



文本复制检测报告单(全文标明引文)

No:ADBD2020R_2020081521164720200815211904101972938764

检测时间: 2020-08-15 21:19:04

检测文献: 201701140107--潘雅婷--年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计

作者: 王伟

检测范围: 中国学术期刊网络出版总库

中国博士学位论文全文数据库/中国优秀硕士学位论文全文数据库

中国重要会议论文全文数据库

中国重要报纸全文数据库

中国专利全文数据库

图书资源

优先出版文献库

高职高专院校联合比对库

互联网资源(包含贴吧等论坛资源)

英文数据库(涵盖期刊、博硕、会议的英文数据以及德国Springer、英国Taylor&Francis 期刊数据库等)

港澳台学术文献库

互联网文档资源

源代码库

CNKI大成编客-原创作品库

个人比对库

时间范围: 1900-01-01至2020-08-15

检测结果

去除本人已发表文献复制比: 16.6%

跨语言检测结果: 0%

引 去除引用文献复制比: 16.6%

总 总文字复制比: 16.6%

单 单篇最大文字复制比: 5.3% (年产8万吨环氧丙烷的工艺设计)

重复字数: [4909]

总字数: [29541]

单篇最大重复字数: [1566]

总段落数: [3]

前部重合字数: [946]

疑似段落最大重合字数: [2428]

疑似段落数: [3]

后部重合字数: [3963]

疑似段落最小重合字数: [975]

指 标: 疑似剽窃观点 疑似剽窃文字表述 疑似自我剽窃 疑似整体剽窃 过度引用

表格: 0

公式: 7

疑似文字的图片: 0

脚注与尾注: 0

15.6% (1506) 201701140107--潘雅婷--年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计.doc 第1部分 (总9658字)

7.8% (975) 201701140107--潘雅婷--年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计.doc 第2部分 (总12427字)

32.6% (2428) 201701140107--潘雅婷--年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计.doc 第3部分 (总7456字)

(注释: 无问题部分 文字复制部分 引用部分)

1. 201701140107 潘雅婷 年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计.d _第1部分

总字数: 9658

相似文献列表

去除本人已发表文献复制比: 15.6%(1506) 文字复制比: 15.6%(1506) 疑似剽窃观点(0)

1	<u>环氧丙烷合成技术及市场前景</u> 罗保军 于艳秋 周子平 罗立硕 - 《化工技术经济》 - 2004-05-21	9.9% (960) 是否引证: 否
2	<u>153大专护理2班组附件表(1)李小玲</u> 李小玲 - 《高职高专院校联合比对库》 - 2018-05-17	2.2% (208) 是否引证: 否
3	<u>1502697204_田庄_咳嗽风热证疾病的初步诊疗方案</u> 田庄 - 《高职高专院校联合比对库》 - 2019-06-02	2.1% (204) 是否引证: 否
4	<u>聚氨酯入门大学堂</u> - 《聚氨酯》 - 2010-10-15	1.2% (112) 是否引证: 否
5	<u>环氧丙烷的生产现状及市场分析</u> 李涛 - 《石油化工技术与经济》 - 2012-06-25	1.1% (106) 是否引证: 否
6	<u>国内外环氧丙烷市场及发展前景</u> 任宇环 朱疆 位洪朋 汪子昌 - 《中国石油和化工经济分析》 - 2010-12-01	1.1% (104) 是否引证: 否
7	<u>环氧丙烷生产现状及应用</u> 赵素梅 董素芳 - 《氯碱工业》 - 1999-04-25	0.6% (59) 是否引证: 否
8	<u>分子筛固载席夫碱过渡金属配合物催化丙烯环氧化</u> 李乃旭 周建成 岳振涛 张传明 张正云 - 《精细石油化工进展》 - 2010-03-25	0.5% (51) 是否引证: 否
9	<u>丙烯环氧化合成环氧丙烷技术的研究进展</u> 郭杨龙 姚炜 刘晓晖 卢冠忠 - 《石油化工》 - 2008-02-15	0.5% (51) 是否引证: 否
10	<u>环氧丙烷市场分析及前景展望</u> 常敏 - 《中国石油和化工经济分析》 - 2019-12-01	0.5% (48) 是否引证: 否
11	<u>阿斯汤伽瑜伽干预大学生特发性脊柱侧弯的研究</u> 刘思璐(导师:王操惠) - 《武汉体育学院硕士论文》 - 2019-06-01	0.5% (44) 是否引证: 否
12	<u>昆明市1-4年级小学生不良腿型姿态的调查及干预研究</u> 刘鹏(导师:宋淑华) - 《云南师范大学硕士论文》 - 2019-05-22	0.5% (44) 是否引证: 否
13	<u>中招联合电子招投标系统的设计与实现</u> 马志强(导师:张坤龙 黄志勇) - 《天津大学硕士论文》 - 2018-11-01	0.4% (41) 是否引证: 否
14	<u>高校后勤办公室提高服务效能的几点思考</u> 安婧 董洪艳 - 《经济师》 - 2017-08-05	0.4% (37) 是否引证: 否
15	<u>TI 理论精髓及其对高职学生毕业设计创新的启示</u> 乐乐 - 《职教通讯》 - 2019-08-08	0.3% (33) 是否引证: 否
16	<u>金山店铁矿西区地下开采引起的地表和岩层移动机理研究</u> 庞厚利(导师:刘秀敏) - 《安徽理工大学硕士论文》 - 2019-06-06	0.3% (32) 是否引证: 否
17	<u>氯醇法环氧丙烷产品除醛方法的研究探讨</u> 湛庆新 - 《中国氯碱》 - 2020-05-20	0.3% (29) 是否引证: 否

原文内容



湖南石油化工职业技术学院

Hunan Petrochemical Vocational Technology College

年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计

专业名称：

责任领导：

班级名称：

学生姓名：

指导教师：

设计题目：

应用化工技术

应化3171

潘雅婷

王伟

刘芬

二零二零年三月

学生毕业设计成果

学生毕业设计成果要求

- 1、学生毕业设计成果要全面概述了毕业设计思路、毕业设计成果形成过程、成果特点等；相关文档结构完整、要素齐全、排版规范、文字通畅，表述符合行业标准或规范要求。字数应不少于4000字。
- 2、毕业设计成果要能正确运用本专业的相关标准，逻辑性强，表达（计算）准确；引用的参考资料、参考方案等来源可靠；能体现本专业新知识、新技术、新工艺、新材料、新方法、新设备、新标准等。
- 3、学生毕业设计成果应表现为物化产品、软件、文化艺术作品、方案等形式。其中，表现形式为物化产品、软件、文化艺术作品的，须另附说明（内容包括毕业设计思路、毕业设计成果形成的过程及特点等）。学生毕业设计成果不得以论文、实习总结、实习报告等形式替代。
- 4、严禁剽窃、抄袭他人成果；不得与他人成果内容完全雷同或基本相同。
- 5、文本格式规范必须符合一下要求。
 - (1)使用 4纸，页面设置为左边距为3厘米，上、下边距和右边距为各为2.5厘米。正文统一为小四仿宋体，全文首行缩进2字符，行距为26磅。
 - (2)全文不要超过四级标题，文章标题为三号黑体加粗，居中，段后0.5行，副标题四号黑体，居中，段后1行，若文章无副标题，须将标题的段后间距设为1行；一级标题为四号仿宋体加粗，段后0.25行；二级标题为四号仿宋体，段后0.25行；三级标题为小四号仿宋体加粗，段后0.25行；四级标题为小四号仿宋体，段后0.25行。
 - (3)目录只显示三级目录，字体为小四仿宋体，行距为1.5倍行部距。页脚中插入页码，仿宋体六号居中。
 - (4)表格居中，标题仿宋体小四加粗居中，段后0.5行；表格的表头行为小四仿宋体正中，表格中的数据行为小四仿宋体，并需进行合理格式设置。图片标号仿宋体五号居中，段前、段后各0.25行。
 - (5)参考文献用样文中的规定格式，顶行，字体为五号仿宋体，行距为24磅。
- 6、承诺书中的签字和日期必须由本人亲笔签字，不得打印或代签。

学生毕业设计成果真实性承诺书

本人郑重承诺：我所递交的毕业设计材料，是本人在指导老师的指导下独立进行完成的；除文中已经注明引用的内容外，不存在有作品（产品）剽窃和抄袭他人成果的行为。对本设计的共同完成人所做出的贡献，在对应位置已以明确方式标明。若被查出有抄袭或剽窃行为，或由此所引起的法律责任，本人愿意承担一切后果。

学生（确认签字）：潘雅婷签字日期：

指导教师关于学生毕业设计成果真实性审核承诺书

本人郑重承诺：已对该生递交的毕业设计材料中所涉及的内容进行了仔细严格的审核，其成果是本人任的指导
下独立进行完成的；对他人成果的引用和共同完成人所做出的贡献在对应位置已以明确方式标明。不存在有作品
（产品）剽窃和抄袭他人成果的行为。若查出该生所递交的材料有学术不端的行为，或由此所引起的法律责任，本
人愿意承担一切责任。

指导教师（确认签字）：签字日期：

目录

年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计		2
1 环氧丙烷基本概况	1	
1.1 环氧丙烷的性质	1	
1.2 原料氯气、丙烯及反应中间体的物理性质和用途		2
a.氯气的主要物化性质如下	2	
. 氯气符合 GB5138 1996	2	
1.3环氧丙烷的质量标准见表8、表9、表10：		6
1.4 环氧丙烷工业的发展概况	7	
2 工艺方法的选择及介绍	10	
2.1生产环氧丙烷的方法及其介绍		10
2.2 工艺方技术比较	13	
2.3 新技术状况及反应器类型		13
3 氯醇法制还氧丙烷的生产原理		14
3.1 主要化学反应	14	
a.溶氯	14	
. 氯醇化	14	
c.皂化反应	14	
3.2工艺流程说明	14	
3.3加工原理	18	
3.4 影响因素	19	
4 工艺计算	21	
5 非标准设备的计算及主要设备的选型		42
5.1 非标准设备的计算	42	
5.2 定型设备的选择	45	
6 三废治理	49	
6.1 废气的排放	49	
6.2 废水的排放	49	
6.3 原料物的特性及防护措施		50
7 经济衡算	51	

前言

环氧丙烷()是一种重要石油化工基础原料，是丙烯衍生物中产量仅次于聚丙烯和丙烯 的第三大有机化工产品。它主要用于生产聚醚、丙二醇、聚氨酯等，也是第四代洗涤剂、非离子表面活性剂、油田破乳剂、农药乳化剂
等的主要原料。它的衍生物还广泛用于食品、烟草、医药及化妆品等行业。已生产的下游产品近百种，是精细化工

产品的重要原料,发展前景广阔。环氧丙烷主要用于生产聚醚。聚醚最大用途是生产聚氨酯塑料;其次用作表面活性剂。

环氧丙烷的工业化生产技术主要有氯醇化法和共氧化法,这两种工艺在环氧丙烷生产能力中约各占一半,而我国主要是以氯醇化法为主。本设计根据设计任务书要求为年产150000吨的环氧丙烷装置的初步设计。设计过程以岳阳市的实际生产资料为基础,并广泛收集了有关环氧丙烷工艺和化工设计有关资料作为本设计的理论依据,选择的是氯醇化生产工艺。

在此次设计过程中得到了王伟老师的悉心指导,在此表示衷心的感谢!

由于本人水平有限,设计经验不足,设计中难免存在疏漏和不妥之处,敬请各位老师批评指正。

设计人:潘雅婷

年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计

摘要本设计是采用氯醇法生产环氧丙烷装置的初步工艺设计,该方法主要是利用氯气和水反应生成的次氯酸和丙烯反应生成氯丙醇。氯丙醇再进入皂化塔被氢氧化钙皂化生成产品环氧丙烷。

本设计是根据年产15万吨环氧丙烷而进行的初步工艺设计 分成六章 根据设计任务书要求进行了环氧丙烷的选择和论证 对整个装置进行了物料衡算和能量衡算 对非标准设备进行了计算和选型 同时也对主要管道进行了计算和最后还对本装置 三废 等方面进行了有关论证。

关键词环氧丙烷 工艺流程 皂化塔 吸收塔

1 环氧丙烷基本概况

1.1 环氧丙烷的性质

1.1.1化学性质环氧丙烷中存在高度活泼的还氧基,使环氧丙烷易与许多化学试剂,具体地,含活性氢原子的物质(水,醇,酸,胺等),以产生一系列的丙二醇,丙二醇醚,和三异丙醇胺的重要的工业衍生物。该反应通常在酸或碱催化剂进行,有以下几种:

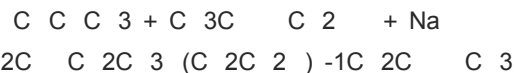
a.水解反应:丙二醇是环氧丙烷水解的主要产物。



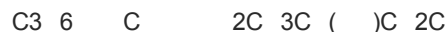
.醚化:在碱或酸催化剂的存在下氧化丙烯与各种类型的丙二醇单甲基醚的醇进行反应



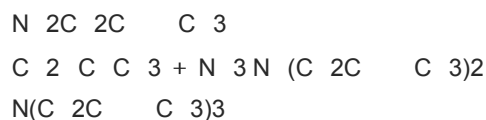
c.聚合反应:环氧丙烷与含有活泼氢的化合物(如二醇、胺、酸、水)在氨、氢氧化钠(或钾)水溶液或低级烷基叔胺(如三甲胺)等,在碱催化剂作用下,形成分子量范围为200-7000的聚醚多元醇。最简单的环氧丙烷类醚二元醇,即聚丙二醇,由环氧丙烷与丙二醇在碱催化剂存在时聚合而得。



d.脂化反应:所有类型的环氧丙烷的有机反应产物是丙二醇酯,两种异构体的混合物。



e.胺化反应:环氧丙烷与N₃在不同的摩尔比下反应生成三比例不同的异丙醇胺的混合物。



.与卤化氢反应:环氧丙烷与产生卤代醇的卤化氢,其是化学计量的环氧基团含量的反应的反应。

1.1.2 物理性质一般情况下,环氧丙烷是一种无颜色,并且是含有醚类气味的低沸点易燃液体工业品,为两种旋光异构体的外消旋混合物,可溶于水,可以用二乙醚,乙醇相容性,并能够形成具有戊烷,二氯甲烷,环戊烷,戊烯,环戊烯等的共沸物的。环氧丙烷有毒,中毒现象为头晕,呕吐,睡眠不安。其爆炸极限(%, 0.1M a 的在空气中)的2.1的下限,上限为21.5。

环氧丙烷的主要物理性质列于表1:

1.2 原料氯气、丙烯及反应中间体的物理性质和用途

1.2.1 氯气

氯气是黄绿色，有严重窒息气味，易溶于水和碱，干燥氯气在低温下的活性低，即反应但显著增加痕量水分的存在。

a. 氯气的主要物化性质如下

分子量：70.90

化学式：Cl₂

熔点：-101°C

沸点：-33.89°C

相对密度：1.47（液体），2.4（气体）

表1 环氧丙烷主要物性数据

物理性质	单位	数据
液体密度（-20）	kg/m ³	0.829
沸点（101.3KPa）	K	307.5
熔点	K	161.15
临界温度	K	482.2
临界压力	Atm	4.924
临界密度	cm ³ /mol	71.0
临界体积	g/cm ³	0.314
蒸发热	kJ/mol	26.99
生成热	kJ/mol	-92.76
溶解热	kJ/mol	46.91
标准自由能	kJ/Kg	-25.77
燃烧热	J/mol	1945.30
黏度（25°C）	MPaS	0.28

物理性质单位数据

液体密度（-20） kg/m³ 0.829

沸点（101.3KPa） K 307.5

熔点 K 161.15

临界温度 K 482.2

临界压力 Atm 4.924

临界密度 cm³/mol 71.0

临界体积 g/cm³ 0.314

蒸发热 kJ/mol 26.99

生成热 kJ/mol -92.76

溶解热 kJ/mol 46.91

标准自由能 kJ/Kg -25.77

燃烧热 J/mol 1945.30

黏度（25°C） MPaS 0.28

b. 氯气符合GB/T5138—1996

氯气含量≥99.5%（V）

水分含量≤0.006%（W）

C.氯气的用途

使用氯是非常广泛的，制造有机合成中间体，溶剂（如氯化烷烃），盐酸，漂白粉，以及制造药物和农药中间体是有用的（如氯苯），还可以合成氯丁橡胶和氯化橡胶等合成材料 氯气液化后压入钢瓶常提供纸浆漂白 纺织品漂白 自来水消毒杀菌 制次氯酸钠 提取与溴和某些金属或硅的碘冶炼的纯化等从盐水

1.2.2 丙烯

丙烯气下1.2.2丙烯无色，略甜，溶于乙醚，微溶于水，化学活性，与空气的爆炸性气体混合物的形成。

a.物化性质：

相对密度：0.514（20℃液体），1.46Kg/m³ 气体

熔点：-185.2℃

沸点：-47.7℃

闪点：-108.0℃

爆炸极限：1.0～15.0%

自燃点：497.0℃

b.丙烯质量标准或技术标准规格见表2：

表2 丙烯符合《GB/T7716—87》

指标名称	单位（体积）	范围	指标（一级品）
丙烯含量	%（体积）	≥	99.2
烷烃含量	PPm（体积）	≤	少量
含量	PPm（体积）	≤	10
S含量	PPm（体积）	≤	5
水分	PPm（体积）	≤	25

指标名称单位（体积） 范围指标（一级品）

丙烯含量 %（体积）≥ 99.2

烷烃含量 PPm（体积）≤ 少量

含量 PPm（体积）≤ 10

S含量 PPm（体积）≤ 5

水分 PPm（体积）≤ 25

1.2.3 生石灰生石灰是白色块状固体，在空气中渐成粉状，有潮解性，能溶于酸，微溶于水，和水反应化合成氢氧化钙。遇水生成高热，接触有机物易引起燃烧，有腐蚀性，能灼伤皮肤。

a.物化性质：

化学式：Ca

分子量：56.09

比重：3.15—3.40

熔点：2570℃

沸点：2850℃

b.生石灰标准符合《GB/T 176—82》，见表3：

表3 生石灰标准

物质含量（%）	含量标准
酸不溶物（二氧化硅）含量%	≤1.8
氧化钙含量%	≥90.0
氧化镁含量%	≤0.6
二氧化碳含量%	≤4.0

氧化铁及氧化铝含量%	≤1.8
------------	------

物质含量 (%) 含量标准

酸不溶物 (二氧化硅) 含量% ≤1.8

氧化钙含量% ≥90.0

氧化镁含量% ≤0.6

二氧化碳含量% ≤4.0

氧化铁及氧化铝含量% ≤1.8

c.配制成石灰乳后符合以下标准：

Ca 28~15%

Mg 1%

CaC 3 < 3.2

S 2等悬浮颗粒 < 30

1.2.4 辅助材料的名称、性质、质量指标

a.工业水：

b.水合肼的物化性质见表4：

表4 水合肼的物化性质

物化性质	数据
化学式	$\text{N}_2\text{H}_4\cdot\text{H}_2\text{O}$
分子量	60
比重	1.03
凝固点	-5.7°C
沸点	1.9°C
闪点	72.78°C

物化性质数据

化学式 $\text{N}_2\text{H}_4\cdot\text{H}_2\text{O}$

分子量 60

比重 1.03

凝固点 -5.7°C

沸点 1.9°C

闪点 72.78°C

c.水合肼符合以下标准见表5：

表5 水合肼的标准

物质含量	标准 (%)
(N_2)	≥40%
硫酸盐	≤0.0005%
灼烧残渣	≤0.01%
铁	≤0.005%
氧化物	≤0.05%

物质含量标准 (%)

(N_2) ≥40%

硫酸盐 ≤0.0005%

灼烧残渣 ≤0.01%

铁 ≤0.005%

氧化物 ≤0.05%

1.2.5 属性副产物二元醇是丙二醇，为无色粘稠液体吸收剂稳定，几乎无臭，易燃，毒性低。用于不饱和聚酯树脂、表面活性剂等的生产 同时在食品工业和医药工业方面有很大的用途。其物化性质见表6：

表6 丙二醇的物化性质

物化性质	数据	物化性质	数据
沸点	187.3℃	熔点	-60℃
闪点（开杯）	99℃	临界压力	6.1MPa
临界温度	352℃		

物化性质数据物化性质数据

沸点 187.3℃ 熔点 -60℃

闪点（开杯）99℃ 临界压力 6.1MPa

临界温度 352℃

1.2.6 中间产物物理性质数据见表7：

表7 中间产物的物理性质数据

	相对分	正常	正常	临界	临界	临界	临界压	液体	沸点
物质	子质量	熔点	沸点	温度	压力	体积	缩因子	密度	汽化热
		K	K	K	MPa	cm ³ /mol	K	g/cm ³	kJ/mol
二氯丙烷	112.987	172.7	369.5	577.0	4.458	226.0	0.210	1.150	31.38
二丙醇	76.096	213.0	460.5	625.0	6.080	237.0	0.28	1.036	54.14
氯化氢	36.461	159.0	188.1	324.6	8.309	81.0	0.1249	1.193	0.09

相对分正常正常临界临界临界临界压液体沸点

物质子质量熔点沸点温度压力体积缩因子密度汽化热

K K K MPa cm³/mol K g/cm³ kJ/mol

二氯丙烷 112.987 172.7 369.5 577.0 4.458 226.0 0.210 1.150 31.38

二丙醇 76.096 213.0 460.5 625.0 6.080 237.0 0.28 1.036 54.14

氯化氢 36.461 159.0 188.1 324.6 8.309 81.0 0.1249 1.193 0.09

1.3 环氧丙烷的质量标准见表8、表9、表10：

表8 GB/T14491—2001标准环氧丙烷

	级别			
指标		优级品	一级品	合格品
项目				
外观	观	三种级别的都应是透明液体，无机械杂质		
酸度%	≤	0.003	0.006	0.010
水分%	≤	0.02	0.04	0.10
环氧乙烷%	≤	0.010	0.10	0.30

级别

指标优级品一级品合格品

项目

外观三种级别的都应是透明液体，无机械杂质

酸度% ≤ 0.003 0.006 0.010

水分% ≤ 0.02 0.04 0.10

环氧乙烷% ≤ 0.010 0.10 0.30

1.4 环氧丙烷工业的发展概况

环氧丙烷是首要的有机化工原料,在我国用来出产聚醚多元醇。环氧丙烷其余衍生物的应用,在我国并不普遍,消费量不多,发展相对于发达国家还比较落后。但我国仍然是有不少环氧丙烷出产厂,同时也配有装置能力的聚醚多元醇产物,而环氧丙烷仅仅是中间体。环氧丙烷工业的发展我们的国家,随着石化工业的发展,通过引入创业,以及10年的技术,并在技术改造的三个阶段的国产化经历25年自力更生,由小到大,形成了比较完整的工业体系。

表9 环氧丙烷主要质量指标

(G2-1284—80)

指标名称	指 标	
	一 级	二 级
水含量% ≤	0.04	0.10
酸(丙酸计)% ≤	0.01	0.05
总醛% ≤	0.04	0.15
环氧丙烷% ≤	0.10	0.50
环氧丁烷% ≤	0.01	0.05
色度(铂-钴单位) ≤	10	20

指标名称指标

一级二级

水含量% ≤ 0.04 0.10

酸(丙酸计)% ≤ 0.01 0.05

总醛% ≤ 0.04 0.15

环氧丙烷% ≤ 0.10 0.50

环氧丁烷% ≤ 0.01 0.05

色度(铂-钴单位) ≤ 10 20

在上世纪70年代,中国的乙烯工业取得了显著的发展,特别是引进国外先进设备投入运行,促进石化产业技术进步,乙烯和丙烯产品的高品质的供应得到了改善,促进了其衍生产品的发展。

表10 环氧丙烷主要质量指标

(日本工业标准J SK1529—74)

指标名称	指标
水% ≤	0.05
酸值(mgK /g)% ≤	0.09
不挥发物% ≤	0.002
醛(丙醛计)% ≤	0.01
蒸馏实验:馏出5%(V), °C ≥	33
馏出95%(V), °C ≤	37

指标名称指标

水% ≤ 0.05

酸值(mgK /g)% ≤ 0.09

不挥发物% ≤ 0.002

醛(丙醛计) % ≤ 0.01

蒸馏实验: 馏出5% (V), °C ≥ 33

馏出95% (V), °C ≤ 37

2 工艺方法的选择及介绍

2.1 生产环氧丙烷的方法及其介绍

2.1.1 醇化反应

醇化反应在鼓泡塔反应器中的管状构件, 反应压力或40~90接近大气温度内进行, 而不湍流°C, 丙烯的转化率为97%, 氯气基本完全转化。副产物盐酸、二氯丙烷和二氯二异丙醚以及少量的别的杂质, 以丙烯计的氯丙醇收率为93.6%。

生成氯丙醇水溶液石灰乳到PO皂化:



副产物除氯化钙外, 还有丙二醇和丙醛等。

2.1.2 改良氯醇法

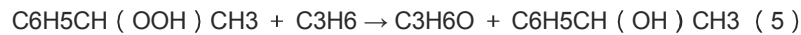
因为传统的氯醇法是石灰皂化, 全部的氯最后基本都以氯化钙的形式用尽, 会生成很多的含氯化钙和有机氯化物的污水, 解决起来比较困难。每产生1吨PO, 就会产生2.1吨的氯化钙和最少43吨的水。此法的基本思想就是重复使用氯。通过真空蒸馏纯化, 相对简单的步骤中产生的PO皂化, 关键是如何减少在技术要求高的能量消耗。上世纪90年代初, 烧碱, 价格, 同时增加生产烧碱的全球性短缺, 氯已造成产能过剩。此时, 曾用石灰石和NaOH进行皂化, 具有经济上的优势。

2.1.3 乙苯共氧化法

这个方法的步骤和异丁烷法大部分一样, 可以分三份(1)过氧化(2)环氧化(3)脱水。

a. 在过氧化反应中, 使所述液体内的乙苯空气氧化以自动使氢过氧化乙苯: $\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}(\text{OOH})\text{CH}_3$ (4)

b. 通过氢过氧化乙苯的钼配合物催化剂, 丙烯与苯反应以PO_α-和乙醇的存在下, 氧化反应产生。



在反应温度100~130°C, 1.7~5.5MPa为1~3小时的接触时间的压力下。氢过氧化乙苯的副产物, 产生直接的α-苯基乙醇和苯乙酮。

在催化剂的存在下进行, 以副产品生产乙苯的反应, 和某些聚合物中, 反应温度通常为250~300°C, 低至150°C。当环氧化和苯乙醇脱水, 在一定温度下将得到的苯乙酮可以是催化氢化, 使苯乙醇, 然后脱水苯乙烯。

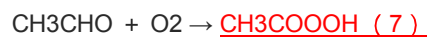
壳牌国际公司开发的乙苯生产技术自身的共氧化, 建于荷兰PO设备125克拉/年。其生产工艺和阿科乙苯基本上一致的方法中, 仅使用了在环氧化的非均相的TiO₂/SiO₂催化剂本步骤的反应之间的差异。采用这种催化剂后, 反应器结构复杂, 投资增加。使用所获得的约1:2.5比的乙苯和苯乙烯PO成品质量的共同氧化。

2.1.4 共氧化法

共氧化过程中, 有两种方法丁烷和异己基苯和方法。因此, 在1969年之后, 工业生产年异丁烷法, 中都存在共氧化工艺优势。1974年后乙苯共氧化法, 所占比例才明显增大。

2.1.5 过氧乙酸法

过氧乙酸2.1.5 1969年法日本儿童系列公司建由PO的方法手段12克拉/年。该装置曾一度关闭于1980年, 但自1995年以来一直从事。采用这一方法在生产1tPO的同时, 得到1.3t乙酸。生产过程中作为原料乙醛后, 通过氧化生成乙酸过氧化物, 丙烯与乙酸开始, 得到和PO进行反应。



在铁催化剂存在下, 由于过乙酸的乙酸, 乙酸和共同生产过程的少量的存在下溶液中的环氧化反应, 所以除了在接触设备与丙烯和PO, 其余设备都需要采用耐腐蚀材料。

2.1.6 异丁烷法

异丁烷法环氧乙烷已经开发了这一方法在1966年, 1969年, 得克萨斯州在美国建造的第一套工业化装置。异丁烷作为共原料的氧化过程是过氧化, 在三个步骤中的环氧化和氯化脱水。

a. 再内的氧化剂, 保持在110~150温度°C, 压力2.2~5.6MPa, 使用空气或氧气作为氧化剂, 异丁烷以下反应:



这个过程不需要催化剂, 但它需要得到稳定, 且需要通过中和反应所产生的酸。形成为与叔丁醇需要出去反应产物, 它作为溶剂中和在PO的丙烯环氧化反应稀释。

产生的在两个步骤之后叔丁醇的添加可以直接共混外部试剂被用作汽油, 它可能需要脱水为异丁烯或由循环异丁烷的氯化。

2.2 工艺方技术比较

氯醇工艺简单, 流程短, 设备要求, 较低的投资。

品引起的市场问题的干扰。但是, 它需要大量的氯, 这意味着应建在氯碱厂, 精炼过程的附近, 并有严格的要求。它的缺点, 当用石灰产生大量污水的皂化, 废污水处理严重, 投资成本大。修改后的氯代醇的方法, 用氢氧化钠皂化包含在电解质, 以消除所带来的石灰的皂化, 并受到氯碱装置合并成一个, 并需要增加电解液处理设施的缺点。在所有的氯丙醇的生产工艺中国传统的PO生产厂。由于垃圾, 堆积的含盐量高且大部分厂商认为处理方法为填埋垃圾等, 造成严重污染周围环境和地下水, 保护环境已在制约中国PO的工业发展成为一个重要的因素。为了减少或消除污染PO废水, 废渣, 只有PO改进生产技术。

2.3 新技术状况及反应器类型

2.3.1 新技术研究状况

新技术状态1983 Tara a 发明者钛硅沸石(TS-1), 通过过氧化氢在环氧化反应提供了烯烃的新方法, 尤其是丙烯环氧化反应已被深入研究。温和的反应条件, 氧化剂(H₂O₂稀释的水溶液)廉价且安全的, 高反应速率, 高的选择性, 该方法没有污染, 是一种高效的, 干净的新过程。德国迪高莎-许尔斯公司和 r d 公司最近达成了一项共同开发生产PO新工艺的协议。这两家公司计划开发一种新的制造工艺是丙烯PO的通过过氧化氢催化氧化。

2.3.2 膜催化反应器

膜催化反应器膜催化反应器, 该沸石固定于分散在金属复合物中的封装膜材料, 聚合物膜如两个不混溶相间隔板(过氧化膜或水相有机相在膜的另一边), 勿需使用溶剂或相转移剂。

2.3.2 电化学反应器

由燃料电池的电化学反应器可以通过化学反应的电化学反应被转化成电能。在H₂-O₂燃料电池中, 通过使H₂和O₂得到的水发电。在阴极处产生的H₂, H₂O₂个电子替代实现丙烯的环氧化。

2.3.3 熔盐反应器

熔盐反应器丙烯的直接环氧化是通过Oli 公司的熔融盐制成。熔融盐被用作用于产生自由基的催化剂, 均相气相氧化反应发生在气泡, 气泡存在于熔融盐。它可以采取各种不同的熔盐混合物的, 通过加入熔融盐, 从而提高选择性的目的的各种组件的。

3 氯醇法制环氧丙烷的生产原理

3.1 主要化学反应

3.1.1 反应机理

氢氧化钙和环氧丙烷的氯丙醇反应产物。

3.1.2 主要反应

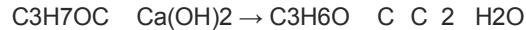
a. 溶氯



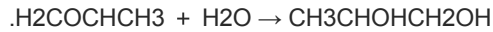
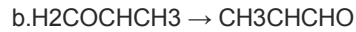
b. 氯醇化



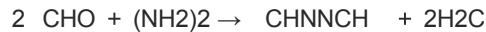
. 皂化反应



3.1.3 主要副反应



3.1.4 脱醛反应



3.2 工艺流程说明

3.2.1 工艺流程叙述

设备使用的过程中，氯乙醇法中描述的方法，根据该过程分成氯醇化，皂化，三个蒸馏步骤。

3.2.2 氯醇化反应

a. 丙烯的进入

液态丙烯由贮槽经液位调节器 C 101 进入丙烯洗气器 102，蒸汽通过 P C 102 使丙烯汽化（压力为 0.55 ~ 0.65 MPa），汽化丙烯通过丙烯缓冲罐 V 110 及总管压力调节阀 P C 103 入丙烯分离器，然后通过转子流量计，分别进入第一氯醇塔 101a/a/b 和第二氯醇塔 102 进行鼓泡反应。

b. 氯气进入

氯气由氯气车间汽化岗位送来，通过 P C 101 稳压后，进入氯气分配台，再经过转子流量计定量后，进入溶氯喷射器 M 101a/b、M 102、M 103 进行溶氯，然后进入相应的氯醇反应塔与丙烯反应。

. 工艺水预热

为了使氯醇反应出料液温度达到 60℃，反应系统所需工艺水应预热到 42℃ 左右。工艺水由总管引入经 T C 306 调节后进入皂化塔第一冷凝器 203 的管程，被皂化塔顶的蒸汽加热，再通过 C 110 进行流量调节后进入工艺水预热器，通过蒸汽调节 T C 101 对工艺水进行直接加热，使工艺水温度控制在 42℃ 左右。预热后的工艺水进入尾部氯醇喷射器 M 103 溶解氯气，然后进入尾气反应塔 T 103 从而成为整个氯醇反应系统的补充水。

d. 氯醇反应

引入第一氯醇塔 101a/b 与来自 M 101a/b 的溶氯液在塔内进行气液反应，反应混合物进入第一分离器 V 101a/b 进行气液分离，部分反应液由第一氯醇泵 P 101a/b 输送至 M 101a/b 进行循环溶氯，部分则通过倒 U 型管溢流至第二分离器 V 102。其中的物料一部分由第二氯醇泵 P 102a/b 输送至 M 102 溶氯，进入第二氯醇反应塔 T 102 与丙烯进行气液反应；另一部分则由过料泵经转子控制向皂化出料。

在 V 101a/b、V 102 中分离的尾气，经二氯丙烷分离器 V 104 分离出二氯丙烷，经尾气转子流量计控制后，进入尾气反应塔进行气液反应，反应混合物进入第三分离器 V 103 进行气液分离，料液经第三氯醇泵 P 103 a/b 进行循环溶氯，另一部分则均分为两路由电磁流量计 104 和 105 控制后，分别进入第一氯醇反应塔 101a 和 101b。而 V 103 中分离出的未能参加反应的气体，则经过废气转子流量计后进入水封排空。

3.2.3 皂化反应

a. 预反应

由氯醇法环氧氯丙烷混合物通过环氧氯丙烷过热器发送至约 70℃，加热和控制大约 80 度的温度。下用直接蒸发控制阀 T C-203。石灰乳配置工序送来的新鲜石灰乳与氯醇液混合，中和其中的 HCl，再进入静态混合器 M 201 进行预反应。新鲜石灰乳由 C 201 定量控制。经过预反应后氯醇溶液送至皂化塔 201 进行继续反应同时进行精馏分离。

b. 皂化反应

皂化塔具有反应段、提馏段和精馏段。由M 201进入 201第一段塔板的预反应液进一步进行皂化反应。塔底使用定量的新鲜蒸汽,通过喷射器M 201抽吸釜液闪蒸蒸汽,然后进入塔釜加热。不凝气体通过尾气水封罐V 202排入大气,冷凝液则流入粗PO罐V 203。

皂化釜液的热量回收

皂化釜液温度约105℃,流量较大,为降低蒸汽消耗,采取以下过程回收热量:皂化塔釜液通过 C 201调节后至闪蒸罐V 202,用蒸汽喷射器产生负压使釜液闪蒸产生部分蒸汽,因而温度降至约96℃,然后用皂化塔底部泵P 202a/b送至增稠罐分层后,一部分由罐底用泥浆泵抽如生化池,另一部分清液从罐顶直接排入阴沟。

指 标

疑似剽窃文字表述

1. 毕业设计成果要全面概述了毕业设计思路、毕业设计成果形成过程、成果特点等;相关文档结构完整、要素齐全、排版规范、文字通畅,表述符合行业标准或规范要求。
2. 环氧丙烷(PO)是一种重要石油化工基础原料,是丙烯衍生物中产量仅次于聚丙烯和丙烯的第三大有机化工产品。它主要用于生产聚醚、丙二醇、聚氨酯等,也是第四代洗涤剂、非离子表面活性剂、油田破乳剂、农药乳化剂等的主要原料。它的衍生物还广泛用于食品、烟草、医药及化妆品等行业。已生产的下游产品近百种,是精细化工产品的重要原料,发展前景广阔。环氧丙烷主要用于生产聚醚。
3. 环氧丙烷的工业化生产技术主要有氯醇化法和共氧化法,这两种工艺在环氧丙烷生产能力中约各占一半,而我国主要是以氯醇化法为主。
4. 由于本人水平有限,设计经验不足,设计中难免存在疏漏和不妥之处,敬请各位老师批评指正。
5. 醚类气味的低沸点易燃液体工业品,为两种旋光异构体的外消旋混合物,可溶于水,可以用二乙醚,乙醇相容性,
6. 副产物盐酸、二氯丙烷和二氯二异丙醚以及少量的别的杂质,以丙烯计的氯丙醇收率为93.6%。
7. 1.2 改良氯醇法 因为传统的氯醇法是石灰皂化,全部的氯最后基本都以氯化钙的形式用尽,会生成很多的含氯化钙和有机氯化物的污水,解决起来比较困难。每
8. 烧碱的全球性短缺,氯已造成产能过剩。此时,曾用石灰石和NaOH进行皂化,具有经济上的优势。
9. 该装置曾一度关闭于1980年,但自1995年以来一直从事。采用这一方法在生产1tPO的同时,得到1.3t乙酸。
10. 制约中国PO的工业发展成为一个重要的因素。为了减少或消除污染PO废水,废渣,只有PO改进生产技术。
11. 德国迪高莎-许尔斯公司和 r d 公司最近达成了一项共同开发生产PO新工艺的协议。这两家公司计划开发一种新的制造工艺是丙烯PO的通过过氧化氢催化氧化。
12. 电化学反应器 由燃料电池的电化学反应器可以通过化学反应的电化学反应被转化成电能。在H₂-O₂燃料电池中,通过使H₂和O₂
13. 熔盐反应器 熔盐反应器丙烯的直接环氧化是通过Oli 公司的熔融盐制成。熔融盐被作用用于产生自由基的催化剂,均相气相氧化反应应发生在气泡,气泡存在于熔融盐。

2. 201701140107--潘雅婷--年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计.doc_第2部分

总字数: 12427

相似文献列表

去除本人已发表文献复制比: 7.8%(975) 文字复制比: 7.8%(975) 疑似剽窃观点 (0)

1	年产量2万吨氯醇法制环氧丙烷生产车间设计 张琦 - 《大学生论文联合比对库》 - 2017-05-12	7.8% (975) 是否引证: 否
---	--	-------------------------

原文内容

3.2.4 精馏工序

a. 成品塔精馏

粗PO用成品进料泵P 301a/b经转子流量计计量后打入成品塔T 301, 塔顶压力约18 Pa (表压), 相应温度为35°C, 塔顶气相经冷凝器 303a、 303b、 303 逐步冷凝后, 不凝气体直接排空, 冷凝液流入回流罐V 311, 再用成品回流泵P 302a/b将一部分打回塔顶回流, 另一部分由转子流量计计量后出料至成品计量罐V 305a/b/ 分析合格可由成品打料泵P 306a/b打入成品罐, 不合格则打入粗PO罐V 203重新精馏。塔釜蒸汽在进入再沸器2 T C-301控制, 塔底温度, 以确保材料通过开销。

b. 回收塔精馏

成品塔釜物料精液位控制 C 301后进入冷却器冷却后, 由位差流入釜液中间罐V 305再用回收进料泵P 301经转子计量后打入回收塔, 塔顶气相出料经冷凝器 304a、 304b冷凝后, 不凝气体直接排空, 冷凝液进入回收罐V 308, 再通过回收回流泵P 304a/b将部分打入塔顶回流, 另一部分打入粗PO罐V 304a/b重新精馏。塔釜温度 (约88°C) 通过T C 302调节蒸汽最后控制。残液利用位差排入二氯丙烷中间罐V 303分层, 下层 (油层) 与V 104来的 CP泵P 305包装罐, 上层 (水层) 排入暗沟。

3.2.5 该装置生产工艺条件表11、13、12 :

表11 生产工艺条件 (流量)

流量	单位	数值
工水总流	/	107313.2
丙烯总流量	/	2190
第一氯醇塔a丙烯流量	/	547.5
第一氯醇塔b丙烯流量	/	547.5
第二氯醇塔丙烯流量	/	1095
第三氯醇塔丙烯流量	/	520.68

流量单位数值

工水总流 / 107313.2

丙烯总流量 / 2190

第一氯醇塔a丙烯流量 / 547.5

第一氯醇塔b丙烯流量 / 547.5

第二氯醇塔丙烯流量 / 1095

第三氯醇塔丙烯流量 / 520.68

续表11

流量	单位	数值
氯气总流量	/	2085.7
第一氯醇塔a氯气流量	/	702.8
第一氯醇塔b氯气流量	/	702.8
第二氯醇塔氯气流量	/	1405.6
第三氯醇塔氯气流量	/	702.8
氢氧化钙流量	/	4909.88

流量单位数值

氯气总流量 / 2085.7

第一氯醇塔a氯气流量 / 702.8

第一氯醇塔氯气流量 kg/h 702.8

第二氯醇塔氯气流量 kg/h 1405.6

第三氯醇塔氯气流量 kg/h 702.8

氢氧化钙流量 kg/h 4909.88

表12 生产工艺条件 (温度)

温度	单位	数值
工艺水入水温度	°C	25
氯醇第一塔顶温度	°C	50 ~ 57
氯醇第二塔顶温度	°C	65 ~ 75
氯醇第三塔顶温度	°C	40 ~ 55
氯气缓冲罐	°C	25 ~ 40
皂化塔顶温度	°C	90 ~ 100
皂化塔釜温度	°C	103 ~ 110
成品塔顶温度	°C	34 ~ 38
成品塔釜温度	°C	72 ~ 78
冷冻盐水温度	°C	0 ~ 7

温度单位数值

工艺水入水温度 °C 25

氯醇第一塔顶温度 °C 50 ~ 57

氯醇第二塔顶温度 °C 65 ~ 75

氯醇第三塔顶温度 °C 40 ~ 55

氯气缓冲罐 °C 25 ~ 40

皂化塔顶温度 °C 90 ~ 100

皂化塔釜温度 °C 103 ~ 110

成品塔顶温度 °C 34 ~ 38

成品塔釜温度 °C 72 ~ 78

冷冻盐水温度 °C 0 ~ 7

3.3加工原理

表13 生产工艺条件 (压力)

压力	单位	数值
丙烯分配塔压力	MPa	1.2±0.02
丙烯汽化器压力	MPa	1.8±0.02
系统压力	MPa	0.48±0.02
氯气分配塔压力	MPa	1.2±0.02
蒸汽总压	MPa	1.5 ~ 2.4

压力单位数值

丙烯分配塔压力 MPa 1.2±0.02

丙烯汽化器压力 MPa 1.8±0.02

系统压力 MPa 0.48±0.02

氯气分配塔压力 MPa 1.2±0.02

蒸汽总压 MPa 1.5 ~ 2.4

该装置中控分析项目及频次如下表14：

表14 中控分析项目及频次

氯丙醇溶液含量	3.5 ~ 5.5	2次/班	二塔顶
氯丙醇溶液含酸	1.2 ~ 2.0	2次/班	二塔顶
粗环氧丙烷含量	74	2次/班	P 出料管
石灰乳溶液含量	8 ~ 15	1次/班	高位槽
皂化下水的P	10 ~ 12	1次/班	皂化下水池
皂化下水含	< 200 g/	1次/班	皂化下水池
回收塔釜液	含P 1	1次/班	氯丙烷中间缺罐

氯丙醇溶液含量 3.5 ~ 5.5 2次/班二塔顶

氯丙醇溶液含酸 1.2 ~ 2.0 2次/班二塔顶

粗环氧丙烷含量 74 2次/班 P 出料管

石灰乳溶液含量 8 ~ 15 1次/班高位槽

皂化下水的P 10 ~ 12 1次/班皂化下水池

皂化下水含 < 200 g/ 1次/班皂化下水池

回收塔釜液含P 1 1次/班氯丙烷中间缺罐

2在分两路在溶氯喷射器预溶后，分别进入氯醇一塔和氯醇二塔与丙烯在塔内进行反应

氯醇一塔和二塔的反应液从塔顶溢流至分离器，分离出未反应的丙烯气体，氯醇一塔的反应液部分回流循环，部分溢流二塔气液分离器，氯醇二塔的反应液部分回流循环得到1.5 ~ 3.5 氯丙醇溶液，一部分作为皂化进料和浓度为10 ~ 15 的石灰乳预反应后进入皂化塔内，预反应生成环氧丙烷进入皂化塔内后，迅速从塔内提出，在皂化塔内生成环氧丙烷，气提至塔顶冷凝后进入成品塔脱出重组分。

3.4 影响因素

3.4.1 氯醇反应过程中的影响因素

a.反应温度

丙烯与氯气氯醇化反应是在水溶液中进行，温度较高有利于 生成，有利于提高氯气和丙烯的溶解速度，并有利于从反应液中赶走 和 P，但反应温度太高，一方面会加剧设备腐蚀，另一方面将使反应产物大量挥发损失，一般反应温度控制在60℃以下。

b.反应压力

系统压力高有利于丙烯和氯气的溶解，但压力过高会加剧设备的腐蚀。

.P 浓度

浓度低有利于主反应的进行，P 收率高，但浓度过低，会造成能耗上升，且生产能力下降。

d.丙烯、氯气配比

丙烯过量有利于主反应的进行，工业上一般控制在1.2 ~ 1.3 : 1，管式反应器配比为1 : 1，本装置的配比为1.05 ~ 1.10 : 1。

3.4.2 皂化反应过程的影响因素

a.石灰乳与P 的配比

应严格控制石灰乳过量。石灰乳过量有利于皂化反应完全，同时可避免皂化塔腐蚀。一般控制P 与 a 2的摩尔比为1 : 1.4左右，皂化下水P 值控制在11左右。

b.皂化塔顶温、釜温及皂化第一冷凝器出口气相温度

温度的控制不仅影响到粗P 的质量，而且影响到产品的收率。顶温过高，则粗P 中的含水量增加，加大了精馏的负荷，同时P 反应不完全，影响皂化收率。顶温过低，则导致P 不能及时被蒸出，增加了水解反应发生的可能性。因此要通过控制氯醇预热温度、石灰乳预热温度等方法，控制皂化顶温在88 ~ 93℃。

3.4.3 精馏过程的产品质量及收率的影响

a. 成品塔顶温度及塔顶压力

塔顶的温度和压力成正比。一般顶温控制在34 ~ 38°C, 顶压控制在0.012 ~ 0.025MPa之间。

b. 回收塔釜温度

回收塔釜温度控制在83 ~ 88°C之间, 温度过低, 则塔釜中环氧丙烷含量偏高, 塔釜排残就将带走较多的P, 因而会降低环氧丙烷的收率; 温度过高则可能导致液泛。

. 回流比

不管是成品塔还是回收塔, 回流比都是控制产品质量的关键因素之一。正常情况下选取回流比为2 ~ 3.5。

d. 精馏、回收塔顶冷凝器冷量

第一冷凝器的气相出口温度和冷凝液的温度, 对精馏的操作及产品的收率都有较大的影响。供冷量不足则顶温难以控制, 且会造成跑料。因此, 冷冻盐水温度必须达到一定小的温度(0°C)和压力(0.45MPa), 才能满足冷凝器对供冷量的需求。

4 工艺计算

4.1 物料衡算

4.1.1 计算依据

1 生产能力: 20000吨/年

2 年工作日: 330天

日产量: 20000/330 60.606吨/天

小时产量: 60.606/24 2.526吨/小时 (实际设计时取2.6吨/小时)

实际生产能力: 2.6 330 24 20592吨

3 消耗定额:

0.842吨丙烯/吨环氧丙烷

41.27吨水/吨环氧丙烷

丙烯和氯气的配比: 1.05 : 1

a 2和氯丙醇的配比: 1.4 : 1

4.1.2 第一氯醇塔a的衡算

1 进料

水: 162143.10/2 81071.55 g/h

氯气: 1053.9 g/h

折纯: 1053.9 99.6 1049.7 g/h 14.808k /h

杂质: 1053.9 1049.7 4.2 g/h

丙烯: 821 g/h

折纯: 821 99.2 814.43 g/h 19.349k /h

杂质: 821 814.43 6.57 g/h

氯丙醇: 1342.47/2 671.24 g/h

氯丙烷: 66.25/2 33.13 g/h

氯化氢: 512.47/2 256.24

2 反应产物的量和第三塔一样得

氯丙醇: 14.808 (1 - 0.1) 96 14.202k /h 1342.47 g/h

氯丙烷: 14.808 (1 - 0.1) 4 0.592k /h 66.92kg/h

氯化氢: 14.808 (1 - 0.1) 96 14.202k /h 517.66 g/h

3 反应耗反应物的量

水 : 14.808 (1 - 0.1) 96 14.202k /h 255.92 g/h
 丙烯 : 14.808 (1 - 0.1) 14.79k /h 622.5 g/h
 挥发氯气 : 1053.9 0.1 1.05g/h
 挥发氯化氢 : (256.24 517.60) 1 7.74 g/h
 挥发二氯丙烷 : (33.13 + 66.92) 1 1kg/h

4 出料

水 : 81071.55 255.92 808105.62kg/h
 氯气 : 1.05 g/h
 氯丙醇 : 2013.71kg/h
 氯丙烷 () : 99.05kg/h
 氯丙烷 (g) : 1kg/h
 氯化氢 () : 766.16kg/h
 氯化氢 (g) : 7.74 g/h
 丙烯 : 198.5kg/h

5 第一氯醇塔a物料衡算见表15 :

表15 第一氯醇塔a物料衡算表

进料		出料	
组分	k /h kg/h	组分	k /h kg/h
水	4498.97 81071.55	水	4484.77 80815.62
丙烯	19.52 821	氯气	0.015 1.05
氯气	14.88 1053.9	氯丙醇	21.30 2013.71
氯丙醇	7.10 671.24	二氯丙烷 ()	2.59 99.05

进料出料

组分 k /h kg/h 组分 k /h kg/h
 水 4498.97 81071.55 水 4484.77 80815.62
 丙烯 19.52 821 氯气 0.015 1.05
 氯气 14.88 1053.9 氯丙醇 21.30 2013.71
 氯丙醇 7.10 671.24 二氯丙烷 () 2.59 99.05

表15

进料		出料	
氯化氢	7.03 256.24	二氯丙烷 (g)	0.0087 1
氯丙烷	0.288 33.13	氯化氢 ()	10.81 766.16
		氯化氢 (g)	0.11 7.74
		其它	4.58
		丙烯	4.72 198.5

进料出料

氯化氢 7.03 256.24 二氯丙烷 (g) 0.0087 1
 氯丙烷 0.288 33.13 氯化氢 () 10.81 766.16
 氯化氢 (g) 0.11 7.74
 其它 4.58
 丙烯 4.72 198.5

4.1.3 第一氯醇塔b的衡算

1 进料

水：81071.55 80815.62 161887.17kg/h
 丙烯：821kg/h
 折纯：821 99.2 814.43 g/h 19.34 g/h 杂质：821 - 814.43 6.57kg/h
 氯气：1053.9 g/h
 折纯：1053.9 99.6 1049.7 g/h 14.808k /h 杂质：1053.9 - 1049.7 4.2 g/h
 氯丙醇：1342.47/2 2013.71 2684.95 g/h
 氯丙烷：66.25/2 + 99.05 132.18 g/h
 氯化氢：517.66/2 766.16 1024.99 g/h

2 反应产物的量和a塔一样得

氯丙醇：14.808 (1 - 0.1) 96 14.202k /h 1342.47kg/h
 氯丙烷：14.808 (1 - 0.1) 4 0.5924k /h 66.9kg/h
 氯化氢：14.808 (1 - 0.1) 96 14.202k /h 517.66kg/h

3 反应耗反应物的量

丙烯：14.808 (1 - 0.1) 14.79k /h 622.5kg/h
 水：14.808 (1 - 0.1) 96 14.202k /h 255.92kg/h
 挥发氯气：1059.3 0.1 1.05kg/h
 挥发氯化氢：1024.99 517.66 1 15.43kg/h
 挥发氯丙烷：132.18 66.92 1 1.99kg/h
 水溶液中氯化氢：1024.99 517.66 15.43 1527.21kg/h

4 出料

水：161887.17 255.92 161631.25kg/h
 氯气：1.05kg/h
 氯丙醇：2684.95 1342.47 4027.42kg/h
 氯丙烷 ()：199.10 1.99 197.11kg/h
 氯丙烷 (g)：1.99kg/h
 氯化氢 ()：1527.21kg/h
 氯化氢 (g)：15.43kg/h
 丙烯：198.5kg/h
 其他：4.85

5 第一氯醇塔物料衡算见表16：

表16 第一氯醇塔物料衡算表

组分	进料		组分	出料	
	k /h	kg/h		k /h	kg/h
水	8983.74	161887.17	水	8969.54	161631.25
丙烯	19.52	821	氯气	0.015	1.05
氯气	14.88	1053.9	氯丙醇	42.59	4027.42
氯丙醇	28.40	2684.95	氯化氢 ()	41.90	1527.21
氯化氢	28.12	1024.99	氯化氢 (g)	0.42	15.43
氯丙烷	1.15	132.18	氯丙烷 ()	1.71	197.11
			氯丙烷 (g)	0.073	1.99
			丙烯	3.14	132.5

		其他	7.18
--	--	----	------

进料出料

组分 kmol/h kg/h 组分 kmol/h kg/h

水 8983.74 161887.17 水 8969.54 161631.25

丙烯 19.52 821 氯气 0.015 1.05

氯气 14.88 1053.9 氯丙醇 42.59 4027.42

氯丙醇 28.40 2684.95 氯化氢 (l) 41.90 1527.21

氯化氢 28.12 1024.99 氯化氢 (g) 0.42 15.43

氯丙烷 1.15 132.18 氯丙烷 (l) 1.71 197.11

氯丙烷 (g) 0.073 1.99

丙烯 3.14 132.5

其他7.18

4.1.4 第二氯醇塔的衡算

(1) 进料

水：161631.25kg/h

丙烯：1642kg/h

折纯： $1642 \times 99.2\% = 1628.86\text{kg/h} = 38.72\text{kmol/h}$ 夹杂： $1642 - 1628.85 = 13.14\text{kg/h}$

氯气：2107.8kg/h

折纯： $2107.8 \times 99.6\% = 2099.4\text{kg/h} = 29.60\text{kmol/h}$ 夹杂： $2107.8 - 2099.4 = 8.4\text{kg/h}$

氯丙醇：4027.42kg/h

氯丙烷：197.11kg/h

氯化氢：1527.21kg/h

(2) 反应产物的量

氯丙醇： $29.60 \times (1 - 0.1\%) \times 96\% = 28.388\text{kmol/h} = 2683.42\text{kg/h}$ 二氯丙烷： $29.60 \times (1 - 0.1\%) \times 4\% = 1.183\text{kmol/h} = 133.55\text{kg/h}$ 氯化氢： $29.60 \times (1 - 0.1\%) \times 96\% = 28.388\text{kmol/h} = 1034.82\text{kg/h}$

(3) 反应物的耗量

水： $29.60 \times (1 - 0.1\%) \times 96\% = 28.388\text{kmol/h} = 506.94\text{kg/h}$ 丙烯： $29.60 \times (1 - 0.1\%) \times 96\% = 29.57\text{kmol/h} = 1244.39\text{kg/h}$ 挥发氯气： $2099.4 \times 0.1\% = 2.1\text{kg/h}$ 挥发氯化氢： $(1527.21 + 1034.82) \times 1\% = 25.62\text{kg/h}$ 挥发氯丙烷： $(197.11 + 133.55) \times 1\% = 3.31\text{kg/h}$ 水溶液中氯化氢： $(1527.21 + 1034.82 - 25.62) = 2536.41\text{kg/h}$

(4) 出料

水：161631.25-506.94=161124.3kg/h

氯气：2.1kg/h

氯丙醇：4027.42+2683.42=6710.84kg/h

氯丙烷 (l)：327.35kg/h

氯化氢 (l)：2536.41kg/h

氯化氢 (g)：25.62kg/h

丙烯 : 397.61kg/h

其它 : 7.19kg/h

(5) 第二氯醇塔物料衡算见表17 :

表17 第二氯醇塔物料衡算表

进料			出料		
组分	kmol/h	kg/h	组分	kmol/h	kg/h
水	8969.54	161631.25	水	8941.41	161124.31
丙烯	39.04	1642	氯气	0.029	1.05
氯气	29.76	2107.8	二氯丙烷 (l)	2.84	327.35
氯丙醇	28.41	2684.94	二氯丙烷 (g)	0.0287	3.31
二氯丙烷	1.168	130.8	氯化氢 (l)	69.59	2536.41
氯化氢	27.89	1018.14	氯化氢 (g)	0.70	25.62
其它		8.76	氯丙醇	70.97	6710.84
			丙烯	9.45	397.61
			其它		14.38

进料出料

组分 kmol/h kg/h 组分 kmol/h kg/h

水 8969.54 161631.25 水 8941.41 161124.31

丙烯 39.04 1642 氯气 0.029 1.05

氯气 29.76 2107.8 二氯丙烷 (l) 2.84 327.35

氯丙醇 28.41 2684.94 二氯丙烷 (g) 0.0287 3.31

二氯丙烷 1.168 130.8 氯化氢 (l) 69.59 2536.41

氯化氢 27.89 1018.14 氯化氢 (g) 0.70 25.62

其它 8.76 氯丙醇 70.97 6710.84

丙烯 9.45 397.61

其它 14.38

4.1.5 第三氯醇塔的衡算 (包括溶氯器和气液分离器)

丙烯, 二氯丙烷, 氯化氢, 水

氯气, 水

丙烯

、氯丙烷

水、氯丙醇

图一第三氯醇塔物料进出简图

(1) 进料

水 : 162399.02kg/h

氯气 : 1053.9kg/h

折纯 : $1053.9 \times 99.6\% = 1049.7 \text{ g/h} = 14.808 \text{ kmol/h}$

夹杂 : $1053.9 \times 0.4\% = 4.2 \text{ g/h}$

丙烯 : 780.74kg/h

折纯 : $780.74 \times 99.2\% = 774.494 \text{ g/h}$

夹杂 : $780.74 - 774.49 = 6.25 \text{ kg/h}$

设氯气反应时有0.1%的损耗, 和丙烯反应生成氯丙醇选择性是96%, 产物氯丙烷和氯化氢的挥发损失1%。

(2) 反应产物的量

氯丙醇： $14.808 \times (1 - 0.1\%) \times 96\% = 14.202 \text{ kmol/h} = 1342.47 \text{ g/h}$

氯丙烷： $14.808 \times (1 - 0.1\%) \times 4\% = 0.592 \text{ kmol/h} = 66.92 \text{ g/h}$

挥发氯丙烷： $66.92 \times 1\% = 0.67 \text{ g/h}$

氯化氢： $14.808 \times (1 - 0.1\%) \times 96\% = 14.202 \text{ kmol/h} = 517.66 \text{ g/h}$

挥发氯化氢： $517.66 \times 1\% = 5.18 \text{ g/h}$

6.5.3 反应耗反应物的量

水： $14.808 \times (1 - 0.1\%) \times 96\% = 14.202 \text{ kmol/h} = 255.92 \text{ g/h}$

剩余水的量： $162399.02 - 255.92 = 162143.10 \text{ g/h}$

丙烯： $14.808 \times (1 - 0.1\%) = 14.793 \text{ kmol/h} = 622.5 \text{ g/h}$

过量剩余丙烯： $780.74 - 622.5 = 158.24 \text{ kmol/h}$

(3) 出料

水： 162143.01 kmol/h

丙烯： 158.24 kmol/h

氯丙醇： 1342.47 kmol/h

二氯丙烷： $66.92 - 0.67 = 66.25 \text{ kmol/h}$

氯化氢： $517.66 - 5.18 = 512.48 \text{ kmol/h}$

氯气： 1.05 kmol/h

(4) 第三氯醇塔物料衡算表见表18：

4.1.6 皂化塔的物料衡算

(1) 塔顶出料：环氧丙烷，二氯丙烷，少量水。

(2) 塔底出料：水，()₂ I₂ 少量丙二醇。

设计时，设氯丙烷的转化率为100%，99.8%转化为环氧丙烷，0.2%转化为丙二醇。

表18 第三氯醇塔物料衡算表

组分	进料		组分	出料	
	kmol/h	kg/h		kmol/h	kg/h
水	9012.14	162399.02	水	8997.94	162143.10
丙烯	18.56	260.34	氯气	0.015	1.05
氯气	14.88	1053.4	氯丙烷	0.576	66.25
其它		26.27	氯丙醇	14.202	1342.47
			氯化氢	14.06	512.48
			其它		36.35

进料出料

组分 kmol/h kg/h 组分 kmol/h kg/h

水 9012.14 162399.02 水 8997.94 162143.10

丙烯 18.56 260.34 氯气 0.015 1.05

氯气 14.88 1053.4 氯丙烷 0.576 66.25

其它 26.27 氯丙醇 14.202 1342.47

氯化氢 14.06 512.48

其它 36.35

(3) 进料

氯丙醇： $710.84 \text{ kg/h} = 47.34 \text{ kmol/h}$

氢氧化钙 : 53997.83kg/h=66.26kmol/h
 氯丙烷 : 327.35kg/h=1.96kmol/h
 氯化氢 : 2536.41kg/h=46.33kmol/h
 水 : 215122.14kg/h=7906.48kmol/h

(4) 皂化塔里的物料计算

.和氢氧化钙的氯丙醇消耗量 . : 47.34kmol/h
 生成氯化钙的量 : 23.67kmol/h
 生成环氧丙烷的量 : 47.34×99.8%=47.245kmol/h (2744.04kg/h)
 . 和反应消耗量 的 () 2是 .46.33kmol/h
 氯化钙的量 : 23.17kmol /小时

(5) 出料

.塔顶 :
 环氧丙烷 : 4082.44kg/h (47.245kmol/h)
 二氯丙烷 : 327.35kg/h (1.96kmol/h)
 水和其它 : 409.42kg/h
 .塔底 :
 水 : 215122.14-409.42=214712.72kg/h
 () 2 2170.48kg/h
 I2 7801.89kg/h
 丙二醇 : 54.03kg/h

(6) 皂化塔物料衡算表19 :

表19 皂化塔物料衡算表

进料			出料		
组分	kmol/h	kg/h	组分	kmol/h	kg/h
水	11937.95	215122.14	水	11915.04	214712.72
() 2	99.40	7363.34	环氧丙烷	15.88	4082.44
二氯丙烷	2.84	327.35	二氯丙烷	2.84	327.35
氯丙醇	70.97	6710.84	() 2	29.30	2170.48
氯化氢	69.59	2536.41	I2	70.30	7801.89
			丙二醇	0.711	54.03

进料出料

组分 kmol/h kg/h 组分 kmol/h kg/h
 水 11937.95 215122.14 水 11915.04 214712.72
 () 2 99.40 7363.34 环氧丙烷 15.88 4082.44
 二氯丙烷 2.84 327.35 二氯丙烷 2.84 327.35
 氯丙醇 70.97 6710.84 () 2 29.30 2170.48
 氯化氢 69.59 2536.41 I2 70.30 7801.89
 丙二醇 0.711 54.03

4.1.7成品塔物料衡算

环氧丙烷99% 水和其他为1%
 水 : 409.42kg/h=22.67 kmol/h
二氯丙烷 : 327.55kg/h=2.91kmol/h

设计的99% (塔顶馏出物) 的要求的氧化丙烯含量, 底部含氧化物材料应不超过3.4%, 三组分进料作为双组分过程中, 二氯丙烷和其它杂质的水时。则: $70.30 = \text{ } \times 99\% + (\text{ }) \times 3.4\%$

$= 70.30 + 2.91 + 22.67 = 95.88$

得: $= 70.13 \text{ kmol/h}$

(2) 成品塔的物料衡算表20:

表20 成品塔的物料衡算表

	进料			塔顶		塔底	
	kg/h	kmol/h	组分	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h
图二成品塔的进出料简图(1) 进料环氧丙烷: 4082.44kg/h=70.30kmol/h组分							
环氧丙烷	4082.44	70.30	环氧丙烷	4031.92	69.43	50.52	0.87
水	409.42	22.67	水和氯丙	21.13	0.70	715.5	24.88
氯丙烷	327.35	2.91	烷			5	

进料塔顶出料塔底出料

图二成品塔的进出料简图(1) 进料环氧丙烷: 4082.44kg/h=70.30kmol/h组分 kg/h kmol/h 组分 kg/h kmol/h kg/h kmol/h

环氧丙烷 4082.44 70.30 环氧丙烷 4031.92 69.43 50.52 0.87

水 409.42 22.67 水和氯丙烷 21.13 0.70 715.55 24.88

氯丙烷 327.35 2.91

4.1.8 回收塔的物料衡算

设成品塔全合格没有产品进入回收塔。

(1) 回收塔进料

环氧丙烷: 0.87kmol/h;

环氧丙烷99%

水和二氯丙烷: 24.88kmol/h。

二氯丙醇, 水, 环氧丙烷

环氧丙烷1%

图三回收塔的物料进出简图

与成品塔同理得: $= 0.625 \text{ kmol/h}$

$= 7.86 \text{ kmol/h}$

(2) 回收塔的物料衡算见表21:

表21 回收塔物料衡算表

	进 料		塔顶		塔底	
组分	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h
环氧丙烷	54.52	0.87	45.60	0.619	4.92	0.251
水和二氯丙烷	715.55	24.88	0.173	0.006	715.377	24.82

进料塔顶出料塔底出料

组分 kg/h kmol/h kg/h kmol/h kg/h kmol/h

环氧丙烷 54.52 0.87 45.60 0.619 4.92 0.251

水和二氯丙烷 715.55 24.88 0.173 0.006 715.377 24.82

4.2 能量衡算

4.2.1 皂化第一冷凝器

(1) 已知进料见表22 :

表22 皂化第一冷凝器进料

物料	kg/h	kmol/h	°C
环氧丙烷	4082.44	70.30	100
水 (g)	409.42	22.73	100
氯丙烷	327.35	2.91	100
工艺冷水	162399.02	9012.15	25

物料 kg/h kmol/h °C

环氧丙烷 4082.44 70.30 100

水 (g) 409.42 22.73 100

氯丙烷 327.35 2.91 100

工艺冷水 162399.02 9012.15 25

(2) 各组分的热力学数据见表23 :

表23 各组分的热力学数据

环氧丙烷	80.79	26.99
水	75.291	40.66
氯丙烷	298	31.38

环氧丙烷 80.79 26.99

水 75.291 40.66

氯丙烷 298 31.38

(3) 计算

a.热平衡 :

水的冷凝降温热 :

$$Q_1 = 40.66 \times 103 \times 22.73 + 22.73 \times 75.291 \times (100 - 56) \\ = 999.50 \times 103 \text{ kJ}$$

环氧丙烷的降温热 :

$$Q_2 = 70.30 \times 103 \times 80.79 \times (100 - 56) \\ = 249.899 \times 103 \text{ kJ}$$

氯丙烷的冷凝降温热 :

$$Q_3 = 2.91 \times 103 \times 31.38 + 2.91 \times 103 \times 298 \times (100 - 56) \\ = 129.48 \times 103 \text{ kJ}$$

则 : $Q_{\text{总}} = (999.50 + 249.899 + 129.48) \times 103$

$$= 1378.88 \times 103 \text{ kJ} = 383.02 \text{ kW}$$

设计时取传热损失为5%

$$Q_{\text{总}} = 1378.88 \times 103 \times 95\% = 1309.94 \times 103 \text{ kJ}$$

b.冷却水出水温度的计算 :

$$Q = WC_p \Delta t$$

$$\text{则 : } t - 25 = 1309.94 \times 103 / (75.291 \times 2977.78)$$

$$\text{得 : } t = 26.93^\circ\text{C}$$

c.换热面积的计算 (按逆流算) :

被加热介质 : 25°C → 26.83°C

加热介质 : 100°C → 56°C

$\Delta t =$

$$= 49.09^{\circ}\text{C}$$

依姚玉英等编《化工原理》(天津大学出版社出版)上册 221表4 6, 取该过程 为1000W/m² .

$$= Q / \Delta t m = 383.02 / (1000 \times 49.09) = 7.32 \text{m}^2$$

4.2.2 皂化第二冷凝器

(1) 已知

a. 进料:

环氧丙烷: 70.30kmol/h; 温度56°C。

b. 假如冷凝环氧丙烷80%后温度是27°C。

出料:

环氧丙烷(g): 70.30×20%=14.06kmol/h; 温度27°C。

环氧丙烷(l): 70.30×80%=56.24kmol/h; 温度27°C。

(2) 计算

a. 热平衡计算:

环氧丙烷的降温热Q1:

$$Q_1 = 70.30 \times (56 - 37) \times 80.79 = 164706.558 \text{kJ} = 1.647 \times 10^5 \text{kJ}$$

环氧丙烷的相变热Q2:

$$Q_2 = 70.30 \times 0.8 \times 26.99 \times 10^3 = 1.518 \times 10^6 \text{kJ}$$

则: $Q = Q_1 + Q_2 = 3.16 \times 10^6 \text{kJ}$

取损失为5%, $Q_{\text{总}} = Q / 0.95 = 3.33 \times 10^6 \text{kJ}$

b. 换热面积的计算:

$$\Delta t_m = \{ (56 - 15) - (27 - 10) \} / \ln \{ (56 - 15) / (27 - 10) \} = 24 / \ln (41/17)$$

$$= 27.25^{\circ}\text{C}$$

依姚玉英等编《化工原理》(天津大学出版社出版)上册 221表4 6, 取该过程 为1000W/m² .

$$= Q / \Delta t = 3.33 \times 10^6 \times 1000 / 3600 \times 1000 \times 27.25 = 33.94 \text{m}^2$$

c. 冷冻水的用量的计算:

$$W = 3.33 \times 10^6 / (15 - 10) \times 75.791 = 8792.04 \text{kmol/h}$$

4.2.3 皂化第三冷凝器

(1) 已知

进料:

环氧丙烷: 70.30×20%=14.06kmol; 27°C。

出料:

环氧丙烷: 70.30×20%=56.24kmol; 18°C。

(2) 计算

a. 热平衡:

环氧丙烷的降温冷凝热为:

$$Q_1 = 70.30 \times 20\% \times (27 - 18) + 70.30 \times 20\% \times 26.99 \times 10^3$$

$$= 379605.93 \text{kJ}$$

取损失为5%, $Q = 379605.93 / 0.95 = 399585.19 \text{kJ}$

b. 换热面积的计算:

$$\Delta t_m = \{ (27 - 12) - (18 - 5) \} / \ln \{ (27 - 12) / (18 - 5) \} = 13.99^{\circ}\text{C}$$

依姚玉英等编《化工原理》(天津大学出版社出版)上册 221表4 6, 取该过程 为1000W/m² .

$$= Q / \Delta t m = 399585.19 \times 103 / 3600 \times 1000 \times 13.99 = 7.93 \text{ m}^2$$

c.需冷冻盐水的量计算：

$$W = 2.72 \times 105 / (12 - 5) \times 75.291 = 516.1 \text{ kmol/h}$$

4.2.4 工艺水加热器

(1) 已知

进料：

工艺水：162399.02kg/h；9012.15kmol/h；26.93℃。

加热蒸汽：140℃。

(2) 热衡算

a.工艺水升温热：

$$Q_1 = 9012.15 \times 75.291 \times (42 - 26.9) = 10226 \text{ kJ/h} = 2840.57 \text{ kW}$$

设传热时，热损失为5%。

$$Q_1 = 10226 \times 103 \times (1 + 5\%) = 10.737 \times 106 \text{ kJ}$$

b. 传热面积的计算：

加热介质：140℃→80℃；

被加热介质：26.93℃→42℃。

$$\Delta t_m = \frac{(140 - 42) - (80 - 26.93)}{\ln[(140 - 42) - (80 - 26.93)]} = 72.96^\circ\text{C}$$

取 为3000W/m²。

$$= Q / \Delta t = 2840.57 \times 103 / 3000 \times 72.96 = 1297.78 \text{ m}^2$$

(3) 加热蒸汽耗量的求算：

蒸汽1千克被冷凝，释放热量以80度 C：2769.05kmol /小时

蒸汽的量

$$W = 10.226 \times 103 / 2769.05 = 3.68103 \text{ kg/h}$$

4.2.5 皂化塔热量衡算

(1) 计算

a.各物质的物理参数见表24：

表24 物质的Cp见下表

物质	Cp(J/mol)	物质	Cp(J/mol)
水	75.291	二氯丙烷	99.6
环氧丙烷	80.79	氢氧化钙	87.5
氧化钙	738	丙二醇	190.8

物质 Cp(J/mol) 物质 Cp(J/mol)

水 75.291 二氯丙烷 99.6

环氧丙烷 80.79 氢氧化钙 87.5

氧化钙 738 丙二醇 190.8

b.塔内反应共生成热：

塔顶物质的平均比热：

$$C_p = 75.291 \times 99.14\% + 87.5 \times 0.24\% + 738 \times 0.59\% + 190.8 \times 0.03\%$$

$$= 79.26 \text{ J/mol}$$

塔底物质的平均比热：

$$C_p = 75.291 \times 31\% + 80.79 \times 65\% + 99.6 \times 4\% = 79.83 \text{ J/mol}$$

氢氧化钙和 C 的反应热：

$$Q1=69.59 \times (129.59 \times 103)$$

$$= 9.02 \times 106 \text{kJ}$$

氢氧化钙和氯丙醇的反应热：

$$Q2=71.00 \times 33 \times 103$$

$$=22.43 \times 105 \text{kJ}$$

则塔内反应共生成热：

$$Q3=Q1 + Q2= - 66.77 \times 105 \text{kJ}$$

c.塔内物料加热到所需温度要吸收的热量：

塔顶水汽化热：

$$Q3=22.73 \times 40.663 \times 103$$

$$=9.24 \times 105 \text{kJ}$$

塔顶二氯丙烷的汽化热：

$$Q4=1.94 \times 31.38 \times 103$$

$$=9.09 \times 104 \text{kJ}$$

塔底物料升温热：

$$Q5= (2.897 + 47.73 + 22.73) \times 79.83 \times (100 - 80)$$

$$=11.71 \times 104 \text{kJ}$$

塔顶物料的升温热：

$$Q6= (10556.30 + 29.31 + 70.30 + 0.710) \times 79.26 \times (105 - 80)$$

$$=21.12 \times 107 \text{kJ}$$

d.皂化塔共需补偿热量：

$$Q=Q_{\text{总}} + Q3 + Q4 + Q5 + Q6$$

$$=21.12 \times 105 + 9.24 \times 104 + 9.09 \times 104 - 6.677 \times 106$$

$$=15.46 \times 106 \text{kJ}$$

设生成实际中，热损失为5%，补偿量：

$$Q=15.46 \times 106 \times 1.05$$

$$=16.23 \times 106 \text{kJ}$$

共需140℃的水蒸汽为： $16.23 \times 106 / 2768.8 = 5861.75 \text{kg/h}$

另闪蒸罐将塔底物料降为95℃，回收节约蒸汽为：

$$(105 - 95) \times 10656.61 \times 79.26 / 2768.8 = 3050.57 \text{kg/h}$$

则共需蒸汽：7188.94 - 3050.57 = 4038.37 kg/h

4.2.6 成品塔的热量衡算

(1) 是已知的：参见成品饲料组合物出塔物料平衡表。

3. 201701140107--潘雅婷--年产15万吨环氧丙烷生产工艺设计.doc_第3部分

总字数：7456

相似文献列表

去除本人已发表文献复制比： 32.6%(2428) **文字复制比：** 32.6%(2428) **疑似剽窃观点 (0)**

1	年产8万吨环氧丙烷的工艺设计 康党季 《大学生论文联合比对库》 2018 05 10	21.0% (1566) 是否引证：否
2	年产3万吨环氧丙烷的工艺设计 龙瑞妍 《大学生论文联合比对库》 2018 05 18	20.7% (1543) 是否引证：否
3	1503160143 赵兴刚 300kt环氧丙烷生产工艺设计	18.8% (1401)

	赵兴刚 《大学生论文联合比对库》 2019 06 03	是否引证：否
4	年产4万吨环氧丙烷的工艺设计 董宇璇 《大学生论文联合比对库》 2018 05 14	16.5% (1228) 是否引证：否
5	8万吨环氧丙烷生产工艺设计论文 曾祥辉 曾祥辉 《大学生论文联合比对库》 2018 05 11	15.3% (1144) 是否引证：否
6	年产60万吨环氧丙烷工艺设计 胡方杰 《大学生论文联合比对库》 2017 05 24	12.8% (953) 是否引证：否
7	201417105033 王佳鹿 年产30万吨丙烯制环氧丙烷的工艺设计 王佳鹿 《大学生论文联合比对库》 2018 05 04	12.4% (928) 是否引证：否
8	年产20万吨环氧丙烷的工艺设计 叶荣丁 《大学生论文联合比对库》 2015 05 27	11.4% (853) 是否引证：否
9	201417105033 王佳鹿 年产30万吨丙烯制环氧丙烷的工艺设计 王佳鹿 《大学生论文联合比对库》 2018 05 12	11.2% (833) 是否引证：否
10	年产2万吨环氧丙烷 最新 百度文库 《互联网文档资源 (http // k .bad .) 》 2019	10.5% (786) 是否引证：否
11	201417105033 王佳鹿 年产30万吨丙烯制环氧丙烷工艺设计 王佳鹿 《大学生论文联合比对库》 2018 06 09	5.3% (397) 是否引证：否
12	300kta环氧丙烷生产工艺设计 赵兴刚 《大学生论文联合比对库》 2019 06 06	4.7% (353) 是否引证：否
13	300kta环氧丙烷生产工艺设计 赵兴刚 《大学生论文联合比对库》 2019 06 08	2.8% (212) 是否引证：否
14	141010108 龙瑞妍 环氧丙烷 龙瑞妍 《大学生论文联合比对库》 2018 05 25	2.6% (194) 是否引证：否
15	年产3万吨环氧丙烷的工艺设计 龙瑞妍 《大学生论文联合比对库》 2018 05 23	2.6% (191) 是否引证：否
16	黄酒酵母耐受性 陈诗雨 《大学生论文联合比对库》 2014 04 27	0.6% (43) 是否引证：否
17	不同条件下黄酒酵母发酵性能比较研究 陈诗雨 《大学生论文联合比对库》 2014 05 02	0.6% (43) 是否引证：否
18	1010200212 陈诗雨 不同胁迫条件下黄酒酵母发酵性能比较研究(李余动) 毕业论文 《大学生论文联合比对库》 2014 05 07	0.6% (43) 是否引证：否

原文内容

(2) 计算

a. 热平衡：

成品柱化学非反应性的，热精制塔再沸器，以用于加热所述列和每物种的汽化热提供热量。环氧丙烷的升

温、汽化热Q1：

$$Q1=46.26 \times 80.79 \times (35 - 15) + 0.46 \times 80.79 \times (80 - 15) + 46.26 \times 26.99 \times 103$$

$$=1340594.94 \text{kJ}$$

二氯丙烷和热水加热（由于非常少的内容二氯丙烷，当以纯基础计算）：

$$Q2=15.18 \times 75.291 \times (35 - 15) + 16.62 \times 75.291 \times (80 - 15)$$

$$=104195.22 \text{kJ}$$

成品塔需要提供的热量为：

$$Q=Q_1 + Q_2=1340594.94 + 104195.22=1444789.94\text{kJ}$$

5%热损失被取热，蒸汽提供热量以外：

$$Q_{\text{总}}=1444789.94/0.95=1520831.52\text{kJ}$$

b. 换热面积的计算（按逆流计算）：

被加热介质温度取恒温80℃，加热介质为140℃水蒸汽，加热介质后冷凝为100℃。

$$\Delta t_m=(60 - 20)/\ln(60/20) =36.41^\circ\text{C}$$

依姚玉英等编《化工原理》（天津大学出版社出版）上册P221表4-6，取该过程K为1000W/m²·K.

$$S = Q/K\Delta t = 1520831.52 \times 103 / 36.41 \times 3600 \times 1000 = 11.6 \text{ m}^2$$

c. 需要蒸汽量的计算：

1Kg 140℃的水蒸汽冷凝到100℃放出的热量Q3为：

$$Q_3 = 2768.8 + 75.291 \times (140 - 100) \times 10^{-3} \times 1000 / 18.02 = 2935.93 \text{ kJ}$$

蒸汽的量为：

$$W = Q/Q_3 = 1520831.52 / 2935.93 = 518 \text{ kg/h}$$

4.2.7 回收塔的热量衡算

(1) 已知

物料组成见回收塔物料衡算表。

物质的进料温度为20℃。

(2) 计算

a. 热平衡：

环氧丙烷的汽化升温热Q1：

$$Q_1 = 9.22 \times 80.79 \times (35 - 20) + 9.22 \times 26.99 \times 103 + 0.092 \times 80.79 \times (80 - 20) = 260467.02 \text{ kJ}$$

水的升温热Q2：

$$Q_2 = 17.26 \times 75.291 \times (80 - 20) + 0.172 \times 75.291 \times (35 - 20) = 78164.57 \text{ kJ}$$

$$\text{则 } Q = Q_1 + Q_2 = 260467.02 + 78164.57 = 338631.6 \text{ kJ}$$

取热损失为5%，则Q总：

$$Q_{\text{总}} = Q / (1 - 5\%) = 356454.3 \text{ kJ}$$

b. 换热面积的计算：

被认为是作为加热介质温度为80℃，加热介质是蒸汽140℃→100℃。

$$\Delta t_m=(60 - 20)/\ln(60/20) =36.41^\circ\text{C}$$

依姚玉英等编《化工原理》（天津大学出版社出版）上册P221表4-6，取该过程K为1000W/m²·K.

$$S = Q/K\Delta t = 356454.3 \times 103 / 36.41 \times 3600 \times 1000 = 2.72 \text{ m}^2$$

c. 蒸汽耗量的计算：

$$W = 356454.3 / 2935.93 = 121.41 \text{ kg/h}$$

4.2.8 蒸汽耗量总表见表25：

25 蒸汽耗量总表

项目	kmol/h	kg/h	kmol/a	kg/a
工艺水热耗蒸汽	121.83	2192.94	964893.6	17368084.8
皂化塔加热器耗蒸汽	87.5	1575.04	693017.6	12474316.8
成品塔再沸器耗蒸汽	28.78	518	227920	4102560
回收塔再沸器耗蒸汽	6.75	121.41	53420.4	961567.2

蒸汽消耗总量	244.86	4407.39	1939251.6	34906528.8
--------	--------	---------	-----------	------------

项目 kmol/h kg/h kmol/a kg/a

工艺水热耗蒸汽 121.83 2192.94 964893.6 17368084.8

皂化塔加热器耗蒸汽 87.5 1575.04 693017.6 12474316.8

成品塔再沸器耗蒸汽 28.78 518 227920 4102560

回收塔再沸器耗蒸汽 6.75 121.41 53420.4 961567.2

蒸汽消耗总量 244.86 4407.39 1939251.6 34906528.8

4.3 工艺管道计算

4.3.1 氯气进入总管

氯气的流量： $=5269.56\text{kg/h}=2195.56\text{m}^3/\text{h}=0.610\text{m}^3/$

取氯气的流速为18m/ 则：

$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi\mu}} \sqrt{\frac{4 \times 0.610}{3.14 \times 18}} = 0.208 = 208\text{mm}$$

依据姚玉英等编的《化工原理》（天津大学出版社出版）上册P369，选取外径 $=219\text{mm}$ 的热轧无缝钢管，其中公称直径 $d=0.207\text{m}$

4.3.2 丙烯进入总管

丙烯的流量： $=3284\text{kg/h}=2249.32\text{m}^3/\text{h}=0.625\text{m}^3/$

取丙烯的流速为18m/ ，则：

$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi\mu}} \sqrt{\frac{4 \times 0.625}{3.14 \times 18}} = 0.210\text{m} = 210\text{mm}$$

依据姚玉英等编的《化工原理》（天津大学出版社出版）上册P369，选取外径 $=219\text{mm}$ 的热轧无缝钢管，其中公称直径 $d=0.207\text{m}=207\text{mm}$ 。

4.3.3 氢氧化钙的输入管

计算时以水的体积作为整个流体的体积，则：

$$=53997.83 / (3600 \times 103) = 0.015\text{m}^3/$$

取流速 $=2.5\text{m}/$ ，

$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi\mu}} \sqrt{\frac{4 \times 0.015}{3.14 \times 2.5}} = 0.087\text{m} = 87\text{mm}$$

依据姚玉英等编的《化工原理》（天津大学出版社出版）上册P370，选取外径 $=114\text{mm}$ 的冷轧无缝钢管 89 $\times 3.5$ ，其中公称直径 $d=89-3.5 \times 2=0.082\text{m}=82\text{mm}$ 。

4.3.4 工艺水的进入总管

水的流量： $=162399.02\text{kg/h}=0.0451\text{m}^3/$

依据水的黏度和实际生产数据，取管内水的流速为 $=2.5\text{m}/$ 则：

$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi\mu}} \sqrt{\frac{4 \times 0.0451}{3.14 \times 2.5}} = 0.151\text{m} = 151\text{mm}$$

依据姚玉英等编的《化工原理》（天津大学出版社出版）上册P369，选取外径 $=152\text{mm}$ 的热轧无缝钢管 15 2×4.5 ，其中公称直径 $d=152-4.5 \times 2=0.143\text{m}=143\text{mm}$ 。

4.3.5 氯醇化反应出料管

在管道的材料，请参阅氯醇第二列质量平衡表，因为氯丙醇，大部分溶解在水中的氯化氢，处理体积大约等于所述溶液的体积是水。

则：

$$=161124.31\text{kg/h}=0.0448\text{m}^3/\text{s}$$

根据溶液黏度取流速为2.5m/

$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi\mu}} \sqrt{\frac{4 \times 0.0448}{3.14 \times 2.5}} = 0.151 = 151\text{mm}$$

依据姚玉英等编的《化工原理》(天津大学出版社出版)上册P369,选取外径 $\phi=168\text{mm}$ 的热轧无缝钢管 15
2 \times 4.5 其中公称直径 $d=152-4.5\times 2=0.143\text{m}=143\text{mm}$ 。

5 非标准设备的计算及主要设备的选型

5.1 非标准设备的计算

5.1.1 第一氯醇塔a的计算

已知:

进入氯醇塔的液体流量: 81071.55kg/h。

出塔流量: 80815.62kg/h; 80.8m³/h。

本设计实际过程取塔的内径为: $d=700\phi=0.7\text{m}$ 。

$$= 4 / d^2 = 0.058\text{m}^2$$

取反应的时间为 $t=240\text{min}$ 。

则塔高为 $240\times 0.058=13.92\text{m}$,考虑其它因素,塔的高度取整为14m。

5.1.2 第一氯醇塔b和第三氯醇塔的计算

第一氯醇塔b和第三氯醇塔的氯气进料和氯醇塔a的进料一样,故取同样的型号。

5.1.3 第二氯醇塔的计算

已知:

进入氯醇二塔的液体流量为161631.25kg/h。

塔流量为161124.31kg/h=8941.41m³/h。

本设计实际过程取塔的内径为 $d=800\text{mm}=0.8\text{m}$

$$= 4 / d^2 = 4 \times 106.465 / 3.14 \times 0.92 = 0.0896\text{m}^2$$

反应时间为 $t=240\text{min}$ 。

则得塔高为 $0.0896\times 240=21.5\text{m}$,塔高取整为22m。

5.1.4 皂化塔的计算

皂化塔的计算因结构复杂,缺乏相关数据,本设计参照岳阳巴陵石化具体资料选择

5.1.5 成品塔的计算

已知:

进料: 环氧丙烷; 4082.44kg/h; 70.30kmol/h。

水; 409.42kg/h; 22.67kmol/h。

二氯丙烷; 327.35kg/h; 2.91kmol/h。

塔顶出料: 环氧丙烷; 69.43kmol/h。

水, 二氯丙烷; 0.70kmol/h。

塔顶压力: 36kPa(表压)。

塔顶温度: 35°C

塔釜温度: 80°C

b.物理数据的计算:

(1) 液相密度:

$$\rho_1 = 24.88 / 25.75 \times 1000 + 0.829 \times 0.87 / 25.75 = 966.24 \text{ kg/m}^3$$

(2) 气相体积:

$$V_g = (69.43 + 0.70) \times 103 \times 22.4 \times (273 + 35) \times 1.01325 \times 10^{-3} / (273 \times 1.19325)$$

$$= 1509.252\text{m}^3/\text{h}$$

$$= 0.419 \text{ m}^3/\text{s}$$

(3) 气相密度: 气体密度: $\rho_g = 2.688\text{kg/m}^3$

(4) 液相流量：

$$h=(24.88 \times 18.02 + 0.87 \times 58.08) / 966.24$$

$$=0.5163 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{求得: } \frac{L_h}{V_h} \times \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{1/2} = 0.5163 / 1509.252 \times (966.24 / 2.688)^{1/2} = 0.00649$$

c. 取塔间距为450，塔上液体高为50mm。

$$1=400 \quad =0.4 \text{ m}$$

查表：20=0.058(156表3-8)

$$=0.058 \times (1/20)^{0.2}$$

$$=0.058 \times (64.3/20)^{0.2}$$

$$=0.0732 \text{ ma} = 0.0732 \times \sqrt{\frac{966.24 - 2.688}{2.688}}$$

$$=1.38 \text{ m/}$$

取 $\text{ma} = 0.6 \text{ ma}$

$$=0.6 \times 1.38 = 0.828 \text{ m/}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0.419}{3.14 \times 0.828}}$$

$$=0.72 \text{ m} = 720 \text{ mm}$$

取标准塔径圆整为800mm。

d. 成品塔理论塔板数的求法：

$$\underline{m} = \lg \{ [0.99 / (1 - 0.99)] \times [(1 - 0.034) / 0.034] \} / \lg 1.13 - 1$$

通过化学查尔斯吉利兰德(吉利兰)所示提供的原则： $\underline{m} = 8$

塔板效率的计算：

$$=0.49 \times (\underline{m} - 1) - 0.245$$

其中 $\underline{m} = 12.425$ ， $\mu_l = 38.833$

$$=0.49 \times (12.425 \times 38.833) - 0.245$$

$$=0.1078$$

$$\text{所以塔高} = \frac{N_T}{E_T} \times H_T = 8 / 0.1078 \times 450 = 33429 \text{ mm}$$

$$=33.4 \text{ m}$$

取塔高34m

塔高不含再沸器

5.2 定型设备的选择

5.2.1 主要定型设备的选择

主设备定型环氧氯丙烷再循环塔，回流泵成品，成品进料泵，泵二氯丙烷，表氯醇在进料泵，总工艺压力泵，由于许多设备，设备的设计示于表26中。

5.2.2 氯醇化反应溶液循环量的计算

4%氯浓度的丙醇溶液，每立方米(高密度解决方案是1000公斤/立方米)氯化物溶液： $1000 \times 4\% \quad 94.54 = 0.4$
231 kmol = 9.478 m³/m³

为了简化条件下，水氯丙醇密度和氯的水中的溶解度期间50计算由纯净水，并在常压下°C，在氯气1.225 m³/立方米的水中的溶解度，氯化物吸收饱和和设定为75%，将氯化溶液环醇溶液的比例：

$$9.478 / (1.225 \times 0.75) = 10.316$$

氧化丙烯至20000吨手段，

$$\text{每小时循环氯丙醇溶液量} = 4474.52 \times 10.316 / 0.04 = 1154 \text{ 吨/小时} = 1154 \text{ m}^3/\text{h}$$

则平均每台循环泵的循环量为：1154/6=192.4 m³/h

5.2.3 第一氯醇循环泵

流量约为54m³/h + 192.4m³/h=246.4m³/h, 装置所需扬程约为20米。

则循环泵的功率为： $(\rho \times g \times V) / t = (1154 \times 20 \times 1000 \times 9.81) / 3600 = 78.62k$

则选择钛材200 - 34 (120) , 扬程为30米, 功率为100k .

5.2.4 第二, 三氯醇塔取同样的功率以使四塔的回流量相同, 故取同样的泵。

表26 主要设备明细表

序号	设备名称	规格型号	材料	附机型号功率	台数
1	第一氯醇循环泵	200-34 (120)	钛	180M-2/100k	2
2	第二氯醇循环泵	200-34 (120)	钛	180M-2/100k	4
3	第三氯醇循环泵	80-50-250	钛	180M-2/40k	2
4	工艺水压力泵	150-56	钢	180M-2/40k	2
5	皂化釜底泵	100-92	钢	180M-2/40k	2
6	泥浆泵	80-60	钢	180M-2/40k	2
7	石灰乳送料泵	65-100	钢	180M-2/40k	3
8	氯醇过料泵	S100-65-250	钢	132S-4/5.5k	2
9	成品进料泵	40W-40	钢	112-2/4k	2
10	成品回流泵	50W-45	钢	132-2/5.5k	2
11	回收进料泵	40W-40	钢	112-2/4k	2
12	二氯丙烷泵	50W-45	钢	132-2/5.5k	2
13	回收回流泵	40W-90	钢	112-2/4k	2
14	皂化塔	1200×18000	不锈钢		
15	成品塔	800×14000	钢		
16	回收塔	600×10000	钢		

序号设备名称规格型号材料附机型号功率台数

1 第一氯醇循环泵 200-34 (120) 钛 180M-2/100k 2

2 第二氯醇循环泵 200-34 (120) 钛 180M-2/100k 4

3 第三氯醇循环泵 80-50-250 钛 180M-2/40k 2

4 工艺水压力泵 150-56 钢 180M-2/40k 2

5 皂化釜底泵 100-92 钢 180M-2/40k 2

6 泥浆泵 80-60 钢 180M-2/40k 2

7 石灰乳送料泵 65-100 钢 180M-2/40k 3

8 氯醇过料泵 S100-65-250 钢 132S-4/5.5k 2

9 成品进料泵 40W-40 钢 112-2/4k 2

10 成品回流泵 50W-45 钢 132-2/5.5k 2

11 回收进料泵 40W-40 钢 112-2/4k 2

12 二氯丙烷泵 50W-45 钢 132-2/5.5k 2

13 回收回流泵 40W-90 钢 112-2/4k 2

14 皂化塔 1200×18000 不锈钢

15 成品塔 800×14000 钢

16 回收塔 600×10000 钢

续表26

序号	设备名称	规格型号	材料	附机型号功率	台数

17	第一氯醇塔	Φ700×12000	钛		2
18	第二氯醇塔	Φ900×15000	钛		1
19	第三氯醇塔	Φ700×12000	钛		1
20	第一分离器	Φ1200×4000	钛		1
21	第二分离器	Φ1500×6000	钛		1
22	第三分离器	Φ900×3000	钛		1
23	二氯丙烷分离罐	Φ600×3000	钛		1
24	闪蒸罐	Φ2200×7500	钢		1
25	粗PO贮罐	Φ2000×5000	不锈钢		4
26	成品贮罐	Φ4000×10000	不锈钢		5
27	成品回流罐	Φ1600×5500	钢		1
28	回收回流罐	Φ1500×4500	钢		1
29	釜液中间罐	2200×6000	钢		2
30	皂化第一冷凝器	Φ600×6000/F	不锈钢		1
31	皂化第二冷凝器	Φ600×6000/F	不锈钢		1
32	皂化第三冷凝器	Φ500×9000/F	不锈钢		1
33	成品第一冷凝器	Φ600×4500/F	不锈钢		1
34	成品第二冷凝器	Φ600×6000/F	不锈钢		1
35	成品第三冷凝器	Φ500×4500/F	不锈钢		1
36	回收第一冷凝器	Φ800×4500/F	不锈钢		1
37	回收第二冷凝器	Φ400×4500/F	不锈钢		1
38	成品塔再沸器	Φ700×4500/F	钢		1
39	回收塔再沸器	Φ700×4500/F	钢		1

序号设备名称规格型号材料附机型号功率台数

- 17 [第一氯醇塔 Φ700×12000 钛2](#)
18 [第二氯醇塔 Φ900×15000 钛1](#)
19 [第三氯醇塔 Φ700×12000 钛1](#)
20 [第一分离器 Φ1200×4000 钛1](#)
21 [第二分离器 Φ1500×6000 钛1](#)
22 [第三分离器 Φ900×3000 钛1](#)
23 [二氯丙烷分离罐 Φ600×3000 钛1](#)
24 [闪蒸罐 Φ2200×7500 钢1](#)
25 [粗PO贮罐 Φ2000×5000 不锈钢4](#)
26 [成品贮罐 Φ4000×10000 不锈钢5](#)
27 [成品回流罐 Φ1600×5500 钢1](#)
28 [回收回流罐 Φ1500×4500 钢1](#)
29 [釜液中间罐 2200×6000 钢2](#)
30 [皂化第一冷凝器 Φ600×6000/F 不锈钢1](#)
31 [皂化第二冷凝器 Φ600×6000/F 不锈钢1](#)
32 [皂化第三冷凝器 Φ500×9000/F 不锈钢1](#)
33 [成品第一冷凝器 Φ600×4500/F 不锈钢1](#)

34 成品第二冷凝器 Φ600×6000/F 不锈钢1

35 成品第三冷凝器 Φ500×4500/F 不锈钢1

36 回收第一冷凝器 Φ800×4500/F 不锈钢1

37 回收第二冷凝器 Φ400×4500/F 不锈钢1

38 成品塔再沸器 Φ700×4500/F 钢1

39 回收塔再沸器 Φ700×4500/F 钢1

6 三废治理

6 1 废气的排放

环氧丙烷空气排气系统, 包括丙烯, 水蒸汽和少量的其它气体。控制氯 1%, 废气流速 15 3/ 时, 检测一类的。皂化蒸馏系统废气排放含PO, 水蒸汽和其它气体。控制PO 1%, 废气流速 3 3/ 时, 检测一类的。

6 2 废水的排放

皂化水排入下水道涵洞进入澄清器, 其排出约48~55立方米/小时, 其中含有氯化钙, 丙二醇, 和少量的其它物质, 其特征在于, 沉降后氢氧化钙, 钙车走之后。控制 O 值 2000 / , 丙二醇 0.02 , P 值: 10~12, 每小时检测一次。

6 3 原料物的特性及防护措施

氯气是黄绿色的气体, 属强烈的刺激性气味, 再高压状态下可变为液体, 人类吸进呼吸道后, 会很快黏在呼吸道黏膜, 抢走黏膜的水分中的氢, 成为氯脂氢以及拳行态氧, 氯脂氢对黏膜会产生强烈刺激以及腐蚀的作用, 严重会造成支气管痉挛、支气管炎以及支气管炎周围炎, 或者炎生炎性水肿, 充血、坏死, 新生的组织有强烈氧化的作用, 还能在氧化的过程中产生臭氧, 是有组织细胞产生毒气的作用。此过程中的丙烯是一种容易燃烧, 容易爆炸的气体, 环氧丙烷仅有30度, 也是容易燃烧容易爆炸的材料, 设计考虑氯, 环氧丙烷, 丙烯安全沸点。

(1) 氯生产, 使用, 存储和其它植物结构, 应该充分利用自然通风的通风在环境气候条件允许, 可以是半开放式结构 不能将使用自然通风, 机械通风, 应使用, 但不宜使用循环空气。

(2) 使用氯气(工作场所), 为1 /立方米的空气的最高容许浓度的氯含量生产厂。

3 氯化系统的管道一定要无损, 连接要紧密, 不能泄露。

4 周期性地取出反应产物留在反应器设备和管道, 以消除堵塞。

5 在垫料氯化物管道连接装置应该在石棉, 石棉橡胶板被使用, 氟塑料, 石墨浸泡石棉绳, 禁止使用的橡胶垫。

6 氯蒸发器, 蒸发器, 罐等中, 必须配备有压力计, 料位计和温度计等安全装置。

7 之后的设备, 维修管道, 所述材料必须是切断电源和传输设备, 和泄压, 耗尽材料, 气体置换, 气体取样和分析的源操作之前合格。应是一个监督的操作。

8 液氯罐, 计量罐, 氯蒸发器填充不得超过全部体积的80%。

9 防护用品应定期检查, 定期更换。

10 的生产, 使用, 存储位置必须被配备有两个或更多个分离的掩模, 操作者必须分别配备有过滤面罩, 并定期检查, 以防止出现故障。

检测报告由 P

11 生产, 使用, 贮存场所应配备一定量的药物, 吸烟氯应当及时疏散, 及时送医院治疗严重。

12 建筑物的耐火等级为一级厂房。

7 经济衡算

7 1 成本计算

1 原材料成本如下表所示

表18 原材料成本

原料	价格 元/吨	用量 /	年总额 单位 元

氯气丙烯氯化钙水 163562502200 5 5269 5630845572 28162399 02 682365861526580009709141643100

原料价格 元/吨 用量 / 年总额 单位 元

氯气丙烯氯化钙水 163562502200 5 5269 5630845572 28162399 02 682365861526580009709141643100

2 用于购买厂房设备和建造厂房的投资为 1.5 亿元

3 安装工程 1000 万元

4 管理费用 1000 万元

5 工人工资及其它支出 2000 万元

7.2 收益计算

1 产品收益如下表所示

表 19 产品收益

产品	价格 元/吨	用量 /	年总额 单位 ; 元
丙二醇二氯丙烷环氧丙烷氯化钙	11000300014200600	54 03327 35909 97801 89	4707094777783643860960037074581

产品价格 元/吨 用量 / 年总额 单位 ; 元

丙二醇二氯丙烷环氧丙烷氯化钙 11000300014200600 54 03327 35909 97801 89 4707094777783643860960037074581

7.3 利润计算 ; 利润 = 收益 - 成本 = 66922284 元

7.4 经济分析 : 由于目前环氧丙烷是一种重要的基础化工原料 , 市场需求量不断增加 , 存在的潜在利润空间大 , 所以环氧丙烷的发展前景非常可观。

致谢

本人的毕业设计是在我的导师王伟老师的亲切关怀和悉心指导下完成的。他是根据我们的实习单位来给我们选的题目。他对我们的毕业设计严格要求 , 认真指导 , 给我们指明方向并提出宝贵意见。在此真诚的感谢王老师对我的帮助。还有我的同学们 , 在做毕业设计时我们一起找资料一起讨论 , 正因为我们相互合作我才能我才能克服一个一个的困难和疑惑 , 将毕业设计顺利完成。

设计人 : 潘雅婷

时间 : 2020 3 25

参考文献

1. 天津大学化工原理教研室 , 姚玉英主编 , 《化工原理》上、下册 , 天津科学技术出版社 , 2004 年。
2. 天津大学物理教研室 , 《物理化学》第四版。
3. 岳阳巴陵石化年产 6000 吨环氧丙烷装置的生产工艺。
4. 《物理化学手册》, 上海科学技术出版社出版。
5. 黄璐、王保国编 , 《化工设计》, 化学工业出版社 , 2001 年。
6. 李卫民、胡建生等编 《电子图版教程》, 机械工业出版社。
7. 主编 , 《兰氏化学手册》, 世界图书出版社出版 , 1999 年。
8. 贺匡国主编 , 《化工容器及设备简明设计手册》第二版 , 化学工业出版社出版 , 2002 年 1 月。
9. 倪进芳主编 , 《化工过程设计》, 化学工业出版社出版 , 2004 年。



指 标

疑似剽窃文字表述

1. / ; 2.91 / 。塔顶出料 : 环氧丙烷 ; 69.43 / 。水 , 二氯丙烷 ; 0.70 / 。塔顶压力 : 36 P 表压。

- 控制氯 1%，废气流速 15 3/ 时，检测一类的。皂化蒸馏系统废气排放含PO，水蒸汽和其它气体。控制 PO 1%，废气流速 3 3/ 时，检测一类的。6 2 废水的排放 皂化水排入下水道涵洞进入澄清器，其排出约 48~55立方米/小时，其中含有氯化钙，
- 控制 O 值 2000 / ，丙二醇 0 02 ，P 值：10~12，每小时检测一次。
- 反应产物留在反应器设备和管道，以消除堵塞。 5 在垫料氯化物管道连接装置应该在石棉，石棉橡胶板被使用，氟塑料，石墨浸泡石棉绳，禁止使用的橡胶垫。 6 氯蒸发器，蒸发器，罐等中，必须配备有压力计，料位计和温度计等安全装置。 7 之后的设备，维修管道，所述材料必须是切断电源和传输设备，和泄压，
- 液氯罐，计量罐，氯蒸发器填充不得超过全部体积的80%。 9 防护用品应定期检查，定期更换。 10 的生产，使用，存储位置必须被配备
- 必须分别配备有过滤面罩，并定期检查，以防止出现故障。 检测报告由 P 11 生产，使用，贮存场所应配备一定量的药物，
- 致谢 本人的毕业设计是在我的导师王伟老师的亲切关怀和悉心指导下完成的。他是根据我们的

说明： 1 指标是由系统根据《学术论文不端行为的界定标准》自动生成的
 2 红色文字表示文字复制部分 绿色文字表示引用部分 棕灰色文字表示作者本人已发表文献部分
 3 本报告单仅对您所选择比对资源范围内检测结果负责

4 : _____  _____ // _____ / /3194559873  _____ // _____ /
 _____ // _____ /