**** **南京工业大学**

化工学院

**《化工原理》课程设计**

设计题目 XX 万吨/年氯苯筛板精馏塔工艺设计

学生姓名 XXX 班级、学号 化工1805XX

指导教师姓名 武文良 崔群

课程设计时间2020年10月09日-2020年11月09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

**** **南京工业大学**

化工学院

**《化工原理》课程设计**

设计题目 XX 万吨/年氯苯筛板精馏塔工艺设计

学生姓名 XXX 班级、学号 化工1806XX

指导教师姓名 沈旋 周志伟

课程设计时间2020年10月09日-2020年11月09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……………………………………………………………………………………...5**

**二、设计条件…………………………………………………………………………………….5**

**三、物性数据…………………………………………………………………………………….5**

**四、工艺说明及流程……………………………………………………………………………**

**五、全塔物料衡算……………………………………………………………………………….**

**六、全塔热量衡算……………………………………………………………………………….**

**七、塔板数的确定……………………………………………………………………………….**

**八、筛板塔设计计算…………………………………………………………………………...**

**九、精馏塔的附属设备与接管尺寸计算…………………………………………………**

**十、精馏塔设计工艺条件图………………………………………………………………….**

**十一、安全与环保………………………………………………………………………………**

**十二、设计汇总与讨论………………………………………………………………………..**

**参考文献…………………………………………………………………………………………..**

**5万吨/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50000t/a;**

**(2)原料液中苯的质量分数为(wt)F= 65% 。**

**(3)塔顶馏出液苯的质量分数(wt)D不低于 98% 。**

**(4)塔底氯苯产品中，苯的质量分数(wt)W不高于 0.2% , 即塔底氯苯纯度为99.8%。**

**二、设计条件**

**(1)塔顶压力4 kPa（表压, G）；(塔顶绝压：*P*1=*p*A10 *x*A1 + *p*B10*x*B1)**

**(2)进料热状况：饱和液体进料；**

**(3)回流比，自定(1.5Rmin)；**

**(4)塔釜加热蒸汽压力506 kPa(自选, t蒸汽‒t釜液泡点=25~35℃ )；**

**(5)单板压降不大于0.7 kPa；**

**(6)年工作时间7920小时(或8000h, 自定), 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, 式中t为温度, ℃;**

**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)组分的粘度数据**

**由石油化工基础数据手册[2]第305页和第458页查得苯和氯苯的粘度单位为：厘泊, 按1厘泊=1×10-3 Pa·s =1 mPa·s换算。两纯组分的粘度随温度变化数据如表6所示。**

**表6 组分的粘度**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **10** | **20** | **30** | **40** | **50** | **60** | **70** |
| **μ/( mPa·s)** | **苯** | **0.742** | **0.638** | **0.554** | **0.485** | **0.429** | **0.381** | **0.342** |
| **氯苯** | **0.916** | **0.804** | **0.712** | **0.635** | **0.570** | **0.515** | **0.469** |

**续表6**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **温度/℃** | | **80** | **90** | **100** | **110** | **120** | **130** | **140** |
| **μ/( mPa·s)** | **苯** | **0.308** | **0.279** | **0.255** | **0.233** | **0.215** | **0.198** | **0.184** |
| **氯苯** | **0.428** | **0.394** | **0.363** | **0.337** | **0.313** | **0.293** | **0.274** |

**(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**

**蒸汽总管**

**V101**

**P101**

**E101**

**T101**

**E103**

**冷却水总管**

**P102**

**E102**

**V102**

**苯**

**氯苯**

**P103**

**E104**

**E105**

**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)=87.49 kg/kmol**

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

**5.3料液及塔顶、塔底产品的摩尔流率**

**依题给条件：一年运行连续330天、7920小时(改为：连续运行8000小时计算)，有Wʹ=50000t/a=6313kg/h。物料衡算如下：**

**全塔物料质量衡算：F′=D′+W′**

**对轻组分苯质量衡算：0.65F′=0.98D′+0.002W′**

**进料质量流量F′=18709 kg/h，进料摩尔流量F=18709/87.49=213.84 kmol/h**

**塔顶质量流量Dʹ=12396 kg/h，塔顶摩尔流量D=12396/78.59=157.73 kmol/h**

**塔底质量流量Wʹ= 6313 kg/h，塔底摩尔流量W=6313/112.5=56.12 kmol/h**

**六、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5 精馏塔热量衡算示意**

**精馏塔热量衡如图5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**

**6.1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=CPA×*x*F +CPB×(1-*x*F)=132.51×0.728+149.43×0.272=137.11 kJ/( kmol·℃)**

**进料液体焓：HF=F×CPFm×Δt =213.84 kmol/h×137.11 kJ/(kmol·℃)×(20-0) ℃= 5.8639×105 kJ/h**

**6.2预热器供热量计算QF**

**根据5.1部分计算的原料组成*x*F=0.728，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=88.23℃=361.38K, 则**

**∴进料泡点温度为tbF=88.23℃。**

**平均比热容。定性温度：(20+88.23)=54.12℃。**

**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54.12℃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54.12℃时的比热容为：**

**原料在54.12℃时的平均比热容为：**

**CPFm=*x*ACPFA+(1-*x*A) CPFA=0.728×141.09 + 0.272×154.07=144.62 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)= 213.84 kmol/h×144.62 kJ/ (kmol·℃)×(88.23-20) ℃= 2.1101×106 kJ/h**

**6.3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=138.26 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)= 157.73 kmol/h×138.26 kJ/ (kmol·℃) ×80.47℃=1.7549×106 kJ/h**

**6.4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6.4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=157.73 kmol/h，由6.1部分得操作回流比R=0.492，全凝器冷凝负荷：**

**QC =V×γVm = (R+1)D×γVm =(0.492+1)×157.73kmol/h×30862.35kJ/kmol=7.2629×106 kJ/h**

**6.5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=154.06kJ/ (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)=56.12kmol/h×154.06kJ/(kmol·℃)×(131.41-0)℃ =1.1362×106 kJ/h**

**6.6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：**

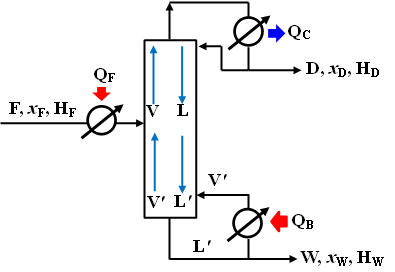
**γWm=*x*W×γWA+(1-*x*W) γWB =0.00288×27592.32+0.99712×35372.4=35350 kJ/kmol**

**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= (0.492+1)×157.73 =235.33316 kmol/h**

**再沸器热负荷：QR =V′×γVm =235.33316 kmol/h×35350kJ/kmol=8.319×106 kJ/h**

**6.7 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 | **0.58369×106** | **全凝器冷却量** | **7.2629×106** |
| 原料预热量QF | **2.1101×106** | **塔顶产品焓** | **1.7549×106** |
| 再沸器供热量QB | **8.3190×106** | **塔底产品焓** | **1.1362×106** |
| 总输入 | **11.013×106** | **总输出** | **10.154×106** |

**(注：讨论热量不平衡的原因)**

**七、塔板数的确定**

**7.1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*A=（P-*p*oB）/(*p*oA - poB)，*y*= *p*oA ×*x*A/P，将所得计算结果列表见表6**

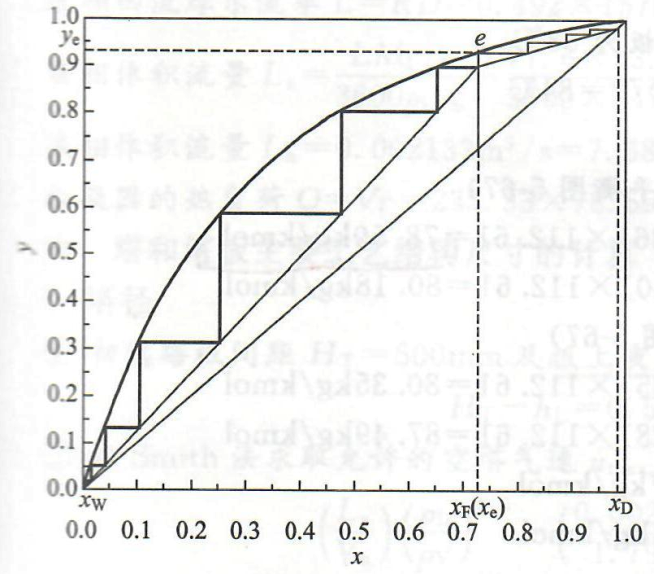
**表6 苯-氯苯的相平衡数据**

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **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。**

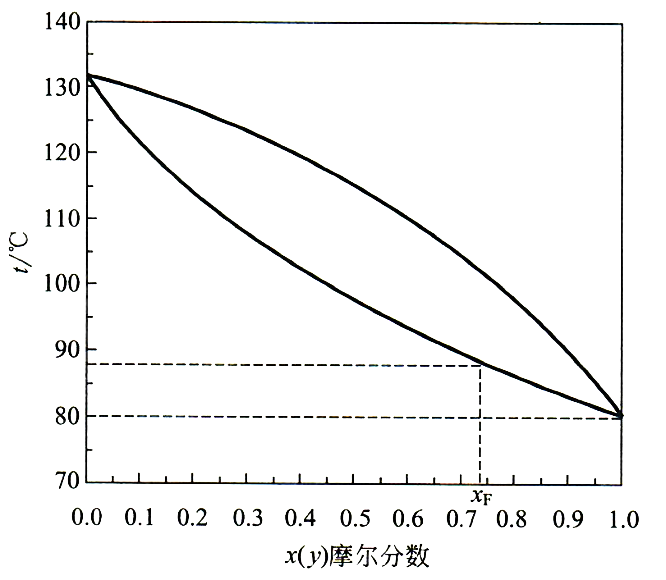
**(2)确定操作的回流比R**

**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）。**



**y**

**图3 *x*~*y*曲线**



**图4 *t*~x(*y*)曲线**

**在x-y图上，因q=1，查的ye=0.935，而xe=xF=0.728，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=2Rm=2×0.246=0.492**

**(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（0.728, 0.900）两点的直线。**

**图解的NT=11.5-1=10.5块（不含塔釜）。其中，提馏段NT1=4块，提馏段NT2=6.5块，第5块为加料板位置。**

**7.2实际塔板数NP**

**(1)全塔效率ET**

**选用Drickamer 和Bradford的全塔效率ET与液体粘度μL关联式：ET=0.17-0.616lgμm。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（80.47+131.41）/2=105.94℃（取塔顶、塔底温度的算术平均值），此平均温度下：**

**μA=0.24 mPa·s μB=0.34 mPa·s μm=μAxF+μA（1-xF）=0.24×0.728-0.34×(1-0.728)=0.267**

**ET=0.17-0.616lgμm=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=4/0.52=7.7,取NP1=8块**

**提馏段：NP2=6.5/0.52=12.5,取NP1=13块**

**总塔板数：NP=NP1+NP2=21块**

**7.3 Aspen plus计算理论塔板数**

**八、筛板塔设计计算**

**8.1操作工艺及相关物性数据的计算**

**8.1.1精馏段(Rectifying section)**

**8.1.1.1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(A)**

**加料板：pF=105.3+0.7×8=110.9 kPa**

**平均压力：pRm=（105.3+110.9）/2=108.1 kPa**

**8.1.1.2精馏段平均温度tm**

**由7.2、7.3计算可知, 塔顶温度为80 ℃, 加料板为88 ℃，tm=（80+88）/2=84 ℃。**

**8.1.1.3精馏段平均分子量Mm**

**塔顶： y1=xD=0.986，x1=0.940(查相平衡图3)(或x1=y1\*101.3/pA0=0.986\*101.3/102.46=0.975)**

**塔顶汽相平均分子量：MVD,m=0.986×78.11+(1-0.986) ×112.61=78.59 kg/kmol**

**塔顶液相平均分子量：MLD,m=0.940×78.11+(1-0.940) ×112.61=80.18 kg/kmol**

**进料：yF= 0.935, xF=0.728(查相平衡图3) (或yF=pA0\*xA/101.3=129.27\*0.728/101.3=0.929)**

**进料汽相平分：MVF,m=0.935×78.11+(1-0.935) ×112.61=80.35 kg/kmol**

**进料液相平分：MLD,m=0.728×78.11+(1-0.728) ×112.61=87.49 kg/kmol**

**精馏段汽相平均分子量：MV,m=(78.59+80.35)/2=79.47 kg/kmol**

**精馏段液相平均分子量：ML,m=(80.18+87.49)/2=83.84 kg/kmol**

**8.1.1.4****精馏段平均密度ρm**

**(1)精馏段液相的平均密度ρL,m**

**塔顶： ρLD,A=912.13-1.1886t=912.13-1.1886×80=817.0 kg/m3**

**ρLD,B=1124.4-1.0657t=1124.4-1.0657×80=1039.1 kg/m3**

**进料板：ρLF,A=912.13-1.1886t=912.13-1.1886×88=807.5 kg/m3**

**ρLF,B=1124.4-1.0657t=1124.4-1.0657×88=1030.6 kg/m3**

**精馏段平均液相密度：ρL,m=（820.5+873.7）/2=847.1 kg/m3**

**(2)精馏段气相平均密度ρV,m**

**8.1.1.5精馏段液体的平均表面张力σm**

**塔顶液体: σD,A=21.08 mN/m; σD,B=26.02 mN/m (80℃)**

**mN/m**

**进料板液体: σF,A=20.20 mN/m; σD,B=25.34 mN/m (88℃)**

**mN/m**

**精馏段液体平均表面张力：σR,m=(21.14 +21.38)/2=21.26 mN/m;**

**8.1.1.6精馏段液体的平均黏度μL,m**

**塔顶：石油化工基础数据手册[2]，在80℃下有：**

**μLD, m=(μA*x*A)D+(μB*x*B)D=0.315╳0.986+0.445×0.014=0.317 mPa·s**

**加料板：μLF, m=0.28×0.728+0.41×0.272=0.315 mPa·s**

**精馏段：μLR, m=（0.317+0.315）/2=0.316 mPa·s 提馏段μLS, m**

**8.1.2提馏段(Stripping section)**

**8.1.2.1提馏段平均压力pm**

**8.1.2.2提馏段平均温度tm**

**8.1.2.3****提馏段平均分子量Mm**

**8.1.2.4提馏段平均密度ρm**

**(1)液相的平均密度ρL,m**

**(2)气相平均密度ρV,m**

**8.1.2.5提馏段液体的平均表面张力σm**

**8.1.2.6提馏段液体的平均黏度μL,m**

**8.2塔内气液负荷计算**

**8.2.1精馏段**

**气相摩尔流率V=（R+1）D=1.492×157.73=235.33 kmol/h**

**气相体积流率**

**气相体积流率**

**液相回流摩尔流率L=RD=0.492×157.73=77.60 kmol/h**

**每秒液相体积流量**

**每小时液相体积流量LRh=0.002133 m3/h=7.680 m3/h**

**8.2.2提馏段**

**气相摩尔流率Vʹ= kmol/h**

**气相体积流率****VSS= m3/s**

**气相体积流率VSh= m3/h**

**液相摩尔流率Lʹ= kmol/h**

**每秒液相体积流量 LSS= m3/s**

**每小时液相体积流量LSh= m3/h**

**8.3精馏塔及塔板主要工艺结构尺寸的计算**

**8.3.1精馏段与提馏段塔径**

**8.3.1.1精馏段塔径计算**

**(1)精馏段板间距。初选塔板间距HT=500 mm及板上液层高度HL=60 mm，则**

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

**(2)精馏段泛点气速。按Smith法求取允许的空塔气速umax（及泛点气速uF）费尔关联图横坐标：**

**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=0.0925**

**负荷因子表面张力校正：**

**泛点气速：**

**(3)精馏段操作气速。取u=(0.6~0.8)uf=0.7uf=1.12 m/s (精段取0.65，提段取可0.75等，两段塔径要一致)**

**(4)精馏段塔径。**

**圆整取D=1600 mm，此时操作气速u=4×1.795/(3.14×1.62)=0.893 m/s, 塔横截面积AT=0.785D2=2.01 m2。**

**8.3.1.2提馏段塔径计算**

**(一般情况下, 精馏段与提馏段塔径要相同, 便于加工、安装、维修等)**

**(1)提馏段板间距。**

**(2)提馏段泛点气速。**

**(3)提馏段操作气速。**

**(4)提馏段塔径。**

**8.3.2精馏塔板工艺结构尺寸的设计与计算**

**8.3.2.1精馏段部分**

**(1****)精馏段溢流装置**

**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**

**通常LW/D=0.6~0.8, 本设计取LW=0.7D=0.7×1.6=1.12 m，堰上溢流强度LRh/LW=7.680/1.12 =6.857 m3/（m·h）[不超过100~130 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=1.02，于是：**

**(满足要求)**

**, 取堰高hw=0.05 m**

**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=0.09, 即Wd=0.14×1.6=0.224 m，降液管面积Af=0.09×2.01=0.181 m2，**

**液体在降液管内停留时间为：τ=AfHT/Ls=0.181×0.5/0.00213=42.49 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(可取0.075m/s)，则**

**(h0不宜小于0.02，本结果满足要求)**

**(2) )精馏段塔板布置**

**表7 塔板分块数与塔径关系**

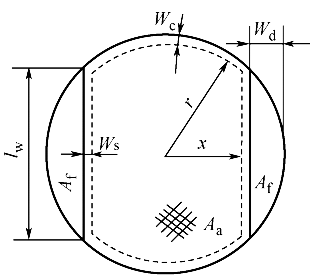
|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **塔径/mm** | **800~1200** | **1400~1600** | **1800~2000** | **2200~2400** |
| **塔板分块数** | **3** | **4** | **5** | **6** |

**①塔板分布，因D=1600 mm，根据表7将塔板分作4快安装。**

**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**

**③开孔区面积Aa**

**r=D/2-WC=0.8-0.06=0.74m,**

**x=D/2-Wd-WS=0.8-0.224-0.1=0.476m**

**(3) )精馏段开孔数nR和开孔率φR**

**取筛孔的孔径do=5 mm(一般3~8mm)，正三角形排列，筛板采用碳钢，其厚度δ=3 mm，且取****t/do=3.0(通常2.5~5，t/do取小，开孔率高，孔速u0小，干板压降hd小)，故孔心距t=3×5=15 mm。**

**每层塔板的开孔数**

**每层塔板的开孔率（φ应5%~15%，一般在10%左右）**

**每层塔板的开孔面积Ao=φRAa=0.101×1.304=0.132 m2**

**气体通过筛孔的孔速uo=VRS/Ao=1.795/0.132=13.60 m/s**

**(4)精馏段的塔高Z1**

**Z1=（Np1-1）HT=(8-1) ×0.5=3.5 m**

**8.3.2.2提馏段部分**

**(1)****提馏段溢流装置**

**(2)提馏段塔板布置**

**(3)提馏段开孔数nS和开孔率φS**

**(4)提馏段的塔高Z2**

**8.4塔板流体力学验算**

**8.4.1精馏段塔板**

**8.4.1.1****精馏段气体通过筛板压降hf和Δpf验算**

**hf=hd+hL**

**①气体通过干板的压降hd**

**式中，孔流系数C0由δ/d0=3/5=0.6和开孔率φ=0.101查《化工原理》[3]图8-21得出，C0=0.8(实际查得0.745)。**

**②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=0.57（一般可近似取β=0.5~0.6）**

**③气体通过筛板的压降（单板压降）hf和Δpf**

**hf=hd+hL=0.0504+0.0342=0.0846m**

**单板压降稍大，此处不做调整。若要调整，应增大塔径D，或提高开孔率φ，或减小板上液层厚度HL（降低堰高hw和减小堰上液层高度how）后重复上述计算，直到Δpf <0.7 kPa为止。**

**8.4.1.2精馏段雾沫夹带量eV验算**

**=0.00725kg液/kg气<0.1 kg液/kg气(满足要求)**

**式中, 取板上泡沫层高度Hf=2.5HL板上液层高度, 验算结果表明不会产生过量液沫夹带。**

**8.4.1.3精馏段漏液计算**

**漏液点气速uom。按如下经验公式计算漏液点气速：**

**8.4.1.4精馏段液泛计算**

**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，则有溢流液泛限：**

**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，若要做出更合理的设计，还需要重选HT及hL，重复上述计算步骤进行优化设计。**

**8.4.2提馏段塔板**

**8.4.2.1****提馏段气体通过筛板压降hf和Δpf验算**

**8.4.2.2提馏段雾沫夹带量eV验算**

**8.4.2.3提馏段漏液的计算**

**8.4.2.4提馏段液泛的计算**

**8..5****塔板负荷性能图**

**8.5.1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。**

**8.5.1.1****精馏段雾沫夹带线(气相负荷上限线)**

**取塔板上泡沫层高度Hf为板上液层高度HL的2.5倍，则：**

**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)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** | **0.0181** |
| **VS/（m3/s）** | **4.202** | **4.196** | **3.850** | **3.541** | **3.282** | **3.136** |

**依据表中数据在图6中做出雾沫夹带线1。**

**8.5.1.2精馏段液泛线(****降液管通过能力限)**

**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** | **0.0181** |
| **VS/（m3/s）** | **3.443** | **3.440** | **3.207** | **2.857** | **2.351** | **1.898** |

**依据表中数据在图6中做出雾沫夹带线2。**

**8.5.1.3****精馏段液相负荷下限线**

**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(e)在图6中做出液相负荷下限线3。**

**8.5.1.4精馏段漏液线(气相负荷下限线)**

**Vs,min=Aouow，整理得漏液线方程：**

**在操作范围内，任取几个LS值，依式(f)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** | **0.0181** |
| **VS/（m3/s）** | **0.827** | **0.828** | **0.885** | **0.933** | **0.972** | **0.993** |

**依据表中数据在图6中做出雾沫夹带线4。**

**8.5.1.5精馏段液相负荷上限线**

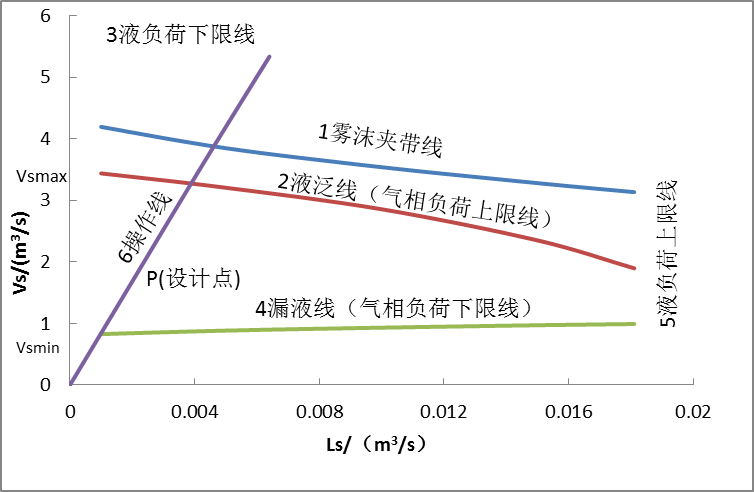
**依式(g)在图6中做出液相负荷上限线5。**

**8.5.1.6精馏段操作线与操作弹性**

**由8.1.2汽相流量与液相流量计算操作气液比：**

**过（0,0）和（0.002133, 1.795）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线所控制，下线由漏液线所控制，其操作弹性为：**



**图6 精馏段塔板负荷性能图**

**8.5.2提馏段塔板负荷性能图**

**8.5.2.1****提馏段雾沫夹带线(气相负荷上限线)**

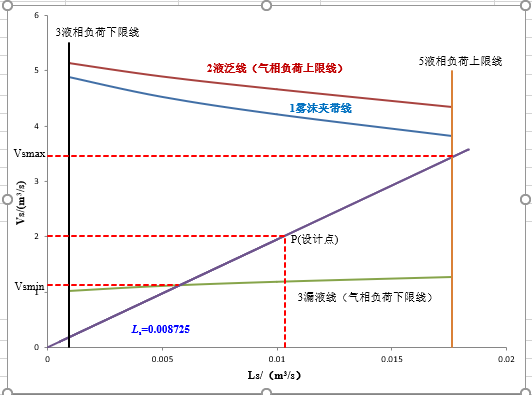
**8.5.2.2提馏段液泛线(降液管通过能力限)**

**8.5.2.3提馏段液相负荷上限线**

**8.5.2.4提馏段漏液线(气相负荷下限线)**

**8.5.2.5提馏段液相负荷下限线**

**8.5.2.6提馏段操作线与操作弹性**

****

**图7 提馏段塔板负荷性能示意图**

**从图7可以看出，操作线的上限由液相负荷上限所控制，下线由漏液所控制(看清楚图，操作线到底跟哪两根负荷线相交)**

**8.6筛板塔精馏塔设计计算结果汇总表（见表11）**

**表11 筛板塔精馏塔的设计计算结果汇总表**

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **项目** | | **符号** | **单位** | **计算结果** | |
| **精馏段** | **提馏段** |
| **平均压力** | | **pm** | **kPa** | **108.1** | **115.45** |
| **平均温度** | | **tm** | **℃** | **84** | **109.9** |
| **平均流量** | **气相** | **VS** | **m3/s** | **1.795** | **1.802** |
| **液相** | **LS** | **m3/s** | **0.002133** | **0.00867** |
| **实际塔板数** | | **NP** | **块** | **8** | **13** |
| **板间距** | | **HT** | **m** | **0.5** | **0.5** |
| **塔段的有效高度** | | **Z** | **m** | **3.5** | **6.0** |
| **塔径** | | **D** | **m** | **1.6** | **1.6** |
| **空塔气速** | | **u** | **m/s** | **0.893** | **0.897** |
| **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** | **0.050** | **0.033** |
| **溢流堰宽度** | **Wd** | **m** | **0.224** | **0.224** |
| **降液管低隙高度** | **Ho** | **m** | **0.024** | **0.098** |
| **板上清液层高度** | | **HL** | **m** | **0.060** | **0.060** |
| **孔径** | | **do** | **mm** | **5** | **5** |
| **孔间距** | | **t** | **mm** | **15** | **14** |
| **孔数** | | **n** | **个** | **6711** | **7704** |
| **开孔面积** | | **AO** | **m2** | **0.132** | **0.151** |
| **筛孔气速** | | **uO** | **m/s** | **13.60** | **11.93** |
| **塔板压降** | | **hf** | **kPa** | **0.70** | **0.68** |
| **液体在降液管中的停留时间** | | **τ** | **s** | **42.46** | **10.33** |
| **降液管内清液高度** | | **Hd** | **m** | **0.146** | **0.146** |
| **雾沫夹带** | | **eV** | **kg液/kg气** | **0.00725** | **0.00725** |
| **负荷上限** | |  |  | **液泛控制** | **液泛控制** |
| **负荷下限** | |  |  | **漏液控制** | **漏液控制** |
| **气相最大负荷** | | **Vs,max** | **m3/s** | **3.40** | **3.40** |
| **气相最小负荷** | | **Vs,min** | **m3/s** | **0.80** | **0.80** |
| **操作弹性** | |  |  | **4.25** | **4.25** |

**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=2.11×106 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=600 W/(m2·℃)。由传热速率方程QF=KAFΔtm，估算出预热器的换热面积AF。**

**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=7.263×106 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=600W/(m2·℃)。由传热整率方程QC=KACΔtm，估算出预热器的换热面积AC。**

**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7.4部分计算塔底泡点温度为131.41℃，由7.5部分算得塔底再沸器的热负荷QR=8.319×106 kJ/h。温度为160℃、压力618.28kPa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=600 W/(m2·℃)。由传热整率方程QR=KARΔtm，估算出预热器的换热面积AR。**

**9.4精馏塔的管口直径**

**根据**

**(1)塔顶蒸汽出口管径计算。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。**

**(2)回流液管径计算。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。**

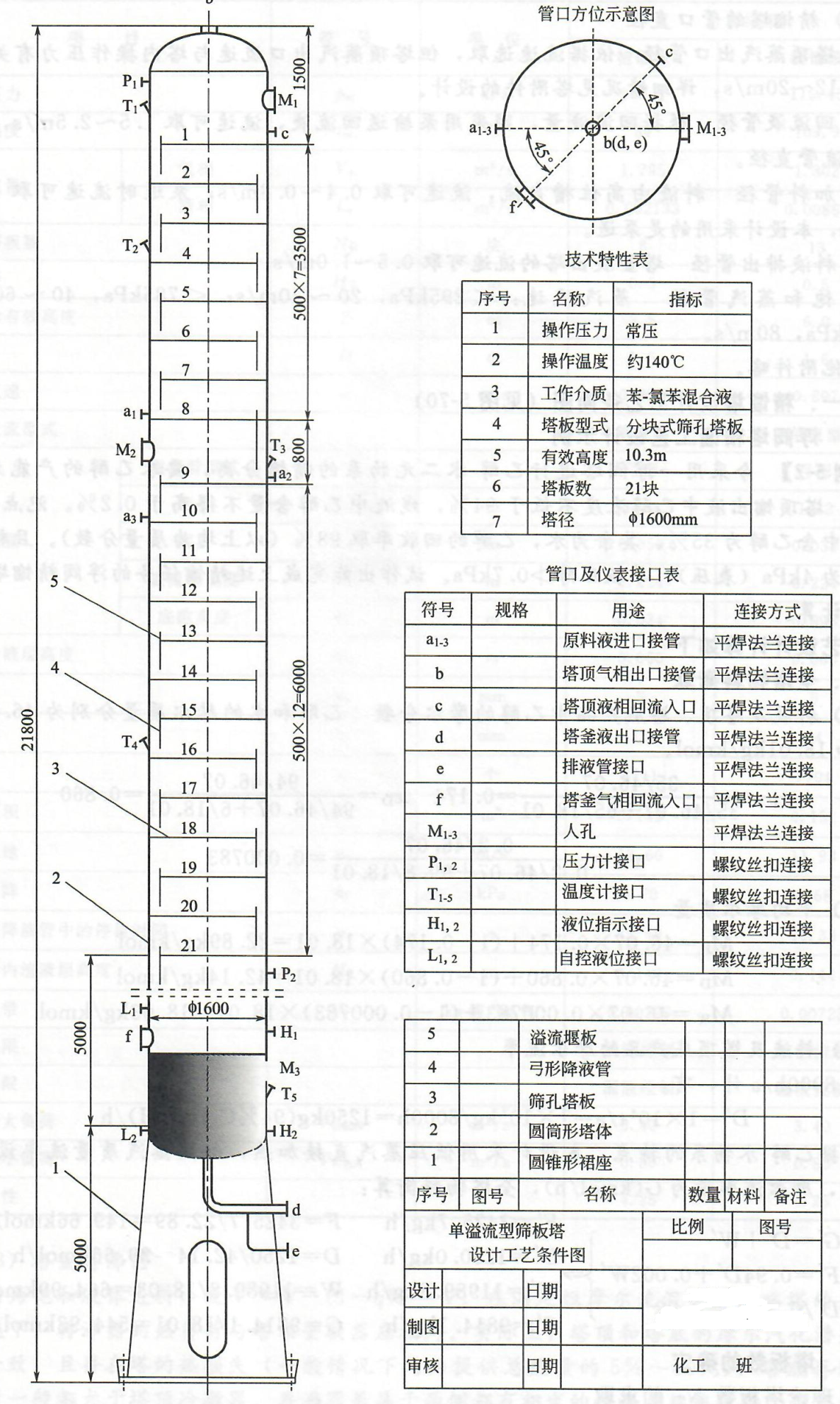
**(3)进料管径计算。料液由高位槽自流，流速可取0.4~0.8 m/s；泵输送时流速可取1.5~2.5 m/s，本设计采用的是泵送。**

**(4)料液排出管径计算。塔釜液出塔的流速可取0.5~1.0 m/s。**

**(5)塔釜再沸器饱和蒸汽管径计算。不同蒸汽压力蒸汽流速取值范围：压力<295 kPa，流速20~40 m/s；压力<785 kPa，流速40~60 m/s；压力 >2950 kPa, 流速80 m/s。**

**其他附件略。**

**十、精馏塔设计工艺条件图**

****

**化工 班 XXX**

**南京工业大学**

**化工学院**

**图7 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**

**燃烧原理是：可燃物+助燃物+火种=火。**

**①严禁明火产生。根据燃烧原理，精馏分离装置区严格禁止有明火产生, 包括焊接火、吸烟火、撞击、摩擦打火、机动车辆排气管火星、飞火等。**

**②严格动火审批。在精馏装置区域进行焊接与切割作业，必须严格动火程序，包括：拆卸拿离、隔离遮盖、清理现场、清洗置换、检查审批、安全测爆、规范作业、熄火清场等。**

**③采用防爆电器。装置内所有照明、动力等设备设施，均采用防爆类型，避免电器火花产生。**

**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。塔、罐、管道等所有金属部件均应可靠接地, 接地电阻值应小于规范要求，彻底消除静电积聚、静电感应和雷电感应引起的火花放电。**

**⑥完善消防设施。按规定配齐灭火设施，并定期检查维护更换。对苯和氯苯两种非水溶性物质，应采用干粉、泡沫以及二氧化碳等灭火。**

**(2)卫生健康措施**

**①防止蒸汽吸入。生产操作人员进入精馏装置时，应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。**

**②配戴眼镜手套。产操作人员进入精馏装置时，脸部应配戴化学防溅镜或面罩，保护眼晴。接触管道设备时，须穿戴防护手套。**

**③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、换热器的尾气，这些尾气应通过管道统一收集，经过活性碳或其它吸附剂吸附后才能放空，或将尾气送入焚烧工段处理。吸附剂应定期检查、更换或再生，或送给有固废处理资质的单位进行处理。**

**(2)废水处理**

**精馏装置的生产废水主要有雨前水、维修清洗废水。**

**①雨前水。对雨前15分钟的废水，会含有少量的苯和氯苯，由雨水管道收集后送入工厂雨水收集池, 经过处理合格后送入园区污水处理厂进一步处理。**

**②清洗水。对管道设备维修前进行清洗产生的含苯和氯苯的废水, 由管道收集送入工厂的废水收集池, 经处理合格送入园区污水处理厂进一步处理。**

**十二、设计结果讨论**

**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**