. 3 弓形降液管宽度

由

m

液体在降液管中停留时间为：

故降液管设计合理

5. 1. 4 降液管底隙高度

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/487115100005006054>