**** **南京工业大学**

化工学院

**《化工原理》课程设计**

设计题目 6 万吨/年氯苯筛板精馏塔工艺设计

学生姓名 陈钦睿 班级 化工1707 学号 1001170709

指导教师姓名 武文良、崔群

课程设计时间2019年10月08日-2019年11月08日

课程设计成绩

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
|  | 百分制 | 权重 |  |
| 设计说明书、计算书及设计图纸质量，70% |  |  |  |
| 独立工作能力、综合能力、设计过程表现、设计答辩及回答问题情况，30% |  |  |  |
| 设计最终成绩（五级分制） |  |  |  |

指导教师签字

**设计目录**

[一、设计任务 1](#_Toc24205827)

[二、设计条件 1](#_Toc24205828)

[三、物性数据 1](#_Toc24205829)

[四、工艺说明及流程 4](#_Toc24205830)

[五、全塔物料衡算 5](#_Toc24205831)

[5.1料液及塔顶、塔底产品中苯的摩尔分数 5](#_Toc24205832)

[5.2平均摩尔质量 5](#_Toc24205833)

[5.3料液及塔顶、塔底产品的摩尔流率 5](#_Toc24205834)

[六、塔板数的确定 5](#_Toc24205835)

[6.1理论塔板数NT的求取 5](#_Toc24205836)

[6.2实际塔板数NP 7](#_Toc24205837)

[七、全塔热量衡算 7](#_Toc24205838)

[7.1进料焓的计算 HF 8](#_Toc24205839)

[7.2预热器供热量计算QF 8](#_Toc24205840)

[7.3塔顶产品焓的计算 HD 9](#_Toc24205841)

[7.4全凝器冷凝负荷的计算 QC 10](#_Toc24205842)

[7.5塔底产品焓的计算HW 10](#_Toc24205843)

[7.6再沸器热负荷的计算 QR 11](#_Toc24205844)

[7.7 全塔热量衡算 12](#_Toc24205845)

[八、筛板塔设计计算 13](#_Toc24205846)

[8.1筛板塔精馏段设计计算 13](#_Toc24205847)

[8.1.1精馏段操作工艺及相关物性数据的计算 13](#_Toc24205848)

[8.1.2精馏段的气液负荷计算 14](#_Toc24205849)

[8.1.3精馏塔段和塔板主要工艺结构尺寸的计算 15](#_Toc24205850)

[8.1.4精馏段塔板上的流体力学验算 17](#_Toc24205851)

[8.1.5精馏段塔板负荷性能图 19](#_Toc24205852)

[8.1.6筛板塔精馏段的设计计算结果一览表 22](#_Toc24205853)

[8.2筛板塔提馏段设计计算 23](#_Toc24205854)

[8.2.1精馏段操作工艺及相关物性数据的计算 23](#_Toc24205855)

[8.2.2提馏段的气液负荷计算 24](#_Toc24205856)

[8.2.3提馏塔段和塔板主要工艺结构尺寸的计算 24](#_Toc24205857)

[8.2.4提馏段塔板上的流体力学验算 26](#_Toc24205858)

[8.2.5提馏段塔板负荷性能图 27](#_Toc24205859)

[8.2.6提馏段的设计计算结果一览表 31](#_Toc24205860)

[九、精馏塔的附属设备与接管尺寸计算 32](#_Toc24205861)

[9.1进料预热器 32](#_Toc24205862)

[9.2塔顶全凝器 32](#_Toc24205863)

[9.3塔釜再沸器 33](#_Toc24205864)

[9.4精馏塔的管口直径 33](#_Toc24205865)

[9.4.1塔顶蒸汽出口管径 33](#_Toc24205866)

[9.4.2回流液管径 34](#_Toc24205867)

[9.4.3加料管径 34](#_Toc24205868)

[9.4.4料液排出管径 34](#_Toc24205869)

[9.4.5塔釜再沸器饱和蒸汽管径 34](#_Toc24205870)

[十、精馏塔设计工艺条件图 35](#_Toc24205871)

[十一、安全与环保 36](#_Toc24205872)

[11.1安全因素 36](#_Toc24205873)

[11.2三废处理 37](#_Toc24205874)

[十二、设计结果汇总与讨论 38](#_Toc24205875)

[12.1结果汇总 38](#_Toc24205876)

[12.2设计讨论 39](#_Toc24205877)

[附录：参考资料 39](#_Toc24205878)

**6万吨/年氯苯筛板精馏塔工艺设计计算说明书**

**中国的氯苯行业在国际上占有重要的地位，产量及规模均为世界第一位。作为重要的有机化工基础原料, 氯苯类主要用于染料、 农药、 有机合成工业以及氯乙烯清漆树脂等。 一氯苯在国内主要用于合成对、邻硝基氯苯、2, 4-二硝基氯苯、二苯醚等，并有少量用作农药合成和溶剂。 一氯苯作为氯碱生产企业平衡氯气的耗氯产品之一，国内氯苯装置基本都是在氯碱企业的基础上建立的，并配套建设硝基氯苯装置。国内60%左右的氯苯产量用于供企业配套硝基氯苯装置自用，40%外销商品量及出口[1]。**

**一氯苯深度氯化可得对二氯苯和邻二氯苯，这两种产品都是重要的有机化工原料，主要用于杀虫剂、防霉剂、防臭剂及 2,5-二硝基氯苯以及工程塑料聚苯硫醚、农用化学品、染料化学品等的生产。**

**一氯苯的工业生产主要采用苯液相氯化法。 苯与氯气在铁催化剂作用下连续氯化生成氯化液及氯化氢, 氯化氢气体进入回收装置用水吸收得副产盐酸。 氯化液经水洗、中和、干燥，再经初馏脱苯、精馏蒸出氯苯。塔釜中残留物为二氯苯及多氯化物。苯氯化反应式为：**

**氯苯生产工艺流程框图如图 1所示。**

**图1 一氯苯生产流程框图**

**重组份**

**一氯苯**

**苯**

**废水处理**

**苯**

**氯气**

**氯化**

**Fe/FeCl3**

**水洗**

**碱洗**

**干燥**

**精馏**

**本设计暂不考虑苯氯化反应液中二氯化苯和三氯化苯的存在，试根据设计条件设计一座筛板塔完成苯-氯苯二元混合液的精馏分离。**

# 

# 一、设计任务

**(1)年产氯苯60000t/a;**

**(2)原料液中含氯苯为40%(质量分数);**

**(3)塔底氯苯产品纯度为99.8%(质量分数), 塔顶馏出液中含氯苯不高于2%(质量分数)。**

# 二、设计条件

**(1)塔顶压力4 kPa（表压）；**

**(2)进料热状况：饱和液体进料；**

**(3)回流比取R=2Rmin；**

**(4)塔釜加热蒸汽压力506 kPa；**

**(5)单板压降不大于0.7 kPa；**

**(6)年工作时间7920小时, 每天24h连续运行。**

# 三、物性数据

**(1)组分的饱和蒸气压**

**由《石油化工基础数据手册》[2]第306页查得苯的分子量为78.115, 苯的沸点为80.1℃。苯在100℃以下的饱和蒸汽压单位为mmHg，按《化工原理》[3]附录1mmHg=0.1333kPa转换单位; 苯在100℃以上饱和蒸汽压单位为大气压，按1atm=101.33kPa将单位转换成kPa。**

**由第458页查得氯苯的分子量为112.559, 沸点Tb=131.7℃。氯苯在140℃以下饱和蒸汽压单位为mmHg，奖其转换成kPa。苯和氯苯的饱和蒸汽压与温度关系如表1 所示。**

**表1 组分的饱和蒸气压**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **10** | **20** | **30** | **40** | **50** | **60** | **70** |
| **poi**  **/kPa** | **A苯** | **6.069** | **10.024** | **15.871** | **24.308** | **36.079** | **52.063** | **73.256** |
| **B氯苯** | **̶** | **̶** | **2.099** | **3.52** | **5.678** | **8.846** | **13.371** |

**续表1**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **80** | **90** | **100** | **110** | **120** | **130** | **140** |
| **poi**  **/kPa** | **A苯** | **100.763** | **135.78** | **176.943** | **234.376** | **300.342** | **379.582** | **473.616** |
| **B氯苯** | **19.654** | **28.173** | **39.478** | **53.393** | **73.008** | **96.684** | **126.042** |

**(2)组分的液相密度**

**由石油化工基础数据手册[2]第306页查得苯、第458页氯苯的液相密度单位为g/cm3, 将其转换成kg/m3。两纯组分液相密度与温度关系如表2所示。**

**表2 组分的液相密度**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **10** | **20** | **30** | **40** | **50** | **60** | **70** |
| **ρ**  **/( kg/m3)** | **A苯** | **887.3** | **877.4** | **867.5** | **857.3** | **847.0** | **836.6** | **825.9** |
| **B氯苯** | **1118** | **1107** | **1097** | **1086** | **1075** | **1064** | **1053** |

**续表2**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **80** | **90** | **100** | **110** | **120** | **130** | **140** |
| **ρ**  **/( kg/m3)** | **A苯** | **815.0** | **803.9** | **792.5** | **780.8** | **768.9** | **756.7** | **744.1** |
| **B氯苯** | **1042** | **1031** | **1019** | **1008** | **996.4** | **984.7** | **972.9** |

**将表2的数据关联成下式：**

**A苯 ρA=912.13 ̶ 1.1886t**

**B氯苯 ρB=1124.4 ̶ 1.0657t**

**式中，t为温度，℃**

**(3)组分的表面张力**

**纯组分的表面张力。由石油化工基础数据手册[2]查得苯和氯苯的表面张力单位为：达因/厘米, 按《化工原理》附录[3] 附录1达因/厘米=1╳10-3牛顿/米=1mN/m换算。两纯组分的表面张力随温度变化数据如表3所示。**

**表3 组分的表面张力**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **10** | **20** | **30** | **40** | **50** | **60** | **70** |
| **σ**  **/( mN/m)** | **苯** | **30.09** | **28.80** | **27.52** | **26.25** | **24.99** | **23.74** | **22.50** |
| **氯苯** | **33.96** | **32.80** | **31.64** | **30.49** | **29.35** | **28.21** | **27.08** |

**续表3**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **80** | **90** | **100** | **110** | **120** | **130** | **140** |
| **σ**  **/( mN/m)** | **苯** | **21.27** | **20.06** | **18.85** | **17.66** | **16.49** | **15.32** | **14.17** |
| **氯苯** | **25.96** | **24.85** | **23.75** | **22.65** | **21.57** | **20.49** | **19.42** |

**混合液的表面张力。两组分混合液体的表面张力σm可按下式计算：**

**式中，、为A、B组分的摩尔分数。**

**(4)组分的汽化潜热**

**由石油化工基础数据手册[2]查得苯和氯苯的汽化潜热单位为：卡/克分子，按1卡/克分子=4.1868J/mol=4.1868kJ/kmol换算。两纯组分的汽化潜热随温度变化数据如表4所示。**

**表4 组分的汽化潜热**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **10** | **20** | **30** | **40** | **50** | **60** | **70** |
| **γ/( kJ/kmol)** | **苯** | **34080.55** | **33678.62** | **33251.57** | **32807.76** | **32334.66** | **31844.80** | **31325.64** |
| **氯苯** | **41085.07** | **40729.19** | **40352.38** | **39954.63** | **39540.14** | **39100.53** | **38644.16** |

**续表4**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **80** | **90** | **100** | **110** | **120** | **130** | **140** |
| **γ/( kJ/kmol)** | **苯** | **30785.54** | **30220.32** | **29629.98** | **29014.52** | **28369.76** | **27691.50** | **26988.11** |
| **氯苯** | **38166.87** | **37668.64** | **37145.29** | **36605.19** | **36044.16** | **35458.00** | **34850.92** |

**氯苯常压沸点下的汽化潜热为35.3×103 kJ/kmol。纯组分的汽化潜热与温度的关系也可用下式表示：（氯苯的临界温度：tc=359.2℃）**

**(5)组分的比热容**

**由石油化工基础数据手册[2]查得苯和氯苯的比热容单位为：卡/(克分子·℃), 按1卡/克分子·℃=4.1868kJ/( kmol·℃)换算。两纯组分的汽化潜热随温度变化数据如表5所示。**

**表5 组分的比热容**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **10** | **20** | **30** | **40** | **50** | **60** | **70** |
| **CP**  **/[ kJ/( kmol·℃)]** | **苯** | **132.51** | **134.07** | **135.82** | **138.01** | **140.19** | **142.38** | **144.57** |
| **氯苯** | **149.43** | **150.01** | **150.77** | **152.36** | **153.57** | **154.79** | **157.55** |

**续表5**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **80** | **90** | **100** | **110** | **120** | **130** | **140** |
| **CP /[ kJ/( kmol·℃)]** | **苯** | **146.95** | **149.76** | **152.57** | **156.13** | **160.30** | **163.63** | **167.38** |
| **氯苯** | **160.40** | **163.24** | **166.13** | **169.02** | **171.99** | **174.97** | **177.98** |

**(6)其他物性数据**

**其它物性数据可查石油化工基础数据手册或化工原理附录。**

# 四、工艺说明及流程

**工艺说明。含苯和氯苯的常温原料液经列管式预热器E101预热至泡点后送入连续筛板精馏塔T101，塔顶蒸汽经列管式全凝器E102冷凝后流入回流罐V102，冷凝液经泵P102输送，一部分作为回流液，其余作为产品经E105冷却后送至苯液储罐V104；塔釜采用虹吸立式再沸器E103提供气相流，塔釜产品经卧式列管式冷却器E104冷却后送入氯苯储罐V103。**

**工艺流程。苯与氯苯精馏分离的工艺流程如图2所示。**

**E104**

**釜液冷却器**

**E103**

**再沸器**

**V101**

**原料罐**

**P101**

**原料泵**

**E101**

**原料预热器**

**T101**

**精馏塔**

**E102**

**全凝器**

**V102**

**回流罐**

**P102**

**回流泵**

**V103**

**釜液罐**

**P103**

**氯苯外送泵**

**E105**

**苯液冷却器**

**V104**

**苯罐**

**P104**

**苯外送泵**

**P102**

**E102**

**V102**

**E105**

**苯**

**氯苯**

**P103**

**冷却水总管**

**蒸汽总管**

**T101**

**V101**

**P101**

**E101**

**E103**

**E104**

**V104**

**P104**

**V103**

**图2 苯-氯苯精馏分离工艺流程简图**

# 五、全塔物料衡算

## 5.1料液及塔顶、塔底产品中苯的摩尔分数

**苯和氯苯的摩尔质量分别为78.11 kg/kmol和112.61 kg/kmol。**

## 5.2平均摩尔质量

**MF=78.11×0.728+112.** **61×(1-0.728)=89.01 kg/kmol**

**MD=78.11×0.986+112.61×(1-0.986)=78.59 kg/kmol**

**MW=78.11×0.00288+（1-0.00288）×112.61=112.5 kg/kmol**

## 5.3料液及塔顶、塔底产品的摩尔流率

**依题给条件：一年一共330天，一天以24h计(7920小时/年)，有Wʹ=60000t/a=7576kg/h.**

**全塔物料衡算：**

**F′=19498 kg/h F=19498/89.01=218.8 kmol/h**

**Dʹ=11922 kg/h D=11922/78.59=151.7 kmol/h**

**Wʹ=7576 kg/h W=7576/112.5=67.34 kmol/h**

**F′=D′+W′**

**0.4F′=0.02D′+0.998W′**

# 六、塔板数的确定

## 6.1理论塔板数NT的求取

**苯-氯苯物系属于理想物系，可采用梯级图解法（M-T法）求取NT，步骤如下：**

**(1)相平衡数据求取**

**根据苯-氯苯的相平衡数据，利用泡点方程和露点方程求取x-y。**

**依据x=（po-poB）/(poA-poB)，y= poAxA/po，将所得计算结果列表见表6**

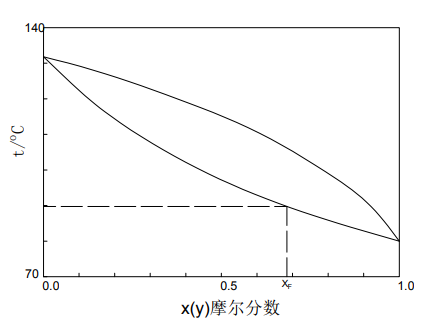
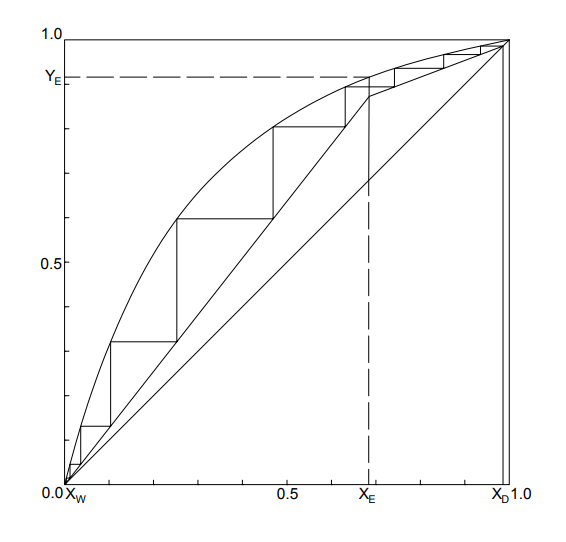
**表6 苯-氯苯的相平衡数据**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **80** | **90** | **100** | **110** | **120** | **130** | **131.8** |
| **poi** | **苯** | **760** | **1025** | **1350** | **1760** | **2250** | **2840** | **2900** |
| **氯苯** | **148** | **205** | **293** | **400** | **543** | **719** | **760** |
| **两相摩尔分数** | **x** | **1** | **0.677** | **0.442** | **0.265** | **0.127** | **0.019** | **0** |
| **y** | **1** | **0.913** | **0.785** | **0.614** | **0.376** | **0.071** | **0** |

**本题中，塔内压力接近常压（实际上略高于常压），而表中所给为常压下的相平衡数据，因为操作压力偏离常压很小，所以其对x-y平衡关系的影响完全可以忽略。**

**(2)确定操作的回流比R**

**将表6中的数据作图得x-y曲线（见图3）及t-x（y）曲线（见图4）。**



**图3 x~y曲线 图4 t~x(y)曲线**

**在x-y图上，因q=1，查得ye=0.916，而xe=xF=0.684，xD=0.986.故有：**

**考虑到精馏段操作线离平衡线较近，理论回流比最小，故取回流比为最小回流比的2倍，即：**

**R=2Rmin=2×0.302=0.604**

**(3)求理论塔板数**

**精馏段操作线为：**

**提馏段操作线过（0.00288,0.00288）和（0.684,0.** **872）两点的直线。**

**图解的NT=10.5块（含塔釜）。其中，提馏段NT1=3.5块，提馏段NT2=7块，第4块为加料板位置。**

## 6.2实际塔板数NP

**(1)全塔效率ET**

**选用Drickamer和Bradford的全塔效率ET与液体黏度μL关联式：ET=0.17-0.606lgμm。该式适用于液相黏度0.07~1.4 mPa·s的烃类物系，式中μm为全塔平均温度下以进料组成表示的平均黏度。塔的平均温度为0.5×（80.47+131.41）=105.9℃（取塔顶底温度的算术平均值），再此平均温度下查化工原理附录得：**

**μA=0.242 mPa·s μB=0.348 mPa·s**

**μM=μAxF+μA（1-xF）=0.24×0.684+0.34×(1-0. 684)=0.275 mPa·s**

**ET=0.17-0.606lgμm=0.17-0.616lg0.267=0.52**

**(2)实际塔板数NP(近似取两段效率相同)**

**精馏段：NP1=3.5/0.52=6.7，取NP1=7块；**

**提馏段：NP2=7/0.52=13.5，取NP2=14块；**

**总塔板数：NP=NP1+NP2=21块。**

# 七、全塔热量衡算

**Vʹ**

**Lʹ**

**Vʹ**

**D, *x*D, HD**

**QC**

**F, *x*F, HF**

**QF**

**W, *x*W, HW**

**QR**

**L**

**V**

**Lʹ**

**图3 精馏塔热量衡算示意**

**精馏塔热量衡如图3所示。热量衡算说明：**

1. **泡点进料，泡点回流；**
2. **以0℃常温下液态混合物状态为基准。**

**全塔热量衡算：HF + QF + QR = QC + HD + HW**

## 7.1进料焓的计算HF

**设原料罐中混合液体的温度为20℃, 由进料液体的定性温度（20+0）/2=10℃，查表5得定性温度10℃下的苯的比热容CPA =132.51 kJ/( kmol·℃), 氯苯的比热容CPB =149.43 kJ/( kmol·℃)，则进料液体的平均比热：**

**CPFm= *x*F CPA+(1-*x*F)CPB=132.51×0.684+149.43×0.316=138 kJ/( kmol·℃)**

**进料液体焓：HF=F×CPFm×Δt =218.8 kmol/h×138 kJ/(kmol·℃)×(20-0) ℃= 6.04×105 kJ/h**

## 7.2预热器供热量计算QF

**根据5.1部分计算的原料组成*x*F=0.684，分别由苯和氯苯的Antoine方程试差计算出原料的泡点，由原料温度和泡点温度计算出定性温度，再由定性温度查出苯和氯苯在泡点温度下的比热容数据, 按摩尔分率加和计算出原料在定性温度下的平均比热容，再计算出预热器的供热量。**

**进料泡点温度。查石油化工基础数据手册[1]附录一第1032页、第1036页，分别得苯(A)和氯苯(B)的Antoine常数：**

**苯Antoine方程(280~377K)：**

**氯苯Antoine方程(320~420K)：**

**设进料泡点温度为tbF=89.93℃=362.93K, 则**

**∴进料泡点温度为tbF=89.93℃。**

**平均比热容。定性温度：(20+89.93)=54.96℃。**

**由表5可知，苯在50℃时比热容为140.19 kJ/( kmol·℃)，60℃时的比热容为142.38 kJ/( kmol·℃)，通过插值计算得苯在54.96℃时的比热容为：**

**由表5可知，氯苯在50℃时比热容为153.57 kJ/( kmol·℃)，60℃时的比热容为154.79 kJ/( kmol·℃)，通过插值计算得氯苯在54.96℃时的比热容为：**

**原料在54.96℃时的平均比热容为：**

**CPFm=*x*ACPFA+(1-*x*A) CPFA=0.684×141.28 + 0.316×154.79=145 kJ/ (kmol·℃)**

**预热器供热量。将原料20℃加热到88.23℃所需的热量：**

**QF=F×CPFm×(tbF-20)= 218.8 kmol/h×145 kJ/ (kmol·℃)×(89.93-20) ℃= 2.22×106 kJ/h**

## 7.3塔顶产品焓的计算HD

**塔顶产品泡点温度。塔顶蒸汽经全凝器冷凝至泡点后部分采出作为塔顶产品(塔顶馏出液)。因此，根据5.1部分计算的塔顶产品组成*x*D=0.986及苯和氯苯的Antoine方程，试差求出塔顶组成下的泡点温度tbD。设塔顶产品泡点温度为：tbD=80.47℃=353.62K, 则**

**平均比热容。定性温度(80.47+ 0)/2=40.24℃。**

**由表5可知，苯在40℃时比热容为138.01 kJ/( kmol·℃)，50℃时的比热容为140.19 kJ/( kmol·℃)，通过插值计算得苯在44.24℃时的比热容为：**

**由表5可知，氯苯在50℃时比热容为152.36kJ/( kmol·℃)，60℃时的比热容为153.57 kJ/( kmol·℃)，通过插值计算得氯苯在44.24℃时的比热容为：**

**塔顶产品在40.24℃时的平均比热容为：**

**CPDm=*x*DCPDA+(1-*x*D) CPDA=0.986×138.06 + 0.014×152.39=138 kJ/ (kmol·℃)**

**塔顶产品焓。塔顶产品焓由塔顶产品摩尔流率、平均比热容和温差计算而得：**

**HD=D×CPDm×(tbD-0)= 151.7 kmol/h×138 kJ/ (kmol·℃) ×80.47℃=1.68×106 kJ/h**

## 7.4全凝器冷凝负荷的计算QC

**塔顶蒸汽**

**饱和液体**

**过冷液体0℃**

**QC冷凝**

**HD冷却**

**塔顶蒸汽平均冷凝潜热。在7.3部分计算出塔顶产品泡点温度tbD=80.47℃。**

**由表4查得苯在80℃下的汽化潜热为30785.54 kJ/kmol, 在90℃下的汽化潜热为30220.32 kJ/kmol。经插值得苯在80.47℃的汽化潜热：γDA= 30758.97 kJ/kmol。**

**由表4查得氯苯80℃下的汽化潜热为38166.87 kJ/kmol, 在90℃下的汽化潜热为37668.64 kJ/kmol。经插值得氯苯在80.47℃的汽化潜热：γDB=38143.45 kJ/kmol。**

**在80.47℃下塔顶蒸汽平均冷凝潜热：**

**γVm=*x*D×γDA+(1-*x*D) γDB =0.986×30758.97+0.014×38143.45= 30862.35kJ/kmol**

**塔顶蒸汽冷凝负荷。由5.3部分得塔顶产品量D=151.7 kmol/h，由6.1部分得操作回流比R=0.603，全凝器冷凝负荷：**

**QC =V×γVm = (R+1)D×γVm =(0.604+1)×151.7kmol/h×30862.35kJ/kmol=7.52×106 kJ/h**

## 7.5塔底产品焓的计算HW

**塔底产品泡点温度。流至塔底液体一部分经再沸器汽化回流进塔，另一部分采出作为塔底产品。因此，根据5.1部分计算的塔底产品组成*x*W=0.00288及苯和氯苯的Antoine方程，试差求出塔底组成下的泡点温度tbW。设塔底产品泡点温度为：tbW=131.41℃=404.56K(已超出苯的Antoine方程最高温度), 则**

**平均比热容。定性温度(131.41+ 0)/2=65.71℃。**

**由表5可知，苯在60℃时比热容为142.38 kJ/( kmol·℃)，70℃时的比热容为144.57kJ/( kmol·℃)，通过插值计算得苯在65.71℃时的比热容为：**

**由表5可知，氯苯在60℃时比热容为154.79kJ/( kmol·℃)，70℃时的比热容为157.55 kJ/( kmol·℃)，通过插值计算得氯苯在65.71℃时的比热容为：**

**塔顶产品在65.71℃时的平均比热容为：**

**CPWm=*x*WCPWA+(1-*x*W) CPWB=0.00288×143.63+ 0.99712×154.09=154kJ/ (kmol·℃)**

**塔底产品焓。塔底产品焓由塔底产品摩尔流率、平均比热容和温差计算而得：**

**HW=W×CPWm×(tbW-0)=67.34kmol/h×154kJ/(kmol·℃)×(131.41-0)℃ =1.36×106 kJ/h**

## 7.6再沸器热负荷的计算QR

**塔底产品平均汽化潜热。在7.5部分计算出塔底产品泡点温度tbW=131.41℃。**

**由表4查得苯在130℃下的汽化潜热为27691.50 kJ/kmol, 在140℃下的汽化潜热为26988.11 kJ/kmol。经插值得苯在131.41℃的汽化潜热：γWA=27592.32 kJ/kmol。**

**由表4查得氯苯130℃下的汽化潜热为35458.0 kJ/kmol, 在140℃下的汽化潜热为34850.92 kJ/kmol。经插值得氯苯在131.41℃的汽化潜热：γWB=35372.4 kJ/kmol。**

**在131.41℃下塔底产品平均汽化潜热：**

**γWm=*x*W×γWA+(1-*x*W) γWB =0.00288×27592.32+0.99712×35372.4=35350 kJ/kmol**

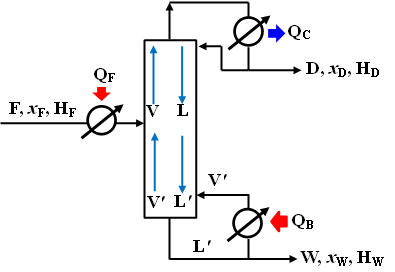
**再沸器供热负荷。泡点进料q=1，**

**再沸器汽化量：V′=V-(1-q)F=V=(R+1)D= (0.604+1)×151.7 =243.3 kmol/h**

**再沸器热负荷：QR =γVm V′=243.3kmol/h×35350kJ/kmol=8.59×106 kJ/h**

## 7.7 全塔热量衡算

**QF + QB = QC + HD + HW**



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 全塔输入热量/(kJ/h) | | 全塔输出热量(kJ/h) | |
| 原料焓HF | **0.604×106** | **全凝器冷却量QC** | **7.52×106** |
| 原料预热量QF | **2.22×106** | **塔顶产品焓HD** | **1.68×106** |
| 再沸器供热量QB | **8.3190×106** | **塔底产品焓HW** | **1.36×106** |
| 总输入 | **11.14×106** | **总输出** | **10.56×106** |

**由表格中数据可以看出，全塔的热量不守恒。可能的原因有：1、流体在输送过程中与管道及管道外空气存在热交换，造成一定量的热损失；2、流体在塔内与蒸汽时存在热交换，同时有相变产生，过程中存在热损失；3、在冷凝过程中由于相变而存在一定的热损**

**失。**

# 八、筛板塔设计计算

## 8.1筛板塔精馏段设计计算

### 8.1.1精馏段操作工艺及相关物性数据的计算

**(1)精馏段平均压力pm**

**取每层塔板压降为0.7 kPa计算**

**塔顶：pD=101.3+4=105.3 kPa**

**加料板：pD=105.3+7×0.7=110.2 kPa**

**平均压力：pm=（105.3+110.2）/2=107.8 kPa**

**(2) 精馏段平均温度tm**

**由7.2、7.3计算可知, 塔顶温度为80.47℃, 加料板为89.93℃，tm= =85.20℃。**

**(3)平均分子量Mm**

**塔顶：y1=xD=0.986，x1=0.935（查相平衡图3）**

**MVD,m=0.986×78.11+(1-0.986) ×112.61=78.59 kg/kmol**

**MLD,m=0.935×78.11+(1-0.935) ×112.61=80.35 kg/kmol**

**进料板：xF=0.684，yF= 0.916（查相平衡图3）**

**MVF,m=0.916×78.11+(1-0.916) ×112.61=81.01 kg/kmol**

**MLF,m=0.684×78.11+(1-0.684) ×112.61=89.01 kg/kmol**

**精馏段：MV,m=(78.59+80.35)/2=79.80 kg/kmol**

**ML,m=(80.18+87.49)/2=84.68 kg/kmol**

**(4)平均密度ρm**

**①液相的平均密度ρL,m**

**塔顶： ρLD,A=912.13-1.1886t=912.13-1.1886×80.47=816.50 kg/m3**

**ρLD,B=1124.4-1.0657t=1124.4-1.0657×80.47=1038.6 kg/m3**

**进料板：ρLF,A=912.13-1.1886t=912.13-1.1886×89.93=805.24 kg/m3**

**ρLF,B=1124.4-1.0657t=1124.4-1.0657×89.93=1028.6 kg/m3**

**精馏段：ρL,m=（820.5+873.7）/2=850.90 kg/m3**

**②气相平均密度ρV,m**

**(5)液体的平均表面张力σm**

**塔顶: 80.47℃下，σD,A=21.22 mN/m；σD,B=25.91 mN/m**

**mN/m**

**进料板: 89.93℃下，σF,A=20.07 mN/m；σF,B=21.86 mN/m**

**mN/m**

**精馏段： mN/m**

**(6)液体的平均黏度μL,m**

**塔顶：由石油化工基础数据手册[2]，在80.47℃下有：**

**μLD,m=（μAxA）D+（μBxB）D=0.306╳0.986+0.426×0.014=0.308 mPa·s**

**加料板：由石油化工基础数据手册[2]，在89.93℃下有**

**μLF,m=（μAxA）F+（μBxB）F =0.279×0.684+0.394×0.316=0.315 mPa·s**

**精馏段：μL,m=（0.308+0.315）/2=0.312 mPa·s**

### 8.1.2精馏段的气液负荷计算

**气相摩尔流率V=（R+1）D=1.604×151.7=243.3 kmol/h**

**气相体积流率**

**气相体积流率**

**液相回流摩尔流率L=RD=0.604×151.7=91.60 kmol/h**

**液相体积流量**

**液相体积流量Lh = 79.12 m3/h**

### 8.1.3精馏塔段和塔板主要工艺结构尺寸的计算

### 8.1.3.1精馏段塔径

**①选塔板间距HT=500 mm及板上液层高度HL=60 mm，则**

**HT-HL=0.5-0.06=0.44 mm**

**②按Smith法求取允许的空塔气速umax（及泛点气速uF）**

**查《化工原理》[3]教材第四版费尔液泛气相负荷因子关联图8-25，得Cf20=0.068**

**负荷因子表面张力校正：**

**泛点气速：**

**③操作气速，取u=0.75umax=0.930 m/s**

**④精馏段塔径**

**圆整取D=1600 mm，此时操作气速u=0.928 m/s；塔横截面积AT = 0.785D2 = 2.01 m2**

### 8.1.3.2精馏段塔板工艺结构尺寸的设计与计算

**(1)溢流装置**

**采用单溢流型的平顶弓形溢流堰、弓形降液管、平行受液盘，且不设进口内堰。**

**①溢流堰长(出口堰长)LW**

**取LW=0.7D=0.7×1.6=1.12 m，堰上溢流强度Lh/LW=9.12/1.12 =8.14 m3/（m·h）<100~300 m3/（m·h）, 满足筛板塔的堰上溢流强度要求。**

**②出口堰高hw**

**hw=HL-how**

**由LW/D=0.7及, 查《化工原理》[3]教材第四版液流收缩系数图8-19得E=1.02；又对平直堰, 堰上液层高度，则可得：**

**(满足要求)**

**③降液管的宽度Wd和降液管的面积Af**

**由LW/D=0.7, 查《化工原理》[3]教材第四版图8-17弓形降液管的几何关系得：Wd/D=0.14，Af/AT=0.087, 即Wd=0.224 m，Af=0.087AT=0.175 m2**

**液体在降液管内停留时间为：τ=AfHT/Ls=0.175×0.5/0.00253=34.58 s>5s(满足要求)**

**④降液管的底隙高度ho**

**液体通过降液管底隙的流速一般为0.07~0.25 m/s，取液体通过降液管底隙的流速uo=0.08 m/s，则**

**(h0不宜小于0.02~0.025，本结果满足要求)**

**(2)塔板布置**

**表7 塔板分块数与塔径关系**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **塔径/mm** | **800~1200** | **1400~1600** | **1800~2000** | **2200~2400** |
| **塔板分块数** | **3** | **4** | **5** | **6** |

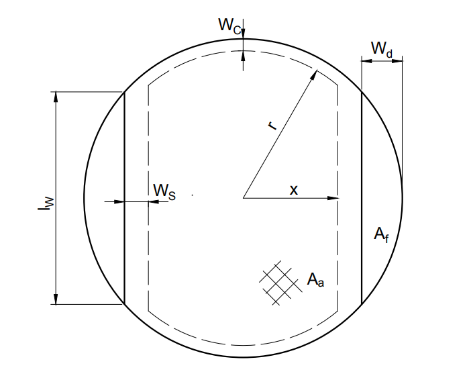
**①塔板分布，因D=1600 mm，根据表7将塔板分作4块安装。**

**②边缘区宽度WC与安定区宽度WS**

**边缘区宽度WC：一般为50~75 mm，D>2 m，WC可达100 mm**

**安定区宽度WS：规定D<1.5 m时WS=75 mm；D>1.5 m时，WS=100 mm**

**本设计取WC=60 mm，WS=100 mm**

1. **开孔区面积Aa**

**r=D/2 - Wc=0.8-0.060=0.740 m**

**x=D/2 - (Wd+Ws)=0.8 -（0.224+0.100）=0.476 m**

|  |
| --- |
| **表5 开孔区面积示意图** |

**(3)开孔数n和开孔率φ**

**取筛孔的孔径do=5 mm，正三角形排列，筛板采用碳钢，其厚度δ=3 mm，且取t/do=2.5，故孔心距t=2.5×5=12.5 mm。**

**每层塔板的开孔数**

**每层塔板的开孔率（φ应在5%~15%，故满足要求）**

**每层塔板的开孔面积Ao=φAa=0.145×1.304=0.189 m2**

**气体通过筛孔的孔速uo=Vs/Ao=1.867/0.189=9.88m/s**

**(4)精馏段的塔高Z1**

**Z1=（Np1-1）HT=(7-1) ×0.5=3 m**

### 8.1.4精馏段塔板上的流体力学验算

**(1)气体通过筛板压降hf和Δpf的验算**

**hf=hd+hL**

1. **气体通过干板的压降hd**

**由δ/d0=3/5=0.6和开孔率φ=0.145查《化工原理》[3]图8-21得出孔流系数C0=0.78。**

1. **气体通过板上液层的压降hL**

**hL=β(hw+how)= βHL(板上液层高度)**

**式中，充气系数β的求取如下：气体通过有效流通截面的气速ua，对单流型塔有：**

**动能因子**

**查《化工原理》[2]图8-23可得，液层充气系数β=0.59（一般可近似取β=0.5~0.6）**

1. **气体通过筛板的压降（单板压降）hf和Δpf**

**hf=hd+hL=** **0.0278+0.035=0.0628 m**

**(2)雾沫夹带量eV的验算**

**取板上泡沫层高度Hf=2.5HL板上液层高度，则：**

**=0.00819kg液/kg气<0.1 kg液/kg气(满足要求)**

**验算结果表明不会产生过量液沫夹带。**

**(3)漏液的计算**

**漏液点气速uom。按如下经验公式计算漏液点气速：**

**克服筛孔处界面张力所产生的压降：**

**筛板的稳定性系数：**

**(4)液泛的计算**

**为防止降液管发生液泛，应使降液管中的清液层高度：**

**降液管内泡沫密度与清液密度之比即相对泡沫密度Φ取0.5，则有**

**成立，故不会产生液泛。**

**通过流体力学验算，可认为精馏塔塔径及塔板工艺结构尺寸合适，**

### 8.1.5精馏段塔板负荷性能图

**负荷性能图的绘制步骤，按如下的方式进行。**

**(1)雾沫夹带线**

**液沫夹带量可按如下经验公式(a)计算**

**取塔板上泡沫层高度Hf为板上液层高度HL的2.5倍，则：**

**取eV=0.1，将已知数据代入(a)式：**

**化简得雾沫夹带线方程：**

**在操作范围内，任取几个LS值，依式(b)式算出对应的VS值，列于表8。**

**表8式(b)中VS-LS关系数据**

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **LS/（m3/s）** | **0.000955** | **0.001** | **0.005** | **0.010** | **0.015** | **0.0175** |
| **VS/（m3/s）** | **4.283** | **4.278** | **3.928** | **3.615** | **3.353** | **3.233** |

**依据表中数据在图6中做出雾沫夹带线1。**

**(2)液泛线（气相负荷上限线）**

**把以上各式代入(c)式：**

**在操作范围内，任取几个LS值，依式(d)算出对应的VS值，列于表9。**

**表9 式(d)中VS-LS关系数据**

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **LS/（m3/s）** | **0.000955** | **0.001** | **0.005** | **0.010** | **0.015** | **0.0175** |
| **VS/（m3/s）** | **4.043** | **4.041** | **3.865** | **3.605** | **3.248** | **3.020** |

**依据表中数据在图6中做液泛线2。**

**(3)漏液线（液相负荷下限线）**

**将漏液点气速：**

**代入方程Vs =Aouom，整理得漏液线方程：**

**在操作范围内，任取几个LS值，依式(e)算出对应的VS值，列于表10。**

**表10 式(f)中VS-LS关系数据**

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **LS/（m3/s）** | **0.000955** | **0.001** | **0.005** | **0.010** | **0.015** | **0.0175** |
| **VS/（m3/s）** | **1.251** | **1.252** | **1.327** | **1.390** | **1.441** | **1.463** |

**依据表中数据在图6中做出漏夜线3。**

**(4)液相负荷下限线**

**取平堰堰上液层高度how=0.006 m，根据8.1.3.2部分计算结果，取液流收缩系数E≈1.0**

**依据式(f)在图6中做出液相负荷下限线4。**

**(5)液相负荷上限线**

**取τ = τmin = 5 s**

**依式(g)在图6中做出液相负荷上限线5。**

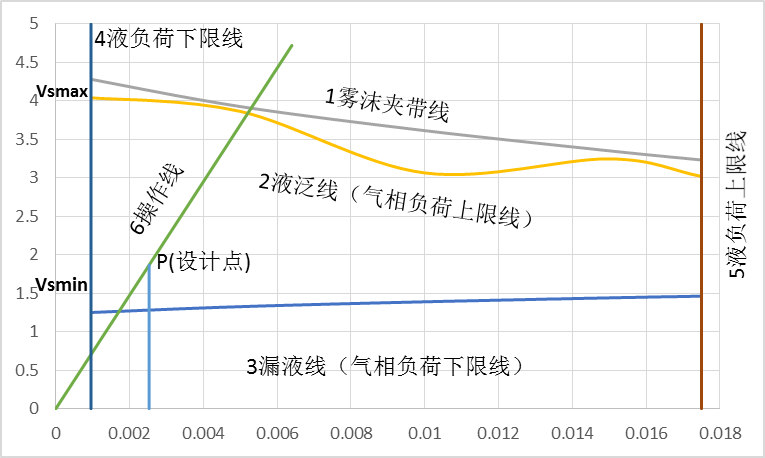
**(6)操作线与操作弹性**

**由8.1.2汽相流量与液相流量计算操作气液比：**

**过（0,0）和（0.00253, 1.867）两点，在图6中做出操作线6.**

**从图中可以看出，操作线的上限由液泛所控制，下线由漏液所控制，其操作弹性为：**

**图6 精馏段塔板负荷性能图**



### 8.1.6筛板塔精馏段的设计计算结果一览表

**表11 筛板塔精馏段的设计计算结果一览表**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **项目** | | **符号** | **单位** | **精馏段计算结果** |
| **平均压力** | | **pm** | **kPa** | **107.8** |
| **平均温度** | | **tm** | **℃** | **85.20** |
| **平均流量** | **气相** | **VS** | **m3/s** | **1.867** |
| **液相** | **LS** | **m3/s** | **0.00253** |
| **实际塔板数** | | **NP1** | **块** | **7** |
| **板间距** | | **HT** | **m** | **0.5** |
| **塔段的有效高度** | | **Z** | **m** | **3** |
| **塔径** | | **D** | **m** | **1.6** |
| **空塔气速** | | **u** | **m/s** | **0.928** |
| **塔板液流型式** | |  |  | **单流型** |
| **溢流装置** | **溢流管型式** |  |  | **弓形** |
| **堰长** | **LW** | **m** | **1.12** |
| **堰高** | **hW** | **m** | **0.0486** |
| **溢流堰宽度** | **Wd** | **m** | **0.224** |
| **降液管低隙高度** | **ho** | **m** | **0.0282** |
| **板上清液层高度** | | **HL** | **m** | **0.060** |
| **孔径** | | **do** | **mm** | **5** |
| **孔间距** | | **t** | **mm** | **12.5** |
| **孔数** | | **n** | **个** | **9644** |
| **开孔面积** | | **AO** | **m2** | **0.189** |
| **筛孔气速** | | **uO** | **m/s** | **9.88** |
| **塔板压降** | | **hf** | **kPa** | **0.70** |
| **液体在降液管中的停留时间** | | **τ** | **s** | **34.58** |
| **降液管内清液高度** | | **Hd** | **m** | **0.133** |
| **雾沫夹带量** | | **eV** | **kg液/kg气** | **0.00819** |
| **负荷上限** | |  |  | **液泛控制** |
| **负荷下限** | |  |  | **漏夜控制** |
| **气相最大负荷** | | **Vs,max** | **m3/s** | **3.85** |
| **气相最小负荷** | | **Vs,min** | **m3/s** | **1.27** |
| **操作弹性** | |  |  | **3.03** |

## 8.2筛板塔提馏段设计计算

### 8.2.1提馏段操作工艺及相关物性数据的计算

**(1)提馏段平均压力pm**

**取每层塔板压降为0.7 kPa计算**

**加料板：pF=110.2 kPa**

**塔底：pw=110.2+14×0.7=120.0 kPa**

**平均压力：pm=（110.2+120.0）/2=115.1 kPa**

**(2)提馏段平均温度tm**

**由7.2、7.5计算可知, 加料板温度为89.93 ℃，塔底温度为131.41℃。**

**可得tm==110.67℃。**

**(3)平均分子量Mm**

**进料板：由8.1.1（3）得：MVF,m=81.01 kg/kmol，MLF,m=89.01kg/kmol**

**塔底：xW=0.00288，yW= 0.0109（查相平衡图3）**

**MVW,m=0.0109×78.11+(1-0.0109) ×112.61=112.2 kg/kmol**

**MLW,m=0.00288×78.11+(1-0.00288) ×112.61=112.5 kg/kmol**

**提馏段：MV,m=(78.59+80.35)/2=96.60 kg/kmol**

**ML,m=(80.18+87.49)/2=100.8 kg/kmol**

**(4)平均密度ρm**

**①液相的平均密度ρL,m**

**进料板：由8.1.1（4）得ρLF,m = 881.82 kg/m3**

**塔底：ρLW,A=912.13-1.1886t=912.13-1.1886×131.41=755.93 kg/m3**

**ρLW,B=1124.4-1.0657t=1124.4-1.0657×131.41=984.36 kg/m3**

**②气相平均密度ρV,m**

**(5)液体的平均表面张力σm**

**进料板：由8.1.1（5）得：σF,m = 21.37 mN/m**

**塔底：131.41℃下，σW,A=15.16 mN/m; σW,B=20.34 mN/m (88℃)**

**mN/m**

**提馏段： mN/m**

**(6)液体的平均黏度μL,m**

**加料板：由8.1.1（6）得：μLF,m=0.315 mPa·s**

**塔底：由石油化工基础数据手册[2]，在131.41℃下有：**

**μLWm=（μAxA）W+（μBxB）W =0.196×0.00288+0.290×0.99712=0.290 mPa·s**

**提馏段：μL,m=（0.315+0.290）/2=0.302 mPa·s**

### 8.2.2提馏段的气液负荷计算

**气相摩尔流率**

**∴q = 1，**

**气相体积流率**

**液相回流摩尔流率**

### 8.2.3提馏塔段和塔板主要工艺结构尺寸的计算

#### 8.2.3.1提馏段塔径

**提馏段塔径应与精馏段相同，即D = 1600 mm**

**操作气速**

**塔横截面积AT = 0.785D2 = 2.01 m2**

#### 8.2.3.2提馏段塔板工艺结构尺寸的设计与计算

**(1)溢流装置**

**采用单溢流型的平顶弓形溢流堰、弓形降液管、平行受液盘，且不设进口内堰。**

1. **溢流堰长(出口堰长)LW**

**取LW=0.7D=0.7×1.6=1.12 m，堰上溢流强度Lh/LW=33.5/1.12 =29.9 m3/（m·h）<100~300 m3/（m·h）, 满足筛板塔的堰上溢流强度要求。**

**②出口堰高hw**

**hw=HL-how**

**对平直堰, 堰上液层高度**

**由LW/D=0.7及, 查《化工原理》[3]教材第四版液流收缩系数图8-19得E=1.045，于是：**

**(满足要求)**

1. **降液管的宽度Wd和降液管的面积Af**

**由LW/D=0.7, 查《化工原理》[3]教材第四版图8-17弓形降液管的几何关系得：Wd/D = 0.14，Af/AT = 0.087, 即Wd = 0.224 m，Af = 0.087AT = 0.175 m2**

**液体在降液管内停留时间为：τ=AfHT/Ls=0.175×0.5/0.00932=9.83 s>5s(满足要求)**

**④降液管的底隙高度ho**

**取液体通过降液管底隙的流速uo=0.08 m/s，则**

**(h0不宜小于0.02~0.025，本结果满足要求)**

**(2)塔板布置**

**由于提馏段与精馏段塔径相同，故提馏段与精馏段塔板分布WC、边缘区宽度WS、安定区宽度Aa、开孔区面积均相同**

**(3)开孔数n和开孔率φ**

**取筛孔的孔径do=5 mm，正三角形排列，筛板采用碳钢，其厚度δ=3 mm，且取t/do=2.5，故孔心距t=2.5×5=12.5 mm。**

**每层塔板的开孔数**

**每层塔板的开孔率（φ应在5%~15%，故满足要求）**

**每层塔板的开孔面积Ao=φAa=0.145×1.304=0.189 m2**

**气体通过筛孔的孔速uo=Vs/Ao=1.873/0.189=9.91 m/s**

**(4)提馏段的塔高Z1**

**Z2=（Np2-1）HT=(14-1) ×0.5=6.5 m**

### 8.2.4提馏段塔板上的流体力学验算

**(1)气体通过筛板压降hf和Δpf的验算**

1. **气体通过干板的压降hd**

**由δ/d0=3/5=0.6和开孔率φ=0.145查《化工原理》[3]图8-21得出孔流系数C0=0.78。**

1. **气体通过板上液层的压降hL**

**充气系数β的求取如下：气体通过有效流通截面的气速ua，对单流型塔有：**

**动能因子**

**查《化工原理》[2]图8-23可得，液层充气系数β=0.58。由**

**得：**

1. **气体通过筛板的压降（单板压降）hf和Δpf**

**hf=hd+hL=0.0308+0.0348=0.0656 m**

**(2)雾沫夹带量eV的验算**

**取板上泡沫层高度Hf=2.5HL板上液层高度，则：**

**=0.00893kg液/kg气<0.1 kg液/kg气**

**验算结果表明不会产生过量液沫夹带。**

**(3)漏液的计算**

**漏液点气速uom。按如下经验公式计算漏液点气速：**

**克服筛孔处界面张力所产生的压降：**

**筛板的稳定性系数：**

**(4)液泛的计算**

**为防止降液管发生液泛，应使降液管中的清液层高度：**

**降液管内泡沫密度与清液密度之比即相对泡沫密度Φ取0.5，则有**

**成立，故不会产生液泛。**

**通过流体力学验算，可认为提馏塔塔径及塔板工艺结构尺寸合适，**

### 8.2.5提馏段塔板负荷性能图

**负荷性能图的绘制步骤同8.1.5。**

**(1)雾沫夹带线**

**液沫夹带量可按如下经验公式(a)计算**

**取塔板上泡沫层高度Hf为板上液层高度HL的2.5倍，则：**

**取eV=0.1，将已知数据代入(a)式：**

**化简得雾沫夹带线方程：**

**在操作范围内，任取几个LS值，依式(b)式算出对应的VS值，列于表12。**

**表12式(b)中VS-LS关系数据**

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **LS/（m3/s）** | **0.000955** | **0.001** | **0.005** | **0.010** | **0.015** | **0.0175** |
| **VS/（m3/s）** | **4.625** | **4.620** | **4.283** | **3.982** | **3.729** | **3.205** |

**依据表中数据在图7中做出雾沫夹带线1。**

**(2)液泛线（气相负荷上限线）**

**把以上各式代入(c)式：**

**在操作范围内，任取几个LS值，依式(d)算出对应的VS值，列于表13。**

**表13 式(d)中VS-LS关系数据**

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **LS/（m3/s）** | **0.000955** | **0.001** | **0.005** | **0.010** | **0.015** | **0.0175** |
| **VS/（m3/s）** | **4.860** | **4.856** | **4.626** | **4.402** | **4.197** | **4.096** |

**依据表中数据在图7中做液泛线2。**

**(3)漏液线（液相负荷下限线）**

**将漏液点气速：**

**代入方程Vs =Aouom，整理得漏液线方程：**

**在操作范围内，任取几个LS值，依式(e)算出对应的VS值，列于表14。**

**表14 式(e)中VS-LS关系数据**

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **LS/（m3/s）** | **0.000955** | **0.001** | **0.005** | **0.010** | **0.015** | **0.0175** |
| **VS/（m3/s）** | **1.088** | **1.090** | **1.175** | **1.246** | **1.302** | **1.332** |

**依据表中数据在图7中做出漏夜线3。**

**(4)液相负荷下限线**

**取平堰堰上液层高度how=0.006 m，根据8.1.3.2部分计算结果，取液流收缩系数E≈1.0**

**依据式(f)在图7中做出液相负荷下限线4。**

**(5)液相负荷上限线**

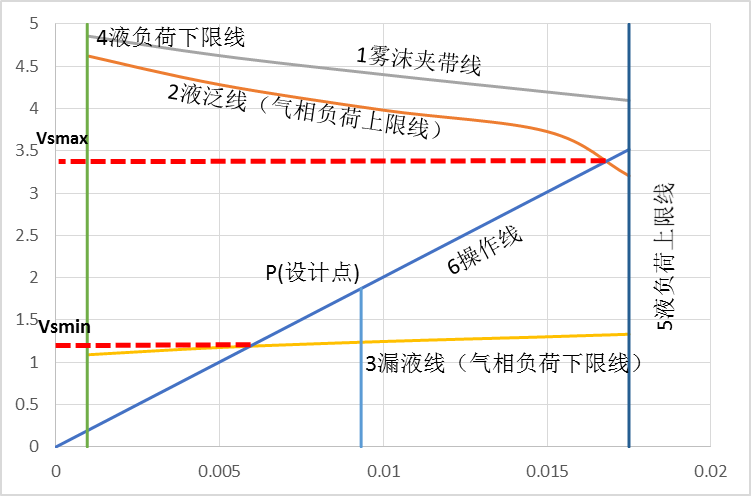
**取τ = τmin = 5 s**

**依式(g)在图7中做出液相负荷上限线5。**

**(6)操作线与操作弹性**

**由8.2.2汽相流量与液相流量计算操作气液比：**

**过（0,0）和（0.00932, 1.873）两点，在图7中做出操作线6.**

**从图中可以看出，操作线的上限由液泛所控制，下线由漏液所控制，其操作弹性为：**

**图7 提馏段塔板负荷性能图**

### 8.2.6提馏段的设计计算结果一览表

**表15 提馏段的设计计算结果一览表**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **项目** | | **符号** | **单位** | **提馏段计算结果** |
| **平均压力** | | **pm** | **kPa** | **115.1** |
| **平均温度** | | **tm** | **℃** | **110.67** |
| **平均流量** | **气相** | **VS** | **m3/s** | **1.873** |
| **液相** | **LS** | **m3/s** | **0.00932** |
| **实际塔板数** | | **NP** | **块** | **14** |
| **板间距** | | **HT** | **m** | **0.5** |
| **塔段的有效高度** | | **Z** | **m** | **6.5** |
| **塔径** | | **D** | **m** | **1.6** |
| **空塔气速** | | **u** | **m/s** | **0.928** |
| **塔板液流型式** | |  |  | **单流型** |
| **溢流装置** | **溢流管型式** |  |  | **弓形** |
| **堰长** | **LW** | **m** | **1.12** |
| **堰高** | **hW** | **m** | **0.0314** |
| **溢流堰宽度** | **Wd** | **m** | **0.224** |
| **降液管低隙高度** | **ho** | **m** | **0.104** |
| **板上清液层高度** | | **HL** | **m** | **0.060** |
| **孔径** | | **do** | **mm** | **5** |
| **孔间距** | | **t** | **mm** | **12.5** |
| **孔数** | | **n** | **个** | **9644** |
| **开孔面积** | | **AO** | **m2** | **0.189** |
| **筛孔气速** | | **uO** | **m/s** | **9.91** |
| **塔板压降** | | **hf** | **kPa** | **0.656** |
| **液体在降液管中的停留时间** | | **τ** | **s** | **9.38** |
| **降液管内清液高度** | | **Hd** | **m** | **0.126** |
| **雾沫夹带** | | **eV** | **kg液/kg气** | **0.00893** |
| **负荷上限** | |  |  | **液泛控制** |
| **负荷下限** | |  |  | **漏夜控制** |
| **气相最大负荷** | | **Vs,max** | **m3/s** | **4.00** |
| **气相最小负荷** | | **Vs,min** | **m3/s** | **1.19** |
| **操作弹性** | |  |  | **3.36** |

# 九、精馏塔的附属设备与接管尺寸计算

## 9.1进料预热器

**由7.2部分计算得到原料从20℃预热至泡点88.23℃所需的热量为：QF=2.22×106 kJ/h，温度为130℃、压力为270.25kPa水蒸汽走壳程，原料走管程。根据水蒸汽冷凝加热轻有机物时换热器的传热系数经验值范围为：580~1190 W/(m2·℃)，取K=700 W/(m2·℃)。由传热速率方程QF=KAFΔtm，估算出预热器的换热面积AF。**

**原料液从20℃被加热到89.93℃，蒸汽温度保持在130℃。**

## 9.2塔顶全凝器

**由7.3部分计算塔顶蒸汽温度为80.47℃，由7.4部分算得塔顶全凝器的热负荷QC=7.52×106 kJ/h，苯蒸汽走壳程被冷凝。管程走冷却水，进口水温为35℃，出口水温为45℃。也可用原料液作冷凝介质，原料同时被预热。为避免冷却水在管壁上严重结垢, 冷却水出口温度不应超过50℃。根据水为介质冷凝轻有机化合物蒸汽时的传热系数经验值范围为：580~1160 W/(m2·℃)，取K=700 W/(m2·℃)。由传热整率方程QC=KACΔtm，估算出预热器的换热面积AC。**

**冷却水从35℃被加热到45℃，苯蒸汽温度保持在80.47℃。**

## 9.3塔釜再沸器

**因为饱和液体进料，故V`=V-(1-q)F=V。在满足恒摩尔流假设的热损失的前提下，再沸器的热负荷与塔顶的全凝器应完全相同。实际上， 塔顶和塔底的汽化摩尔潜热并不完全一致，且存在塔的热损失（一般情况下约为提供总热量的5%~10%），塔底再沸器的热负荷一般都大于塔顶冷凝器。**

**由7.5部分计算塔底泡点温度为131.41℃，由7.6部分算得塔底再沸器的热负荷QR=** **8.59×106 kJ/h。温度为170℃、压力792.59kPa的水蒸汽走壳程冷凝放热，氯苯走管程被加热沸腾汽化。根据水蒸汽冷凝加热轻有机物时换热器的传热系数经验值范围为：580~1190 W/(m2·℃)，取K=700 W/(m2·℃)。由传热整率方程QR=KARΔtm，估算出预热器的换热面积AR。**

**水蒸汽温度保持在160℃，苯蒸汽温度保持在131.41℃。**

## 9.4精馏塔的管口直径

**根据**

### 9.4.1塔顶蒸汽出口管径

**依据流速选取，但塔顶蒸汽出口流速与塔内操作压力有关，常压可取12~20 m/s。由8.1.2得VS = 1.867 m3/s，取u = 15 m/s**

**根据GB8163-87进行圆整，取外径为426mm，壁厚为10mm的无缝钢管。**

### 9.4.2回流液管径

**根据回流液量，因采用泵输送回流液，流速可取1.5~2.5 m/s，依此计算回流管管径。由8.1.2得LS=0.00253 m3/s，取u = 2 m/s**

**根据GB8163-87进行圆整，取外径为50mm，壁厚为3.5mm的无缝钢管。**

### 9.4.3加料管径

**料液由高位槽自流，流速可取0.4~0.8 m/s；泵输送时流速可取1.5~2.5 m/s，本设计采用的是泵送。由5.3得F’ = 19498 kg/h = 22.111 m3/h = 0.0061420 m3/s，取u = 2 m/s**

**根据GB8163-87进行圆整，取外径为70mm，壁厚为3.5mm的无缝钢管。**

### 9.4.4料液排出管径

**塔釜液出塔的流速可取0.5~1.0 m/s。由8.2.2得LS’ = 0.00932 m3/s，取u = 0.7 m/s**

**根据GB8163-87进行圆整，取外径为146mm，壁厚为6mm的无缝钢管。**

### 9.4.5塔釜再沸器饱和蒸汽管径

**由8.2.2得VS’ =1.873m3/s，蒸汽流速在小于295kPa的情况下可取30m/s。**

**根据GB8163-87进行圆整，取外径为325mm，壁厚为15mm的无缝钢管。**

## 十、精馏塔设计工艺条件图

**图9 精馏塔设计工艺条件简图**

## 十一、安全与环保

## 11.1安全因素

**苯的闪点为-11℃, 其蒸汽在空气中的爆炸极限为1.2%~8%(V)；氯苯的闪点为28℃，在空气中的爆炸极限为1.83%~9.23%，都属于甲类火灾危险物品，易燃，遇明火、高热或氧化剂接触，有引起燃烧爆炸的危险。苯是致癌物质，氯苯对人体中枢神经系统有抑制和麻醉作用。因此，在精馏分离生产中要严格采取防火、防爆、防毒等安全卫生预防措施。**

**(1)防火防爆措施**

**防火防爆基本措施的着眼点应放在限制和消除燃烧爆炸危险物、助燃物、着火源三者的相互作用上，防止燃烧三个条件（燃烧三要素）同时出现在一起。主要措施有着火源控制与消除、工艺过程的安全控制和限制火灾蔓延措施等几方面。**

**①严禁明火产生。加强加热用火管理措施；加强检修用火管理：对检修动火、使用喷灯、浇注沥青等作业要严格管理措施；加强流动火花和飞火管理措施。**

**②避免摩擦、撞击产生火花和危险温度。轴承转动摩擦、铁器撞击、工具使用过程打击都有可能产生火花和危险温度。因而设备转动部位应保持良好的润滑，以防断油发热；采用有色金属工用具，防止撞击火花的产生；搬运物料要轻搬轻放，防止发生火花。**

**③消除电气火花和危险温度。要根据爆炸和火灾危险等级和爆炸、火灾危险物质的性质，按照国家有关规定进行设计、安装。对车间内的电气动力设备、仪器、仪表、照明装置和电气线路等，分别采用防爆、封闭、隔离等措施。以防止电气火花和危险温度。**

**④安装避雷设施。为防止精馏塔、原料罐、中间罐、产品罐等设配遭遇雷击， 应在精馏装置区内独立设置避雷设施，并定期检查维护。**

**⑤消除静电积聚。在化工企业从厂房设计、工艺设计、建设安装等方就应充分考虑导除静电的措施，如全厂地下接地网络设计、防雷、避雷设计，在易燃易爆车间，对工艺管线、设备等均要进行有效的接地，对一些电阻率高的易燃液体在运输、输送、罐装、搅拌中应设法导除静电，勿使静电积聚。对一些特别易燃易爆的岗位还应禁止穿易产生静电的化纤人造面料的服装。**

**⑥采用安全合理的工艺过程，制定科学、合理、严密的安全操作规程和工艺操作规程，在生产中尽可能用危险性小的物质代替危险性大的物质。**

**(2)卫生健康措施**

**①严格操作章程。生产操作人员进入精馏装置时，需做好防护工作，应佩戴有褐色色标滤毒罐的防毒面具，防止苯和氯苯蒸汽吸入体内而中毒；同时在塔外需有监管人员对入塔时间进行监控。**

**②配备冲洗设施。装置区域内应备有安全沐浴处和眼睛冲洗器具。**

## 11.2三废处理

**(1)废气处理**

**装置区域内的废气来源主要是贮罐、塔顶及塔釜换热器的尾气，这些尾气应通过管道统一收集，首先经过活性碳或其它吸附剂将烟气中的固体吸附，之后送入焚烧工段处理剩余的可燃物质，最后需对尾气中苯及氯苯的含量进行检测，达标后才可放空。吸附剂应定期检查，及时更换或再生。**

**(2)废水处理**

**废水处理相当复杂，处理方法的选择，必须根据废水的水质和数量，排放到的接纳水体或水的用途来考虑。同时还要考虑废水处理过程中产生的污泥、残渣的处理利用和可能产生的二次污染问题，以及絮凝剂的回收利用等。常用的废水处理基本方法可以分为以下几种：**

**（1）物理法：利用物理作用处理、分离和回收废水中的污染物。例如用沉淀法除去水中相对密度大于1的悬浮颗粒的同时回收这些颗粒物；浮选法（或气浮法）可除去乳状油滴或相对密度近于1的悬浮物；过滤法可除去水中的悬浮颗粒；蒸发法用于浓缩废水中不挥发性的可溶性物质等。**

**（2）化学法：利用化学反应或物理化学作用回收可溶性废物或胶体物质，例如，中和法用于中和酸性或碱性废水；萃取法利用可溶性废物在两相中溶解度不同的“分配”，回收酚类、重金属等；氧化还原法用来除去废水中还原性或氧化性污染物，杀灭天然水体中的病原菌等。**

**（3）生物法：利用微生物的生化作用处理废水中的有机物。例如，生物过滤法和活性污泥法用来处理生活污水或有机生产废水，使有机物转化降解成无机盐而得到净化。**

**以上方法各有其适应范围，必须取长补短，相互补充，往往很难用一种方法就能达到良好的治理效果。**

## 十二、设计结果汇总与讨论

## 12.1结果汇总

**表16 精馏塔的设计计算结果汇总一览表**

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **项目** | | **符号** | **单位** | **计算结果** | |
| **精馏段** | **提馏段** |
| **平均压力** | | **pm** | **kPa** | **107.8** | **115.1** |
| **平均温度** | | **tm** | **℃** | **85.20** | **110.67** |
| **平均流量** | **气相** | **VS** | **m3/s** | **1.867** | **1.873** |
| **液相** | **LS** | **m3/s** | **0.00253** | **0.00932** |
| **实际塔板数** | | **NP** | **块** | **7** | **14** |
| **板间距** | | **HT** | **m** | **0.5** | **0.5** |
| **塔段的有效高度** | | **Z** | **m** | **3** | **6.5** |
| **塔径** | | **D** | **m** | **1.6** | **1.6** |
| **空塔气速** | | **u** | **m/s** | **0.928** | **0.928** |
| **塔板液流型式** | |  |  | **单流型** | **单流型** |
| **溢流装置** | **溢流管型式** |  |  | **弓形** | **弓形** |
| **堰长** | **LW** | **m** | **1.12** | **1.12** |
| **堰高** | **hW** | **m** | **0.0486** | **0.0314** |
| **溢流堰宽度** | **Wd** | **m** | **0.224** | **0.224** |
| **降液管低隙高度** | **hO** | **m** | **0.0282** | **0.104** |
| **板上清液层高度** | | **HL** | **m** | **0.060** | **0.060** |
| **孔径** | | **do** | **mm** | **5** | **5** |
| **孔间距** | | **t** | **mm** | **12.5** | **12.5** |
| **孔数** | | **n** | **个** | **9644** | **9644** |
| **开孔面积** | | **AO** | **m2** | **0.189** | **0.189** |
| **筛孔气速** | | **uO** | **m/s** | **9.88** | **9.91** |
| **塔板压降** | | **hf** | **kPa** | **0.70** | **0.656** |
| **液体在降液管中的停留时间** | | **τ** | **s** | **34.58** | **9.38** |
| **降液管内清液高度** | | **Hd** | **m** | **0.133** | **0.126** |
| **雾沫夹带** | | **eV** | **kg液/kg气** | **0.00819** | **0.00893** |
| **负荷上限** | |  |  | **液泛控制** | **液泛控制** |
| **负荷下限** | |  |  | **漏夜控制** | **漏夜控制** |
| **气相最大负荷** | | **Vs,max** | **m3/s** | **3.85** | **4.00** |
| **气相最小负荷** | | **Vs,min** | **m3/s** | **1.27** | **1.19** |
| **操作弹性** | |  |  | **3.03** | **3.36** |

## 12.2设计讨论

**本设计设计了一套每小时处理量为4.5吨的含氯苯99.5%的苯—氯苯混合料液分离过程板式精馏塔工艺。为了满足生产工艺的要求，对精馏塔进行物料衡算、对塔的工艺条件及物性数据和塔体、塔板工艺尺寸进行了计算，还绘制了工艺流程图, 并对塔的主要接管的尺寸进行了计算。对塔的工艺条件及物性数据和塔体、塔板工艺尺寸进行了计算，还绘制了工艺流程图, 并对塔的主要接管的尺寸进行了计算。**

## 附录：参考资料

**[1] 任志远，陈楠. 氯苯行业生产现状及二恶英类污染物管理分析[J]. 中国氯碱, 2013, (12): 26~29**

**[2]卢焕章等. 石油化工基础数手册[M]. 化学工业出版社，1982**

**[3] 管国锋等.化工原理(第四版)[M]. 化学工业出版社, 2015**

**[4] 中石化上海工程有限公司编.化工工艺设计手册(上下册,第5版)[M]. 化学工业出版社, 2018**

**[5] 刘仁桓，徐书根，蒋文春编.化工设备设计基础[M]. 中国石化出版社, 2015**

**[6] 化工设备设计手册编写组. 化工设备设计手册(上下册)[M]. 化学工业出版社，2005**

**[7] 时钧等编。化学工程手册第13篇《汽液传质设备》[M].化学工业出版社, 1979**