化工原理课程设计——乙醇——水精馏塔设计（浮阀塔）

化工传质与分离过程课程设计

乙醇——水精馏塔设计天津大学

目录

1 目录 (1)

2 设计任务书 (4)

3 设计方案的确定及流程说明 (5)

3.1 塔的类型选择 (5)

3.2 塔板类型的选择 (5)

3.3 塔压确定 (5)

3.4 进料热状况的选择 (5)

3.5 塔釜加热方式的确定 (5)

3.6 塔顶冷凝方式 (6)

3.7 塔板溢流形式 (6)

3.8 塔径的选取 (6)

3.9 适宜回流比的选取 (6)

3.10 操作流程 (6)

4 塔的工艺设计 (7)

4.1 精馏塔全塔物料浓度计算： (7)

4.2 理论板的计算 (7)

4.2.1最小回流比的计算 (7)

4.2.2理论板数的计算 (8)

4.2.3塔板效率的计算 (13)

4.2.3.1塔顶的温度 t D 的计算 (13)

4.2.3.2塔底的温度 t W 和总板效率 E T 的计算 (14)

4.2.4实际板数的计算 (16)

4.2.5进料温度的计算 (16)

4.3 平均参数的计算 (17)

4.3.1全塔物料衡算 (17)

4.3.2平均温度的计算 (17)
4.3.3平均压力的计算 (17)
1
化工传质与分离过程课程设计
乙醇——水精馏塔设计天津大学
2
4.3.4气液两相平均密度的计算 (18)
4.3.4.1气液相组成的计算 (18)
4.3.4.2各液相平均密度的计算 (19)
4.3.4.3平均相对分子量的计算 (20)
4.3.4.4各气相平均密度的计算 (21)
4.3.5平均表面张力的计算 (22)
4.3.6气液两相平均体积流率的计算 (25)
4.4 塔径的初步设计 (26)
4.4.1精馏段塔径的计算 (26)
4.4.2提馏段塔径的计算 (27)
4.5 塔高的设计计算 (28)
5 塔板结构设计 (30)
5.1 溢流装置计算 (30)
5.2 塔板及浮阀设计 (31)
5.2.1塔板的结构尺寸 (31)
5.2.2浮阀数目及排列 (32)
5.2.2.1精馏段浮阀数目及排列 (32)
5.2.2.2提馏段浮阀数目及排列 (34)
5.3 塔板流体力学验算 (35)
5.3.1气相通过浮阀塔板的压降 (35)
5.3.1.1精馏段压降的计算 (35)
5.3.1.2提馏段压降的计算 (36)
5.3.2液泛 (36)
5.3.2.1精馏段液泛计算 (36)

5.3.2.2提馏段液泛计算 (37)
5.3.3雾沫夹带 (37)
5.3.4漏液 (38)
6 塔板负荷性能图 (38)
6.1 雾沫夹带线 (38)
6.2 液泛线 (38)
化工传质与分离过程课程设计
乙醇——水精馏塔设计天津大学
6.3 液相负荷上限线 (39)
6.4 漏液线 (39)
6.5 液相负荷下限线 (39)
6.6 塔板负荷性能图 (40)
6.6.1精馏段塔板负荷性能图 (40)
6.6.2提馏段塔板负荷性能图 (41)
7 附属设备设计 (43)
7.1 产品冷却器设计选型 (43)
7.2 接管尺寸计算 (44)
7.2.1进料管 (44)
7.2.2塔顶蒸汽出口管 (44)
7.2.3回流液入口管 (45)
7.2.4塔顶出料管 (45)
7.2.5塔底出料管 (46)
7.2.6塔底蒸汽入口管 (46)
8 设计结果汇总 (47)
8.1 各主要流股物性汇总 (47)
8.2 浮阀塔设计参数汇总 (47)
8.3 产品冷却器设计结果汇总 (48)
8.4 接管尺寸汇总 (48)
9 设计评述及感悟 (49)
10 参考文献 (50)

11 附录 (51)
附录 1 主要符号说明 (51)
附录 2 乙醇——水系统的气液平衡数据表 (51)
附录 3 不同温度下乙醇和水的粘度 (52)
附录 4 不同温度下乙醇和水的密度 (53)
附录 5 不同温度下乙醇和水的表面张力 (53)
12 附图 (53)
3
化工传质与分离过程课程设计
乙醇——水精馏塔设计天津大学
2 设计任务书
一、设计题目：乙醇——水体系浮阀式精馏塔设计二、设计任务及条
件
1.进精馏塔料液含乙醇 25%(质量分数)，其余为水。
2.产品乙醇含量不得低于 94%(质量分数)。
3.残液中乙醇含量不得高于 0.1%(质量分数)。
4.生产能力为日产(24 小时)115 吨 94% 的乙醇产品。
5.操作条件：
精馏塔顶压力 4kPa(表压)
进料状况泡点进料
回流比 R/R min = 1.45
单板压降不大于 667Pa
加热蒸汽压力 101.325kPa(表压)
6.设备型式：浮阀塔
7.厂址：天津地区三、设计内容及要
求
1.设计方案的确定及流程说明
2.精馏塔的工艺计算 (包括物料衡算、理论塔板数、回流比、总板效率、平均参数、塔高、塔径设计等)

3.塔板结构设计及流体力学验算

4.塔板负荷性能图的绘制

5.附属设备的设计(包括产品冷却器和接管选型)

6.设计结果汇总(包括主要设备尺寸及衡算结果等)

7.设计评述及心得感悟

8.附图：图解理论板(包括塔顶和塔底区域的局部放大图)，塔板负荷性能图(精馏段和提馏段各一个)，生产工艺流程图及主题设备图（2号图)。

 3 设计方案的确定及流程说明

3.1 塔的类型选择

本设计任务为分离乙醇—水混合物。对二元混合物的分离，应采用连续精馏流程。一般来讲，板式塔的空塔速度较高，因而生产能力较大，塔板效率稳定，操作弹性大，且造价低，检修、清洗方便，因而在工业上应用较为广泛。

考虑到设计、制造及生产技术的成熟稳定性，确定采用板式塔进行精馏操作。

3.2 塔板类型的选择

在板式塔的塔板类型中，浮阀塔板吸收了泡罩塔板和筛孔塔板的优点，具有结构简单、制造方便、造价低，塔板开孔率大，生产能力大，操作弹性大，塔板效率高等诸多优点。因此优先选用浮阀塔板。

3.3 塔压确定

工业精馏可在常压、加压或减压下进行。确定操作压力主要是根据处理物料的性质、技术上的可行性和经济上的合理性来考虑的。

一般来说，常压精馏最为简单经济，可减少因加压或减压操作所增加的增、减压设备费用和操作费用，提高经济效益。若无特殊要求，应尽量在常压下操作。加压精馏可提高平衡温度，有利于塔顶蒸汽冷凝热的利用，或可以使用较便宜的冷却剂，减少冷凝和冷却费用。在相同的塔径下，适当提高塔的操作压力还可以提高塔的处理能力。减

压精馏可以防止某些易分解组分在精馏过程之中受热分解。

乙醇——水物系在操作温度下非常稳定，在综合平衡操作可行性及设备、操作费用各因素之后，确定采用塔顶压力为 (101.325+4)kPa 进行操作。

3.4 进料热状况的选择

工业上均采用接近泡点的液体进料或泡点进料，这样可以保证进料温度不受季节、气温变化和前道工序波动的影响，塔的操作也比较容易控制。因此本设计采用泡点进料。

3.5 塔釜加热方式的确定

蒸馏塔塔釜的加热方式通常采用间接蒸汽加热，设置再沸器。但本设计案例具

有其特殊性，由于其塔底产物接近于纯水，而且在实际生产中直接蒸汽加热有更高的热效率。结合设计任务要求，确定其塔釜加热方式为蒸汽直接加热。

3.6 塔顶冷凝方式

泡点回流易于控制,设计和控制时比较方便,而且可以节约能源。

3.7 塔板溢流形式

U 形流的液体流径比较长，可以提高板效率，其板面利用率也高，但是液面落差大，只适用于小塔及液体流量小的场合。单溢流的液体流径较长，塔板效率较高，塔板结构简单，加工方便，在直径小于 2.2m 的塔中被广泛使用。双溢流的优点是液体流动的路程短，可降低液面落差，但塔板结构复杂，板面利用率低，一般用于直径大于 2m 的塔中。阶梯式双溢流的塔板结构最为复杂，只适用于塔径很大、液流量很大的特殊场合。

通过对本例中的液体流量、塔径等进行初步估计，确定选用单溢流塔板。

3.8 塔径的选取

板式塔的塔径依据流量公式计算，在设计时，一般依据严重液沫夹带时的极限空塔气速来决定。在估算出塔径后，还应按塔径系列标准进行圆整，并进行流体力学验算。

精馏段和提馏段的汽液负荷及物性是不同的，故设计时两段的塔径应该分别计算，若二者相差不大，应取较大者作为塔径；若二者相差较大，应采用变径塔。3.9 适宜回流比的选取

适宜的回流比应该通过经济核算来确定，即操作费用和设备折旧费用之和为最低时的回流比为最适宜的回流比。

确定回流比的方法为：先求出最小回流比 R min，根据经验取实际操作回流比为最小回流比的 1.2~2.0 倍。乙醇—水混合物系属易分离物系，最小回流比较小，结合此设计任务要求，操作回流比取最小回流比的 1.45 倍。

3.10 操作流程

乙醇—水溶液经预热器预热至泡点后，用泵送入精馏塔进料板。塔顶上升蒸气采用全冷凝后，进入回流罐部分回流，其余作为塔顶产品经冷却器冷却后送至贮槽。

6

化工传质与分离过程课程设计

乙醇——水精馏塔设计

天津大学

7

塔釜采用直接蒸汽加热，塔底产品用于预热原料液，冷却后送入贮槽。精馏装置有

精馏塔、原料预热器、冷凝器、釜液冷却器和产品冷却器等设备。热量自塔底蒸汽 输入，物料在塔内经多次部分气化与部分冷凝进行精馏分离，由冷凝器中的冷却介 质将余热带走。在每层板上，回流液体与上升蒸汽互相接触，进行热和质的传递过 程。

按照设计任务书要求绘制生产工艺流程图一份，附后。

4 塔的工艺设计

4.1 精馏塔全塔物料浓度计算：

F 原料液流量（kmol/s ） x F原料组成（摩尔分数）

D 塔顶产品流量（kmol/s ） x D 塔顶组成（摩尔分数） W 塔底残液流量（kmol/s ） x W 塔底组成（摩尔分数） V 0 加热蒸汽量（kmol/s ）

M 乙醇 = 46.07 kg/kmol M 水 = 18.02 kg/kmol

进料组成：

塔顶组成：

x F = 0.25 / 46.07

0.25 / 46.07 + 0.75 / 18.02

= 0.115343

塔底组成：

x D = 0.94 / 46.07

0.94 / 46.07 + 0.06 / 18.02

= 0.859707

日生产量：

x W =

0.001 / 46.07

= 0.000391

0.001/ 46.07 + 0.999 / 18.02

D = 115t/d = 115000

86400?[0.859707 ? 46.07 + (1- 0.859707) ?18.02]

= 0.031590kmol/s

则以纯净乙醇计的产量为 D x D = 0.031590 ×0.859707 = 0.027158 kmol/s

4.2 理论板的计算

4.2.1最小回流比的计算

根据 1.01325×105Pa 下乙醇——水的气液平衡组成可绘出平衡曲线，即 x-y曲线

化工传质与分离过程课程设计

乙醇——水精馏塔设计

图。已知乙醇——水为非理想物系，其平衡曲线有下凹部分，当操作线与 q 线的交

点尚未落到平衡线上之前，操作线已经与平衡线相切，对应的回流比为最小的回流 比。最小回流比的求法是由点(0.8597，0.8597)向平衡线的下凹部分作切线，该线与 q 线的交点坐标为(x q = 0.1153，y q = 0.355)。见图 1。

1 0.9 0.8 0.7

0.6

y

0.5

0.4

0.3

(0.1153, 0.355)

0.2 0.1

0x W 0.1x

F

0.2 0.3 0.4 0.5 0.6 0.7 0.8x D 0.9 1

x

图 1 最小回流比计算图

q = 1.0, x q = x F = 0.1153, y q = 0.355, x D = 0.8597,

x -y 0.8597 -0.355 R = D q

= = 2.106 min y - x 0.355 - 0.1153

q q

R = 1.45R min = 1.45×2.106 = 3.054

精馏段操作线方程为：

y = R

x + R +1

x D R +1

= 0.7533x + 0.2121 提馏段操 作线方 程可 以根据 精 馏段操 作线 与 q 线交 点(0.1153 ， 0.2990)和点

(0.000391，0)这两点坐标确定，y = 2.5974 x - 0.0006252。

4.2.2理论板数的计算 关于理论板层数的计算，通常可以采用图解法和逐板计算法。

从 x-y图中不难看

出，若采用图解法在 x-y 图中画阶梯求解理论板数，会因为曲线间距离太小而无法准

确作图。因此采用逐板计算法求取理论板数。 考虑到乙醇——水为非理想物系，在

采用逐板计算法时不能将相对挥发度视为

常数代入计算。因此对于平衡线上的点，考虑用插值法由气相组成求取各点对应的 相对挥发度，然后求取其液相组成。而对于操作线上的点，依然是根据相应的操作 线方程由其液相组成求取其气相组成。

首先用相平衡方程和精馏段操作线方程进行逐板计算，直到 x n ≤x q 时，改用提馏段操作线方程与相平衡方程继续逐板计算，直至 x m ≤x W 为止。计算过程如下。

因为塔顶采用全凝器:

y 1 = x D = 0.8597

用插值法求得对应的相对挥发度为:

α =

(0.8597 -0.8491) ? (1.03678 -1.08217) +1.08217 = 1.04986

1 0.8640 - 0.8491

x 1 由相平衡方程计算:

x 1 = y 1

α 1 (1 y 1) + y 1 = 0.8597 1.04986? (1- 0.8597) + 0.8597

= 0.853735

y 2 由精馏段操作线方程求得：

y 2 = 0.7533x 2 + 0.2121 = 0.7533×0.853735 + 0.2121 = 0.855208

继续用相平 衡方程和 精馏段方 程逐板计 算，当求 得 x 24 = 0.102303 ＜ x q = 0.1153 (加料板)，改用提馏段操作线方程，当 x 28 = 0.000257 ＜ x W = 0.000391 时，停止计算，即 N T = 28。因为采用直接蒸汽加热，塔釜不能起到一层理论板的作用。塔内安装 28 层理论板即可满足分离要求，加料板为第 24 层理论板。计算结果列表如下。

化工传质与分离过程课程设计

乙醇——水精馏塔设计天津大学

10

表 1 逐板计算法求解理论板层数计算结果列表

将逐板计算的结果绘制成阶梯图，如图 2 所示。

化工传质与分离过程课程设计

乙醇——水精馏塔设计

天津大学

11

1

0. 9

0. 8

0. 7

0. 6

0. 5

0. 4

0. 3

0. 2

0.1

0 0

0.1

0.2

0.3

0.4

0.5

0.6

0.7

0.8

0.9

1

图 2理论板计算结果阶梯图

将塔顶、塔底区域分别放大，如图 3、图 4所示。

0.05

0.04

0.03

0.02

0.01

0 0.01 0.02 0.03 0.04 0.05

图 3 塔顶区域放大图

0.9

0.85

0.8

0.75

0.7

0.7 0.75 0.8 0.85 0.9

图 4 塔底区域放大图

CO WO p x p x C p W C

4.2.3塔板效率的计算

根据设计要求，塔顶压力 p D = 105.325kPa 。

根据上面的计算结果，塔体内需要 28 块理论板才能满足分离要求。假设总板效 率为 0.5，则所需的实际板数目为 N P = (N T -1)/E T =56 。

按照设计要求中的单板压降不大于 667Pa 计，塔底压力为

p W = p D + N P ×0.667kPa = 105.325+56×0.667 = 142.677kPa

4.2.3.1塔顶的温度 t D的计算

根据常压下塔顶的 x D = 0.859707 查出其所对应的温度 t 0 = 78.20℃，以及对应的 气相组成 y = 0.864006。用 Antoine 方程计算出 t 0温度下 C，W 组分的饱和蒸汽压分 别为：

p 0

=

10 7.30243-

1630.868 (78.20+273.15)-43.569

= 100.8408kPa

p 0 =

10

7.074056-

1657.459 (78.20+273.15)-46.13

= 44.0232kPa

用修正的拉乌尔定律计算活度系数分别为

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/756241203151011024