

NO. x2yytdzvdgrh3fes | 2026-05-14 17:27:47

- 题目：年产10万吨煤制甲醇工艺的初步设计
- 作者：朱文旋
- 检测所属单位： -

📄 论文字符数：14199    📄 论文页数： -    📄 表格数量： -    🖼️ 图片数量： -

## 检测结果



**4.9%**

全文总相似比(复写率+他引率+自引率+专业术语)

### 相似结果详情

**4.9%**

复写率

**0.0%**

自引率

**0.0%**

他引率

**0.0%**

专业术语

## 其他指标

去除本人引用相似率：4.9%    去除专业术语相似率：4.9%    自写率：95.1%

典型相似文章： 无

检测范围 | 1989-01-01 ~ 2026-05-14

- 中文科技期刊论文全文数据库
- 中文主要报纸全文数据库
- 古籍文献/图书资源
- 港澳台文献资源
- 博士/硕士学位论文全文数据库
- 中国专利特色数据库
- IPUB原创作品
- 年鉴资源
- 外文特色文献数据全库
- 中国主要会议论文特色数据库
- 互联网数据资源/互联网文档资源
- 维普优先出版论文全文数据库

## 相似片段

相似片段：

**40**

总相似片段

**40**

相似片段

**0**

引用片段

检测来源：

期刊：1

硕博：6

综合：28

互联网：5

外文：0

序号	引用文献	引用字符数	引用率	来源
----	------	-------	-----	----



暂无数据

序号	相似文献	相似字符数	相似率	来源
1	刘雅蓉202010901031毕业论文03 佚名 - 大学生论文联合比对库 - 2024	124	0.9%	综合
2	年产55万吨粗甲醇合成精馏毕业设计-资料下载页 佚名 - 互联网文档资源 - 未知	112	0.8%	互联网
3	柴油冷却水换热器设计 佚名 - 大学生论文联合比对库 - 2024	102	0.7%	综合
4	Z07120229-杨乾-毕业论文4.25 佚名 - 大学生论文联合比对库 - 2024	96	0.7%	综合
5	Z07120229-杨乾-毕业论文4.29 佚名 - 大学生论文联合比对库 - 2024	96	0.7%	综合
6	张婉怡本科毕业论文最终稿 佚名 - 大学生论文联合比对库 - 2024	88	0.6%	综合
7	202034010434杨刘怡中国新能源汽车产业的国际竞争力研究 佚名 - 大学生论文联合比对库 - 2024	51	0.4%	综合
8	杨刘怡论文初稿(1) 佚名 - 大学生论文联合比对库 - 2024	51	0.4%	综合
9	管式天然气脱水吸收器的结构优化和性能研究 佚名 - 大学生论文联合比对库 - 2024	50	0.4%	综合
10	刁慧敏-毕业设计 佚名 - 大学生论文联合比对库 - 2023	37	0.3%	综合

■ 自写片段

■ 复写片段

■ 引用片段

■ 专业术语

■ 自引片段

继 续 教 育 毕 业 论 文（设 计）

题 目： 年产10万吨煤制甲醇工艺的初步设计

英文题目： Preliminary Design of 100,000 Tons Per Annum Coal-to-Methanol Process

学生姓名： 朱文旋 申请学位门类：

学 号： 202462150265

专 业： 应用化学

学 院：

指导教师： 职称：

二〇XX年XX月XX日

作 者 声 明

本人以信誉郑重声明：所呈交的毕业论文（设计），是本人在指导教师指导下由本人独立撰写完成的，没有剽窃、抄袭、造假等违反道德、学术规范和其他侵权行为。文中引用他人的文献、数据、图件、资料均已明确标注出，不包含他人成果及为获得东华理工大学或其他教育机构的证书而使用过的材料。对本毕业论文（设计）的研究做出重要贡献的个人和集体，均已在文中以明确方式标明。本毕业论文（设计）引起的法律结果完全由本人承担。

本毕业论文（设计）成果归东华理工大学所有。

特此声明。

毕业论文（设计）作者（签字）：

签字日期： 年 月 日

本论文为本人独立研究完成的原创性成果，已由导师审阅并确认其学术价值。文中所涉及题目、关键词及中英文摘要等核心内容均保持一致且准确无误。

毕业论文（设计）指导教师签名：

年 月 日

摘 要

作为传统基础化工原料的典型代表，甲醇在化学工业中具有重要的战略意义。在全球石油价格持续上涨及下游应用领域不断拓展的背景下，其衍生产品已成为市场关注的核心议题。受需求快速增长的推动，甲醇产业正加速进入规模化发展阶段。为实现资源利用效率的最大化，国内已建成一批年产万吨级的煤炭制备甲醇项目并投入使用，这充分体现了行业对技术创新与产业升级的高度重视。

本研究聚焦甲醇的物理化学性质、应用领域及现有生产技术，系统梳理煤制甲醇的核心工艺，并借助数学建模手段精确评估原料需求、能量转化效率及装置规模等关键参数。鉴于甲醇合成反应属典型的可逆放热过程，优化操作条件对提高主产物收率、抑制副产物生成以及提升产品质量具有重要影响。研究表明，在低压环境下运行不仅可显著降低能耗，还能有效增强设备运行稳定性，因此确立低压法为优选技术路线。同时，本研究着重从源头控制出发，强化对废气、废水和固体废弃物的治理措施，推动资源循环利用，力求实现节能减排的目标，助力构建绿色环保型甲醇制造体系。

关键词：甲醇；低压法；合成工段；精制工段

## ABSTRACT

Methanol is an older primary chemical feedstock and one of the many products of the industrial chemical industry. At the same time, with the rise in oil prices and the expansion of methanol's applications, there is now growing interest in using methanol and related substances. Driven by changes in the market and the development of methanol and its derivatives, the era of manufacturing expansion has begun to dawn. To meet the requirements of the development of the methanol economy and the construction of the 100,000-tonne-per-year coal-to-methanol production base.

The main idea of this design is to study the characteristics and applications of methanol, its production conditions and technology; then, based on the coal-based methanol synthesis path, raw material consumption, energy requirements and equipment for the synthesis unit will be determined. Methanol synthesis is a reversible exothermic reaction, so to improve both the yield of methanol and the selectivity to avoid side reactions, we can increase the efficiency of raw material use and product quality. In addition, since it is a low-pressure process, less power is needed, and the equipment is simpler to build; therefore, it has been decided to use a low-pressure synthesis strategy. At the same time, strict discharge management of by-products will be introduced to enable full utilisation of them, recovery of energy from residual heat, safe and high-efficiency environmental protection for industrial production, etc.

Keywords: methanol; low pressure method; synthesis process; refining p

华东理工大学毕业设计 ABSTRACT

华东理工大学毕业设计 ABSTRACT

目 录

摘 要 I

Abstract II

1 综述 1

1.1 甲醇的性质 1

1.1.1 甲醇的物理性质 1

1.1.2 甲醇的化学性质 1

1.2 甲醇的用途 2

1.3 国内外甲醇的生产现状 3

1.3.1 国外甲醇的生产现状 3

1.3.2 国内甲醇的生产现状 3

1.3.3 现今甲醇的生产现状 4

1.4 甲醇的生产方法 5

1.5 甲醇的生产工艺流程 6

1.6 原料气制备 7

1.6.1 煤的选用 7

1.6.2	气化工艺	7
1.6.3	变换阶段	8
1.6.4	净化阶段	8
1.6.5	合成阶段	8
2	工艺计算	9
2.1	合成工段物料衡算	9
2.1.1	合成的反应方程式	9
2.1.2	合成塔物料衡算	9
2.1.3	合成反应中各气体消耗及生产量	10
2.1.4	新鲜气和弛放气量的计算	11
2.1.5	循环气气量的确定	13
2.1.6	入塔气和出塔气组成	13
2.1.7	分离器出口气体组成	15
2.1.8	贮罐气组成	16
2.2	精制工段的物料衡算	17
2.2.1	预精馏塔的计算	17
2.2.2	加压精馏塔计算	19
2.2.3	常压精馏塔计算	20
2.3	合成工段热量衡算	23
2.3.1	合成塔热量衡算	23
2.3.2	换热器热量衡算	25
2.3.3	水冷器热量衡算	26
2.3.4	甲醇分离器的热量衡算	27
2.4	精馏工段热量衡算	28
2.4.1	塔顶全凝器热负荷	28
2.4.2	冷却水的消耗量	28
2.4.3	再沸器热负荷	29
3	主要设备设计及计算	30
3.1	常压精馏塔工艺尺寸设计	30
3.1.1	计算平均摩尔质量密度表面张力	30
3.1.2	精馏段塔径设计	31
3.1.3	提馏段塔径设计	32
3.1.4	精馏段塔板工艺尺寸	33
3.1.5	精馏段塔板负荷性能图	35
3.1.6	提馏段塔板工艺尺寸计算	38
3.1.7	提馏段塔板负荷性能图	40

#### 4 其他附属设备的计算及选型 44

##### 4.1 水冷器的选型 44

##### 4.2 分离器的设计 44

#### 5 总结 45

#### 参考文献 46

#### 附录 47

#### 致谢 49

#### 华东理工大学毕业设计 目录

#### 华东理工大学毕业设计 目录

### 1 综述

#### 1.1 甲醇的性质

##### 1.1.1 甲醇的物理性质

作为一元醇类化合物中最基础的一种，甲醇的分子式可表示为 $\text{CH}_3\text{OH}$ 。在标准条件下，其呈现无色透明液体特征，具有典型的醇类气味，属典型易燃与高挥发性物质。该化合物的相对分子质量约为32.04，密度低于纯水（约 $0.792\text{ g/cm}^3$ ），**熔点为 $-97.8^\circ\text{C}$ ，沸点为 $64.5^\circ\text{C}$** 。其蒸汽密度略高于空气，约为1.11倍；饱和蒸气压随温度升高而增加，在 $21.2^\circ\text{C}$ 时达 $13.33\text{ kPa}$ （即 $100\text{ mmHg}$ ）。从安全性角度看，甲醇蒸汽的爆炸极限范围较广，通常介于 $6.0\%\sim 36.5\%$ （按体积分数计算）。甲醇与水及其他极性溶剂如乙醇、苯及其衍生物和酮类能够完全混溶，但不易与其他非极性脂肪烃相互作用。当接触高温环境或暴露于氧化性气体时，易引发剧烈燃烧反应，生成 $\text{CO}$ 和 $\text{H}_2\text{O}$ ，并伴随大量热能释放，火焰呈蓝白色，难以直接观察。基于这一特性，使用过程中需避免强光源照射以确保安全。

##### 1.1.2 甲醇的化学性质

作为一种含有羟基官能团的饱和一元醇，甲醇表现出显著的化学反应性，其性质与同类化合物相类似。通过多元化的化学转化途径，能够生成多样化的目标产物。

作为工业生产中的关键基础有机原料，甲醇因其在多种化工产品制造中的核心地位而备受关注。通过氧化反应可生成甲醛和甲酸，经羰基化工艺则能转化为醋酸，并可通过酯化过程实现不同种类酯类物质的合成；其衍生产物包括碳酸二甲酯以及广泛应用于汽油调合的甲基叔丁基醚（MTBE）。自20世纪80年代起，在全球经济持续增长与环保政策趋严的双重驱动下，无铅汽油市场需求不断攀升。为替代传统含铅汽油中的三乙基铅添加剂，MTBE迅速成为主流选择，这一转变不仅加速了全球甲醇行业的蓬勃发展，也显著提升了其产能与市场规模。

表1.1 我国人口与能源在世界上所占的比例（%）

人口 煤储量 石油储量 天然气储量

21 45.7 1.8 0.7

表1.1的数据揭示，我国能源结构呈现出煤炭占据主导地位、石油与天然气储量相对匮乏的特征。这一格局凸显出能源供应状况对经济社会可持续发展构成的重要制约因素。学术界普遍认为，构建石油替代型新能源体系需着重考虑两个核心维度：一是评估资源潜在储量及其开发的技术可行性；二是全面分析开发利用项目的经济效率与成本收益平衡性。基于国内已知资源分布现状，煤炭因其储量丰富且开采技术较为成熟，在常规能源替代领域展现出显著的竞争优势。

在全球能源供应紧张的背景下，“煤炭液化技术”和“煤基车用燃料生产”分别作为替代传统石油资源的重要途径。前者旨在通过技术创新将煤炭蕴含的能量转化为可供商业使用的油品；后者则致力于研发以煤炭为原料制备的多种车载燃料，以满足交通运输领域的能源需求。

甲醇分子含有羟基与甲基两种关键功能团，其中羟基赋予其典型的醇类化学属性，而甲基则使其表现出显著的亲核性，易于参与多种有机取代反应。该分子展现出丰富的化学活性和多样性反应能力，在工业生产中扮演着重要角色。

## 1.2 甲醇的用途

### 一、作为基本化工原料

作为基础化工原料，甲醇具有广泛的应用前景。其经深度加工后可产生逾百种初级产品，并进一步延伸至数千种关键有机化合物，涵盖30余种核心衍生物。在各类化学转化过程中，羰基化反应合成的醋酸因显著的经济优势而成为主流产物之一。以纤维素为原料并通过醋酸参与反应，则能够制备出高附加值的二醋酸和三醋酸等特殊化学品。数据显示，全球甲醇市场中，约7%的消费量用于生产醋酸及相关衍生物。随着涂料、粘合剂及纺织品行业的发展，醇类、酯类及其衍生产品的市场需求呈现稳步增长趋势，在某些领域已接近饱和水平。

### 二、作为新一代的燃料

作为关键化工原料，甲醇因其独特的物理化学性质，在能源领域展现出重要应用价值。其与异丁烯反应生成的甲基叔丁基醚（MTBE）既是优质的汽油添加剂，也可用于溶剂制品生产。研究表明，将适量甲醇混配于汽油中形成M15调和油品后，不仅能满足车辆使用要求，还开辟了替代传统化石燃料的新路径。采用甲醇催化转化制备烯烃或丙烯的技术路线，有效缓解了全球石化资源供需矛盾。而基于甲醇合成二甲醚的研究成果表明，该方法具有环保友好、成本低廉且功能多样等优点，在化工、医药、农药、染料及涂料等行业得到了广泛应用，并因易液化并具备优良燃烧性能而在现代能源体系中占据重要地位。

### 三、作为精细化工、高分子化工的原料

一方面，利用甲醇为原料制备的聚甲醛（POM）凭借其出色的性能特点，在工程塑料领域占据重要地位；另一方面，通过直接催化转化甲醇生成烯烃的技术，如MTP与MTO工艺，已成功实现工业化运行，这不仅增强了甲醇在现代石化产业的战略价值，还显著扩展了其在下游应用中的多样化功能。

### 四、生产单细胞蛋白（甲醇蛋白）

甲醇蛋白质是一种利用微生物发酵技术，以甲醇为原料制备的新型生物制品，因其独特的物理化学性能而被学术界定义为“第二代单细胞蛋白”。相较于传统天然蛋白质来源（如鱼粉、豆粕等），该产品在营养价值方面具有显著优势：其粗蛋白含量明显高于常规饲料原料，并且氨基酸种类更为齐全多样，同时富含矿物质和维生素等多种微量营养素。这些特点使其能够有效替代多种传统饲料添加剂的功能，包括鱼粉、大豆及其制品、骨粉以及肉类和乳制品衍生物等。基于高效转化率、快速代谢特性及较低生产成本的优势，甲醇蛋白质在动物育种领域展现出广阔的应用前景和发展空间，有望推动相关产业的技术革新与优化升级。

作为一种兼具高效能与环保特性的新型清洁能源载体，甲醇在现代能源结构转型中具有重要战略意义。在全球石油储备日趋紧张且环境保护要求日益严格的背景下，甲醇替代传统化石燃料的研究逐渐受到国际学术界和产业界的广泛关注。在中国特定区域，甲醇与汽油的混用技术以及纯甲醇动力系统的应用正逐步实现商业化普及。同时，依托甲醇生产二甲醚的关键技术研发已被纳入国家科技创新规划的核心层面，这一举措既拓展了我国甲醇行业的创新发展空间，也为相关产业的可持续发展提供了有力支撑。



### 1.3 国内外甲醇的生产现状

#### 1.3.1 国外甲醇的生产现状

自1920年合成气制备甲醇技术首次应用于工业生产以来，全球甲醇产业历经快速发展，并在近二十年内呈现出显著的空间结构重组与生产能力扩张态势。此阶段，甲醇产业发展与天然气行业紧密相连，多数新增产能集中于天然气资源丰富且市场潜力突出的区域，从而推动美国、欧洲及亚洲多个国家的国际贸易规模持续扩大。受经济因素制约，部分传统甲醇生产国因设备老化或成本压力逐渐缩减产能或关闭工厂，转而依赖进口满足国内需求。曾经主导全球甲醇市场的日本和韩国已逐步退出本土工业化生产进程。若现有趋势延续，未来或将有更多国家从出口导向型经济体转变为依赖进口的消费国。目前，甲醇已实现全球化分布，在北美、拉丁美洲、中东地区、东亚、东欧、西欧、大洋洲以及非洲等主要经济体均有广泛使用。根据统计数据显示，截至当前，美国在全球甲醇总产能中约占四成份额，已成为世界上最大的甲醇生产基地之一。

#### 1.3.2 国内甲醇的生产现状

自20世纪60年代中国开启甲醇产业建设以来，早在1950年代便已建立若干小型甲醇生产设备制造工厂。通过系统性分析可知，中国的甲醇产业历经数个重要发展阶段得以持续壮大。

自20世纪50年代国民经济快速推进以来，甲醇市场需求显著增加。为适应国家战略部署，政府部门陆续建设了一批规模较小的甲醇生产设备，并联合科研机构对甲醇制备工艺进行了系统的理论与实践研究。

自1960年以来，伴随山西太原和东北地区吉林等地大型化工基地的陆续建设，相关区域逐步发展出以煤炭为原料生产甲醇或利用焦炉煤气制备化学品的规模化工业企业集群。这些企业的产能规模主要集中在2万至5万吨/年区间，体现了较强的产业聚集效应与规模经济特征。

自20世纪60年代以来，依托煤炭资源的中小型氨制备设备产业迅速发展。由于合成氨与甲醇生产工艺具有高度相似性，该时期催生了多种不同规模的联合甲醇装置，涵盖产能为2000-3000吨、30000吨及10000吨等多种类型的新建项目。这些新增产能有效缓解了当时国内甲醇供应短缺的局面，并对相关产业布局产生了深远影响。

20世纪70至80年代，全国甲醇工业迎来快速发展时期。四川省及山东省的齐鲁石化相继引进先进设备，并建成当时国内产能最大的甲醇生产线，设计年产量均达到10万吨级。这一阶段低压法工艺的应用，对提升我国甲醇产业的整体技术水平产生了重要影响。在此期间，通过借鉴国外技术经验，我国自主研发能力得到显著增强，本土甲醇制造技术实现了质的飞跃与发展。

自20世纪80年代末起，中国甲醇产业历经近四十年的发展，总产能实现翻番增长，单套装置的最大年产能已突破至18万吨。这一时期内，工艺技术及生产效率均取得了显著进步。

截至2003年，中国甲醇产业已实现约430万吨/年的总产能布局，但实际年产量仅达298.9万吨。这种产能与产量间的巨大差距，主要归因于当时国内甲醇行业广泛存在规模偏小且技术落后的中小企业。这些企业在能耗水平、生产效率及市场适应能力等方面均表现欠佳。在同年中国正式加入世界贸易组织（WTO）后，预计一批无法满足国际化规范的小型企业将逐步退出市场竞争。

#### 1.3.3 现今甲醇的生产现状

在全球甲醇产业蓬勃发展的背景下，我国已成为国际甲醇市场的核心参与方。与欧美国家主要依赖天然气为原料制备甲醇不同，我国则将煤炭作为主要资源用于甲醇生产。目前，以煤炭为原料制备合成气的技术已达到国际化商用标准，并广泛应用于主流工艺中，如鲁奇固定床加压气化、水煤气法制备和壳牌湿式氧化法等。在这些技术中，气流床气化工序因其先进的技术水平、高效的能量转换效率、卓越的环境适应性及较高的碳转化率，在现代化工



领域展现出显著的技术优势和应用潜力。

目前，全球新建的甲醇生产设施多倾向于采用低压运行模式。英国ICL公司、丹麦Topsøe公司、德国鲁奇（Lurgi）公司及日本三菱公司等企业，均致力于对传统低压甲醇工艺进行持续的技术优化与性能提升。据相关数据统计，目前全球约50%的甲醇装置采用了ICI公司的甲醇合成专利技术，而鲁奇（Lurgi）工艺则在市场中的应用份额接近30%，二者共同构成了国际上主流的甲醇制备技术体系。

据调研数据表明，截至2017年，全球甲醇总产能已突破1.54亿吨，年均增长率为0.12%；其中，燃料用途的甲醇产量达1.04亿吨，同比增长4.1%。在此期间，**中国作为全球最大的甲醇生产国**，其产能占全球份额的比例高达59.3%，且近二十年来的新增产能主要依靠国内产业扩张实现。数据显示，当年全球甲醇综合开工率升至67.8%，较前一年提高约3个百分点。北美地区页岩气技术革命带动区域化工产业升级，而我国则加快煤炭基化工的战略部署。若这一发展趋势继续延续，预计到2020年前，中美两国将新增大量甲醇生产能力，从而推动全球甲醇总产能突破1.78亿吨/年的规模。

目前，全球甲醇及其衍生物的市场需求呈现出显著的空间集聚特征。东北亚地区与北美市场共同构成了最主要的消费中心，分别占全球总消费量的59.9%和9.4%。自2018年以来，甲醇下游产品中，甲醛在甲基叔丁基醚（MTBE）中的份额占比达22.2%，而MTBE的整体比例约为8.7%，显示出其在整体消费结构中的相对次要地位。在此期间，MTO工艺已成为驱动全球甲醇需求增长的核心因素之一。通过深入分析可以发现，以中国为代表的东北亚市场正经历甲醇消费模式的重大转型，其中以MTO为代表的新型应用领域逐渐占据重要地位，并呈现稳步上升的趋势。这一变化深刻体现了全球经济格局对传统化工产业链的影响与发展动态。

#### 1.4 甲醇的生产方法

甲醇合成的主反应是： $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$

在甲醇生产过程中，依据反应系统的压力条件差异，传统工艺通常被划分为高压法、中压法以及低压法三种类型。随着甲醇合成催化剂性能的持续优化与创新突破，研究人员逐步将研究重点转移至低压和中压条件下工艺改进的技术路径。

高压法作为一种经典的甲醇制备技术，其核心特征体现在压力区间（19.6–29.4 MPa）内的化学反应过程。该工艺借助锌铬催化剂实现催化转化，通常将反应温度控制在360–400℃范围内，并通过高压条件确保高效的产品生成。**近年来，随着脱硫技术的进步**，铜基催化剂因表现出优异的催化性能而逐渐替代传统的锌铬催化剂，这一转变不仅优化了反应体系的性能参数，还大幅提高了产物的选择性和收率。尽管高压法自上世纪中期问世以来已被广泛应用，但受原料利用率较低、能耗较高等因素影响，加之初期建设成本与运行费用居高不下，其工业应用仍面临诸多挑战。

在甲醇工业领域，中压工艺因其显著的技术优势而成为主流应用方式（操作压力范围为9.8~19.6 MPa）。目前，部分串联型生产装置的日产能已突破2000吨。若改用低压法替代传统的中压工艺，则需要构建更加复杂且成本高昂的系统，并增加设备投资规模。在此背景下，研发一种结合低压法特性并适度提升合成压力的新一代中压技术具有重要的实践意义。该技术继续采用高压法中的高效铜基催化剂体系，并将运行参数接近低压法的标准，同时保留其特有的技术特点。然而，随着压力的升高，能耗问题愈发突出，成为制约其发展的主要瓶颈之一。当前，全球范围内绝大多数新的甲醇项目建设均选择低压或改良型中压工艺方案。

低压法合成甲醇工艺（操作压力区间为5.0~9.8 MPa）源于英国ICI公司在20世纪60年代末期的成功研发。该方法以高活性Cu基催化剂为核心组分，相较于传统Zn–Cr型催化剂，在催化效率方面具有显著优势。通过精准调控反

应条件，可在较低的压力环境下实现高效、选择性的甲醇制备过程，同时大幅减少副产物生成，并对提升产品质量与优化原料利用率产生积极促进作用。与高压法相比，该技术不仅能耗显著降低，还简化了生产工艺流程，减少了设备需求并降低了初期投资成本，展现出优异的技术经济性特点。

(4) 中国独创的联合甲醇技术

国内学者对联合甲醇法制备技术的研究主要聚焦于中压工艺技术的应用与优化。该方法的本质在于将甲醇合成反应与传统氨生产工艺进行有机融合，形成一体化生产体系[6]。其关键技术突破集中体现在创新性的气体净化及反应调控策略：在常规氨合成装置中，于铜洗塔第五级出口与入口之间增设专门的甲醇合成模块，包括甲醇合成反应器、循环系统、换热设备、分离装置及相关辅助设施。此装置接收经铜洗过程处理的一氧化碳(CO)和二氧化碳(CO<sub>2</sub>)混合气体，并通过添加氢气促进其转化为目标产物——甲醇。经过改造后的铜洗段排放尾气中的CO浓度大幅降低，显著减少了后续处理负荷，同时保持了稳定的CO浓度范围。原本计划排放的部分CO被重新引入反应流程，作为潜在的催化活性成分，从而降低了能耗并提升了整体运行效率。统计数据显示，在全球甲醇产能中，采用中低压工艺的技术占比已超过80%，而高压工艺则呈现明显不足的状态。

基于对多种制备工艺性能特点的系统评估与权衡分析，本研究最终确定选用低压法作为甲醇合成的实现路径。

1.5 甲醇的生产工艺流程

图1.1 显示了煤制甲醇的完整工艺流程。以煤炭为原料，经过储存、预处理（如制备水煤浆）后进入气化反应阶段，通过氧化供氧生成含有CO等主要成分的一氧化碳气体。该气体随后转移至变换装置进行转化处理，在此过程中同时实现热量回收，并对变换气进行脱硫与脱碳净化操作。净化后的气体经压缩升压后输送到甲醇合成装置，生成初级甲醇产物；在碱性介质催化作用下开展精馏分离工序，最终获得高纯度的成品甲醇产品。

图1.1 甲醇的生产工艺流程框图

1.6 原料气制备

1.6.1 煤的选用

本研究以无烟煤作为原料对象，基于对材料属性的系统分析与评估结果，构建了相应的煤气化工艺方案。详细的组分数据信息详见后续表单说明部分。

表1.2无烟煤的元素组成（质量分数）%

成分	水分	挥发分	灰分	碳	氢	氧	氮	硫	总计
含量	2.80	6.75	8.16	91.3	1.89	4.40	0.63	0.89	116.82

1.6.2 气化工艺

该GSP气化工艺展现出显著的技术优势，其核心反应条件包含高温控制（1800~2200℃）与高压运行（3MPa），相关化学反应可由以下公式表示：

- (1)
- (2)
- (3)

该工艺因操作温度显著升高，从而大幅提高了碳转化效率。在运行过程中，步骤（2）与步骤（3）的化学反应速率相对较慢，导致生成的气态混合物中CO含量较高、H<sub>2</sub>浓度偏低的现象更为明显。

1.6.3 变换阶段

在煤气中CO浓度较高时，为了适应甲醇合成对原料气组成的要求，通常需要借助转化反应将部分CO转化为H<sub>2</sub>并实现脱碳目的。研究表明，CO参与此转化反应的比例约为56%，其化学反应可表示为： $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$ 。

鉴于甲醇合成工艺对CO原料气品质有较高要求，只需将系统内甲醇含量调节至适宜区间，便可满足后续水热转化的需求，从而避免了额外进行深度转化的必要性。

#### 1.6.4 净化阶段

废气处理环节的核心在于酸性气体脱除工艺，重点涉及硫化氢（H<sub>2</sub>S）、一氧化碳（CO）及多种微量杂质的清除。鉴于转化炉出口气体已发生复杂相态变化并伴随多组分反应，其系统设计需综合运用多种先进技术。目前主流的净化方法主要包括四类：基于液体物理吸收的工艺、液体化学吸收技术、低温精馏法以及吸附分离工艺，这些方法在本项目中均有应用部署。

#### 1.6.5 合成阶段

经脱硫脱碳净化的合成气，在维持约5.6 MPa的压力下，与回收甲醇气体混合，并通过增压装置将系统压力调整至6.5 MPa。在此条件下，采用CO、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>以及特定催化剂作为反应介质进行甲醇粗品的合成反应。

### 2 工艺计算

#### 2.1 合成工段物料衡算

##### 2.1.1 合成的反应方程式

主反应：



副反应：



前述合成路径分析表明，大多数甲醇生产过程需依托一氧化碳转化为甲醇的关键化学反应。尽管公式（2.2）揭示了二氧化碳向一氧化碳转化的可能性，但考虑到塔内煤气中二氧化碳浓度一般不超过5%，这一环节对整体工艺的影响可忽略不计。

##### 2.1.2 合成塔物料衡算

基于现有条件分析，全年工作日共计300天，项目设计年产能10万吨精甲醇。考虑到粗甲醇在精制过程中存在的固有损耗以及生产计划的安全冗余，本研究运用物料平衡原理，将合成工序产生的甲醇原料总量假定为15万吨以开展后续计算。具体推导过程详见下文：

精甲醇：100000吨 工作日：300天

精甲醇中甲醇含量(wt)：99.95%

粗甲醇组成(wt)：[Lurgi低压合成工艺] 92.99%

轻组分[以二甲醚（CH<sub>3</sub>）<sub>2</sub>O计]：0.198%

重组分[以异丁醇C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>O计]：0.028%

水：6.784%

即时产精甲醇： $100000 \times 1000 / 300 \times 24 = 13888.89 \text{ Kg/h}$

时产粗甲醇： $13888.89 \times 99.95\% / 92.99\% = 14928.43 \text{ Kg/h} \approx 15 \text{ 万吨}$

表2.1 粗甲醇组分质量百分数

组成 CH<sub>3</sub>OH (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>O C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH H<sub>2</sub>O 总计

含量/% 92.99 0.198 0.028 6.784 100

每小时各组分产量：

在低压条件下实施工业化生产时，每吨粗甲醇能够释放出1.52 m<sup>3</sup>（按标准状态计算）或等效于0.34 kmol的甲烷气体。基于此参数，本研究对特定时段内甲烷产率进行了精确计算分析。

参考文献《甲醇生产工艺及其研究进展》中的相关数据，在5.06 MPa和40℃条件下，各组分于甲醇中的溶解性能详见下表。

表2.2 每吨粗甲醇中合成气溶解量

组分 H<sub>2</sub> CO CO<sub>2</sub> N<sub>2</sub> Ar CH<sub>4</sub>

溶解量 (Nm<sup>3</sup>/t粗甲醇) 4.364 0.815 7.780 0.365 0.243 1.680

粗甲醇中溶解的气体量：

研究数据表明，在40℃的液相条件下，甲醇溶液会产生多种气态产物，包括CO、CO<sub>2</sub>和H<sub>2</sub>等，其总体积浓度约为37.14 g/m<sup>3</sup>。在假设所有溶解气体均已实现完全解吸的情况下，可通过相关计算公式评估甲醇的挥发损失量。

### 2.1.3 合成反应中各气体消耗及生产量

根据《甲醇工艺学》[8]的记载，弛放气主要包含以下组分特征：

表2.3 弛放气组成

气体 CH<sub>3</sub>OH H<sub>2</sub> CO CO<sub>2</sub> N<sub>2</sub> Ar CH<sub>4</sub> 总计

Mol% 0.61 78.31 6.29 3.51 3.19 2.30 5.79 100

表2.4 合成反应中消耗原料情况

消耗项 消耗原料气组分/kmol/h

CO CO<sub>2</sub> H<sub>2</sub>

反应（1） 605.404 - 1210.808

反应（3） 1.796 - 3.592

反应（4） 7.083 - 21.249

反应（5） 0.316 - 0.632

反应（6） (70.301) 70.301 70.301

注释：本表中圆括号内的数值代表产物生成量。公式（1）中的原料气总和并未包含甲醇因扩散及解吸而发生的损耗部分。

表2.5 合成反应中生成物情况

生成项 生成物组分/kmol/h

CH<sub>4</sub> CH<sub>3</sub>OH (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>O C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH H<sub>2</sub>O

反应（1） - 605.404 - - -

反应（3） - - 0.898 - 0.898

反应 (4) 7.083 - - - 7.083

反应 (5) - - - 0.079 0.237

反应 (6) - - - - 70.301

表2.6 其他原料气消耗

消耗项 消耗原料气组分/kmol/h

CO CO<sub>2</sub> H<sub>2</sub> N<sub>2</sub> Ar CH<sub>4</sub>

粗甲醇中溶解 0.758 7.236 4.059 0.339 0.226 1.563

扩散的甲醇 0.369 - 0.738 - - -

弛放气 0.0629G 0.0351G 0.7831G 0.0319G 0.023G 0.0579G

弛放气中甲醇 0.0061G - 0.0036G - - -

注: G为弛放气的量

#### 2.1.4 新鲜气和弛放气量的计算

基于所构建的工艺路线,并结合物料平衡原理,各原料的总体消耗量应与新鲜气体制备量相匹配。由此可推导出不同组分之间的质量守恒关系为:

CO的消耗总量:

H<sub>2</sub>的消耗总量:

CO<sub>2</sub>的消耗总量:

N<sub>2</sub>的消耗总量:

Ar的消耗总量:

CH<sub>4</sub>的消耗总量:

基于前述分析及计算所得数据,新鲜气体中各组分的流量信息具体呈现如下表所示。

表2.7 新鲜气组成

组分 单位 CO CO<sub>2</sub> H<sub>2</sub> N<sub>2</sub> Ar CH<sub>4</sub>

含量 kmol/h 545.425+0.069G 77.537+0.0351G 1311.739+0.7867G 0.339 +0.0319G 0.226+0.023G

1.563+0.0579G

总计 1936.829+1.0036G

新鲜气(合成气)中惰性气体(N<sub>2</sub> + Ar+CH<sub>4</sub>)的百分比含量保持在0.41%,合成反应过程中遵循物料守恒,所以惰性气体的量保持不变(N<sub>2</sub> + Ar+CH<sub>4</sub>)=2.128+0.1128G, 则计算如下:

解上式得,即弛放气的量为,所以由弛放气可以得到新鲜气的量为

计算可得出弛放气的组成如下表:

表2.8 弛放气组成

气体 CH<sub>3</sub>OH H<sub>2</sub> CO CO<sub>2</sub> N<sub>2</sub> Ar CH<sub>4</sub> 总计

组成% 0.61 78.31 6.29 3.51 3.19 2.30 5.79 100

含量kmol/h 0.326 41.882 3.364 1.877 1.706 1.230 3.097 53.482

计算可得新鲜气(合成气)组成如下表:

表2.9 新鲜气(合成气)组成

气体 CH<sub>4</sub> H<sub>2</sub> CO CO<sub>2</sub> N<sub>2</sub> Ar 总计

组成% 0.05 67.99 28.45 3.08 0.251 0.179 100

含量kmol/h 0.995 1353.344 566.298 61.308 4.996 3.563 1990.504

## 2.1.5 循环气气量的确定

即：

整理得：

依据甲醇物料平衡理论，可推导出合成塔出口气体中甲醇含量需遵循的数学表达式。

解得：

表2.10 循环气组成

气体 CH<sub>3</sub>OH H<sub>2</sub> CO CO<sub>2</sub> N<sub>2</sub> Ar CH<sub>4</sub> 总计

组成% 0.61 78.31 6.20 3.51 3.19 2.30 5.80 99.92

含量kmol/h 65.994 8472.154 670.762 379.738 345.118 248.831 627.487 10810.084

循环比

## 2.1.6 入塔气和出塔气组成

依据物料守恒原理，可得出塔内气相流量等同于新鲜气体供给量与循环气体流量总和的推论。

入塔气各组分组成：

H<sub>2</sub>的含量：

CO的含量：

CO<sub>2</sub>的含量：

N<sub>2</sub>的含量：

Ar的含量：

CH<sub>4</sub>的含量：

CH<sub>3</sub>OH的含量：

进入塔中的总气量为12800.218kmol/h，各个组成如下表：

表2.11 入塔气组成

气体 CH<sub>3</sub>OH H<sub>2</sub> CO CO<sub>2</sub> N<sub>2</sub> Ar CH<sub>4</sub> 总计

组成% 0.515 76.706 9.734 3.443 2.733 1.970 4.898 99.999

含量kmol/h 65.994 9825.247 1236.955 441.034 350.113 252.393 628.482 12800.218

根据物料平衡的理论原则，塔内逸出的气体总量应等于进入系统的气体体积、参与化学反应的气体体积以及生成的新气态产物之和。

出塔气各组分含量：

CH<sub>3</sub>OH的含量：

H<sub>2</sub>的含量：

CO的含量：

CO<sub>2</sub>的含量：

N<sub>2</sub>的含量：

Ar的含量:

CH<sub>4</sub>的含量:

H<sub>2</sub>O的含量:

(CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>O的含量:

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH的含量:

出塔气总量为11559.682kmol/h

表2.12 出塔气组成

气体	CH <sub>3</sub> OH	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	CH <sub>4</sub>	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> O	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	H <sub>2</sub> O	总计
组成%	5.81	73.60	6.01	3.20	3.03	2.18	5.48	0.0078	0.00068	0.68	99.998
含量kmol/h	672.093	8513.868	685.421	370.733	350.113	252.393	635.565	0.898	0.079	78.519	11559.682

#### 2.1.7 分离器出口气体组成

基于物料衡算原则，甲醇分离器出口的组分浓度应等于弛放气与循环气中所有气相组分总量的累计值。

分离器出口气体各组分组成:

H<sub>2</sub>的含量:

CO的含量:

CO<sub>2</sub>的含量:

N<sub>2</sub>的含量:

Ar的含量:

CH<sub>4</sub>的含量:

CH<sub>3</sub>OH的含量:

基于上述计算结果，分离器出口处的气体总体积流量确定为10862.837 kmol/h。各组分的具体含量详见下表。

表2.13 分离器出口气体组成

气体	CH <sub>3</sub> OH	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	CH <sub>4</sub>	总计
组成%	0.61	78.40	6.30	3.40	3.19	2.30	5.80	100
含量kmol/h	66.23	8514.029	674.125	381.615	346.194	250.061	630.583	10862.837

根据物料平衡原理，甲醇分离器出口的液相组成可由塔顶气相组成与该分离器排放气体中相应组分的质量差值进行推导和计算。这一理论基础为准确确定各液相组分的含量提供了科学依据。

基于上述分析所得的数据，分离系统中的总液量确定为685.359 kmol/h。通过该参数的计算，能够进一步推导出各组分的具体质量分布情况，具体数据详见下表。

表2.14 分离器出口液体组成

气体	CH <sub>3</sub> OH	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> O	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	H <sub>2</sub> O	总计
mol组成%	88.40	0.13	0.012	11.46	100
含量kmol/h	605.863	0.898	0.079	78.519	685.359

通过以上计算可得到实际甲醇的年产量为:

基于前述模型测算的数据可知，13.959万吨的数值显著高于设定的目标值10万吨，充分体现了对设计产能需求的有效覆盖与适应性。



2.1.8 贮罐气组成

基于粗甲醇溶液中气体溶解浓度的数据，可推导储罐内气相组分的具体构成。通过分析粗甲醇各组分对应的气体溶解量，并实施精确的计算过程得以实现。

即贮罐气组成汇总如下表：

表2.15 贮罐气组成

气体	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	CH <sub>4</sub>	总计
组成%	28.621	5.346	51.027	2.395	1.593	11.018	100
含量kmol/h	4.059	0.758	7.236	0.339	0.226	1.563	14.181

2.2 精制工段的物料衡算

2.2.1 预精馏塔的计算

基于合成工艺流程的计算与评估结果，初步反应生成的粗产品被输送到甲醇储罐中，随后经换热器升温至沸点状态并转移至精馏装置实施预精馏处理。在预精馏塔内，此过程旨在实现对二甲醚及其低沸点杂质的有效分离，并运用水作为萃取剂回收塔顶气体中的甲醇组分。

一、进料组成

依据合成工段物料平衡计算数据可知，贮罐中粗甲醇物料主要由液相与气相两种状态组成，其组分含量分布具体如下：

表2.16 粗甲醇组成

气体	CH <sub>3</sub> OH	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> O	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	H <sub>2</sub> O	总计
mol组成%	88.40	0.13	0.012	11.46	100
含量kmol/h	605.863	0.898	0.079	78.519	685.359

表2.17 溶解于粗甲醇中气体的组分含量

气体	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	CH <sub>4</sub>	总计
组成%	28.621	5.346	51.027	2.395	1.593	11.018	100
含量kmol/h	4.059	0.758	7.236	0.339	0.226	1.563	14.181

在粗甲醇溶液的处理过程中，通过加热可实现气相与液相的有效分离。于精馏塔顶部采用水作为选择性溶剂进行萃取操作，旨在回收含微量甲醇的混合物。鉴于CO 具有微弱的溶解特性，而其他组分在水中几乎不溶或仅表现出极低的溶解性，在此系统中预精馏阶段的核心组分被确定为二甲醚。

二、加碱量的计算

在甲醇精馏预处理阶段，为抑制微量酸性物质可能引发的设备腐蚀问题并防范有机酸的深度降解反应，有必要提前采用碱性试剂实施中和操作。本设计选取5%质量分数的氢氧化钠溶液作为主要中和剂，其投加比例约为甲醇进料量的0.5%（wt）。基于合成工序的物料平衡计算分析表明：

粗甲醇每小时的进料量为：

加入的碱性溶液的质量：

每小时消耗的氢氧化钠的质量：

每小时消耗的水的质量：

三、清晰分割法取出二甲醚

由合成工段物料衡算进预精馏塔物料:

组分 进料/kmol 摩尔分数

(CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>O 0.898 0.001298

CH<sub>3</sub>OH 605.863 0.8770

H<sub>2</sub>O 84.021 0.1216

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH 0.079 0.0001142

合计 690.861 1.000

表2.18入预精馏塔物料组成

设计预精馏塔分离要求:塔釜液相二甲醚的含量:(CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>O 0.0012%

塔顶汽相甲醇的含量:CH<sub>3</sub>OH 0.024%

由上述分离要求可得下表:

表2.19入预精馏塔物料分离

组分 进料/kmol 塔顶 塔底

(CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>O 0.898 0.898-0.000012W 0.000012W

CH<sub>3</sub>OH 605.863 0.00024D 2019.241-0.00024D

H<sub>2</sub>O 84.021 0 84.021

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH 0.079 0 0.079

合计 690.861 D W

由:(式2.7)

(式2.8)

(式2.9)

联立以上三个方程解得: D=0.89kmol/h W=689.971kmol/h

解D和W完成物料衡算如下表:

表2.20 预精馏塔物料衡算

组分 进料/kmol x<sub>F</sub> 塔顶 x<sub>D</sub> 塔底 x<sub>W</sub>

(CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>O 0.898 0.001298 0.8897 0.9997 0.00830 0.0000120

CH<sub>3</sub>OH 605.863 0.8770 0.000214 0.000240 605.863 0.8781

H<sub>2</sub>O 84.021 0.1216 0 0 84.021 0.1218

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH 0.079 0.0001142 0 0 0.079 0.0001144

合计 690.861 1.0 0.89 1.0 689.971 1.0

上升的气体量:

取气速为1.35m/s,则全塔塔径为:

,圆整为D=0.3m

## 2.2.2 加压精馏塔计算

### 一、清晰分割法分离物系

在甲醇粗提液的质量分数被调节至0.885时,理论上的每小时水量添加量应设定为59.255 kmol。

依据预精馏塔物料平衡计算数据，加压精馏塔的进料组分可参照以下表格进行说明：

表2.21 入加压精馏塔的物质组成

组分 进料/kmol 摩尔分数

CH<sub>3</sub>OH 605.863 0.813

H<sub>2</sub>O 139.276 0.187

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH 0.079 0.000106

合计 745.218 1.000

加压精馏塔设计分离要求如下：塔顶汽相水的含量：H<sub>2</sub>O 0.02%

塔釜液相甲醇的含量：CH<sub>3</sub>OH 60%

由以上分离要求得下表：

表2.22 入加压精馏塔的物质分离

组分 进料/kmol 塔顶 塔底

CH<sub>3</sub>OH 605.863 605.863-0.6W 0.6W

H<sub>2</sub>O 139.276 0.0002D 139.276-0.0002D

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH 0.079 0 0.079

合计 745.218 D W

由：(式2.10)

(式2.11)

(式2.12)

联立以上三个方程解得：D=397.029kmol/h W=348.189kmol/h

解D和W完成物料衡算如下：

表2.23 加压精馏塔的物质衡算

组分 进料/kmol x<sub>F</sub> 塔顶 x<sub>D</sub> 塔底 x<sub>W</sub>

CH<sub>3</sub>OH 605.863 0.813 396.950 0.9998 208.913 0.60

H<sub>2</sub>O 139.276 0.187 0.079 0.0002 139.197 0.3998

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH 0.079 0.000106 0 0 0.079 0.0002

合计 745.218 1.0 397.029 1.00 348.189 1.00

### 2.2.3 常压精馏塔计算

#### 一、清晰分割法分离物系

依据对加压精馏塔进行物料平衡计算所获得的数据（具体内容见下表），可进一步分析常压精馏塔进料组分的相关参数。

表2.22 入常压精馏塔的物质组成

组分 进料/kmol 摩尔分数

CH<sub>3</sub>OH 208.913 0.600

H<sub>2</sub>O 139.197 0.3998

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH 0.079 0.0002

合计 348.189 1.000

加压精馏塔的设计分离要求：塔顶汽相水的含量：H<sub>2</sub>O 0.02%

塔釜液相甲醇的含量：CH<sub>3</sub>OH 0.1%

由上述分离要求可得下表：

表2.23 入常压精馏塔的物料分离

组分	进料/kmol	塔顶	塔底
CH <sub>3</sub> OH	208.913	208.913-0.001W	0.001W
H <sub>2</sub> O	139.197	0.0002D	139.197-0.0002D
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	0.079	0	0.079

合计 348.189 D W

由：(式2.13)

(式2.14)

(式2.15)

联立以上三个方程解得：D=208.816kmol/h W=139.373kmol/h

解D和W完成物料衡算如表：

表2.24常压精馏塔的物料衡算

组分	进料/kmol	x <sub>F</sub>	塔顶	x <sub>D</sub>	塔底	x <sub>W</sub>
CH <sub>3</sub> OH	208.913	0.600	208.774	0.9998	0.139	0.001
H <sub>2</sub> O	139.197	0.3998	0.042	0.0002	139.155	0.9984
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	0.079	0.0002	0	0	0.079	0.0006
合计	348.189	1.00	208.816	1.00	139.373	1.00

## 二、塔顶、进料、塔釜温度计算

在采用安托因方程计算塔顶泡点温度时，若将操作压力设定为0.101 MPa且已知该条件下的泡点温度为64.5℃（对应337.65 K），可通过特定数学模型完成数值推导与解析过程。

甲醇的饱和蒸汽压：

水的饱和蒸汽压：

符合要求

通过以上计算可知塔顶的露点温度为64.5℃，而相对挥发度为

运用安托因方程估算进料温度对应的饱和蒸汽压：当操作压力固定在0.101 MPa时，若初始进料温度为74℃（即347.15 K），则需借助该方程开展参数计算与数据推导。

甲醇的饱和蒸汽压：

水的饱和蒸汽压：

异丁醇的饱和蒸汽压：

解得：，

符合要求

通过上述计算可得进料温度为74℃，而相对挥发度为

在塔釜操作条件下，当压力固定为0.101 MPa时，将初始设定的99.5℃转换至热力学温度单位（K），得到372.65 K。采用安托因经验方程对数据进行后续的计算与分析。

甲醇的饱和蒸汽压：  
水的饱和蒸汽压：  
异丁醇的饱和蒸汽压：  
解得：，  
符合要求  
通过以上计算可得塔釜的露点温度为99.5℃，而相对挥发度为

三、回流比计算  
由恩特伍德公式(式2.16)  
(式2.17)  
在泡点进料条件下（ $q = 1$ ），若以水为基准物质，则各组分的相对挥发度可由下式予以描述：  
则由试差法解得，  
则最小回流比  
以最小回流比的1.5倍作为参考标准进行计算，可得  $R \approx 0.897$ 。

2.3 合成工段热量衡算  
2.3.1 合成塔热量衡算

1、相关计算式  
全塔热平衡方程式为： $\sum Q_1 + \sum Q_r = \sum Q_2 + \sum Q_3 + Q_4$ （式2.18）  
 $\sum Q_1 = \sum (G_1 \times C_{p1} \times T_1)$ （式2.19）  
 $\sum Q_2 = \sum (G_2 \times C_{p2} \times T_2)$ （式2.20）  
 $\sum Q_r = Q_{r1} + Q_{r2} + Q_{r3} + Q_{r4} + Q_{r5} + Q_{r6}$ （2.21）  
以上式子中： $Q_{r1}$ 、 $Q_{r2}$ 、 $Q_{r3}$ 、 $Q_{r4}$ 、 $Q_{r5}$ 、 $Q_{r6}$ 这些分别为甲醇、甲烷、二甲醚、异丁醇、水的生成热，kJ/h

；  
2、入塔热量计算  
依据文献[10]的数据表明，在498.15 K、5.2 MPa条件下，各组分气体的定容比热容值可参阅下表所示内容。

表2.25组分气体定压热容

气体	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	CH <sub>4</sub>
热容kJ/(kmol·K)	29.12	30.57	47.69	30.23	21.54	47.61

由得入塔气中各组分的热量：

表2.26 各组分进入合成塔的热量

气体	CH <sub>3</sub> OH	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	CH <sub>4</sub>
热容kJ/(kmol·K)	65.83	29.12	30.57	47.69	30.23	21.54	47.61
含量kmol/h	65.994	9825.247	1326.955	441.034	350.113	252.393	628.482

入塔热量kJ/(h·K) 4.344×10<sup>3</sup> 2.861×10<sup>5</sup> 3.781×10<sup>4</sup> 2.103×10<sup>4</sup> 1.059×10<sup>4</sup> 5.437×10<sup>3</sup> 2.992×10<sup>4</sup>  
则每小时入塔热量：

所以总热量

### 3、合成塔的反应热

由得：各组分生成的热量如下

表2.27 甲醇合成塔内反应热

气体	CH <sub>3</sub> OH	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> O	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	CH <sub>4</sub>	CO
生成热kJ/mol	97.73	49.62	200.39	115.69	-42.92
生成量kmol/h	605.863	0.898	0.079	7.083	70.301
反应热kJ/h	$5.92 \times 10^4$	$4.46 \times 10^4$	$1.58 \times 10^4$	$8.19 \times 10^4$	$-3.02 \times 10^4$

则合成塔每小时生成的反应热：

### 4、合成塔出塔热量计算

根据《化学化工物性数据手册》[10]的记载，于528.15 K、5.2 MPa条件下各组分气体的定压比热容值，具体数据详见下表。

表2.28 组分气体定压热容

气体	CH <sub>3</sub> OH	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	CH <sub>4</sub>
热容kJ/(kmol·K)	67.82	29.13	30.69	48.23	30.32	21.45	49.23

由得出塔气中各组分的热量：

气体	热容kJ/(kmol·K)	含量kmol/h	出塔热量kJ/(h·K)
----	---------------	----------	--------------

CH<sub>3</sub>OH 65.83 672.093  $4.42 \times 10^4$

H<sub>2</sub> 29.12 8513.868  $2.48 \times 10^4$

CO 30.57 685.421  $2.10 \times 10^4$

CO<sub>2</sub> 47.69 370.733  $1.77 \times 10^4$

N<sub>2</sub> 30.23 350.113  $1.06 \times 10^4$

Ar 21.54 252.393  $5.44 \times 10^3$

CH<sub>4</sub> 47.61 635.565  $3.03 \times 10^4$

(CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>O 96.30 0.898 86.477

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH 169.35 0.079 13.379

H<sub>2</sub>O 35.36 78.519 2776.432

则每小时出塔热量：

表2.29各组分带走的合成塔的热量

总出塔热量

### 5、合成塔热量损失

在热能损耗率被预设为5%的条件下，相应的能量损失值可通过以下公式进行推导与计算：

### 6、蒸汽吸收的热量

全塔热平衡方程式为： $\Sigma Q_1 + \Sigma Q_r = \Sigma Q_2 + \Sigma Q_3 + Q_4$ 得：

蒸汽吸收的热量为：

水蒸气进入时的温度为200℃，带出时的温度为224℃，查阅《化工工艺设计手册》[11]中相关资料可得：其中水蒸气的平均热容为3.224KJ/（kg·K），即通过计算可得：

水蒸气的用量：

表2.30 合成塔的热量平衡表

气体	气体显热	反应热量	热量损失	蒸汽吸收	合计
----	------	------	------	------	----

入塔气kJ/h	$1.969 \times 10^8$	$5.71 \times 10^7$	-	-	$2.539 \times 10^8$
---------	---------------------	--------------------	---	---	---------------------

出塔气kJ/h	$2.01 \times 10^8$	-	$1.27 \times 10^7$	$4.033 \times 10^7$	$2.54 \times 10^8$
---------	--------------------	---	--------------------	---------------------	--------------------

### 2.3.2 换热器热量衡算

#### 1、合成气入换热器的热量

进入换热器合成气的温度为60℃，查阅《化学化工物性数据手册》[10]中相关资料可得：各个组分的比热容可以由计算得出各组分带进换热器的热量如下表所示：

表2.31合成气带进的热量

气体	CH <sub>3</sub> OH	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	CH <sub>4</sub>
----	--------------------	----------------	----	-----------------	----------------	----	-----------------

热容kJ/（kmol·k）	46.60	28.92	30.92	58.66	31.01	22.78	41.11
---------------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------

含量kmol/h	65.994	9825.247	1236.955	441.034	350.113	252.393	628.482
----------	--------	----------	----------	---------	---------	---------	---------

带进热量kJ/（h·k）	$3.075 \times 10^3$	$2.841 \times 10^5$	$3.825 \times 10^4$	$2.587 \times 10^4$	$1.086 \times 10^4$	$5.750 \times 10^3$	$2.584 \times 10^4$
--------------	---------------------	---------------------	---------------------	---------------------	---------------------	---------------------	---------------------

则每小时的热量：

合成气带进换热器的总热量：

#### 2、合成气出换热器的热量

由工艺流程和热量守恒可知，合成气出换热器的热量与进入合成塔的热量是相等的，所以合成气出换热器的热量为：

#### 3、入换热器的出合成塔气热量

依据工艺流程解析并结合能量守恒定律，在常规操作条件下，可以忽略气体管道的热损失效应。在此情形下，合成塔外部环境导入换热器的气体所蕴含热量，几乎等同于该区域气体在合成塔外部累积的全部热量。据此可推断，合成塔外侧气体传递至换热器的热量表达式如下：

#### 4、出换热器的出合成塔气热量

根据换热器的能量守恒原理，合成气进入换热设备后其能量较初始状态有所下降。这一现象的本质是上游工质通过热传导机制向系统内部输入能量。按照能量守恒定律，在合成气吸收外部能量的同时，合成塔内的气体必然释放同等数量的能量，二者的变化量呈现出等值且方向相反的特点。

基于前述分析，可得出合成气经换热器处理后焓值增加的数值为：

因此可得出出换热器的出合成塔气体热量为：

，此时的温度为85℃。

### 2.3.3 水冷器热量衡算

#### 1、入水冷器的热量

基于工艺流程和能量守恒定律的分析表明，经换热器处理后气体所携带的热量总量，必然与水冷器获取并储存的显热相等。



即：

## 2、 出水冷器的热量

经过水冷器冷却处理后，换热器外侧气体的初始温度85℃逐渐降至最终状态40℃。在此过程中，甲醇处于气液两相共存的状态，其中甲醚、异丁醇及水分解为液态成分，而一氧化碳、二氧化碳、氢气、氮气、氩气以及甲烷则以气态形式存在。根据文献《化学化工物性数据手册》[10]中的数据，在4 MPa压力与40℃温度条件下，各组分的比热容及相关能量带走量可参见下表所示内容。

表2.32 各组分带走水冷器的热量

组分 热容kJ/（kmol·k） 含量kmol/h 出塔热量kJ/（h·k）

CH<sub>3</sub>OH（气相） 45.02 66.23 2.98×10<sup>3</sup>

H<sub>2</sub> 28.88 8514.029 2.46×10<sup>5</sup>

CO 30.92 674.125 2.08×10<sup>4</sup>

CO<sub>2</sub> 54.34 381.615 2.07×10<sup>4</sup>

N<sub>2</sub> 30.80 346.194 1.07×10<sup>4</sup>

Ar 22.58 250.061 5.65×10<sup>3</sup>

CH<sub>4</sub> 39.87 630.583 2.51×10<sup>4</sup>

（CH<sub>3</sub>）<sub>2</sub>O 67.85 0.898 60.929

C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH 194.50 0.079 15.366

H<sub>2</sub>O 75.01 78.519 5.89×10<sup>3</sup>

CH<sub>3</sub>OH（液相） 84.83 605.863 5.14×10<sup>4</sup>

（1）气相所带的热量：

气相总热量：

（2）液相所带的热量：

液相总热量：

即出水冷器总热量：

## 3、冷却水的用量

在冷却水入口温度设定为25℃、出口温度升高至70℃的工况下，基于前述计算数据，可以确定该换热过程中所传递的热量数值如下：

则冷却水的用量：

### 2.3.4 甲醇分离器的热量衡算

该分离装置在物料接收过程中，重点实现了两种类型的物料分离：一种为顶部完成的气相物质分离过程；另一种则是在底部实现的液相物质分离工序。

（1）分离器进口热量

依据工艺流程与能量守恒定律可知，甲醇分离器进口气体所含热量应等同于水冷器出口端释放的热量，具体关系式可表示为：

（2）分离器出口气相热量

分离器出口的气相与水冷器出口的气相是相等的，即

### (3) 甲醇分离器出口液相的热量

分离器出口的液相与水冷器出口的液相是相等的，即

## 2.4 精馏工段热量衡算

### 2.4.1 塔顶全凝器热负荷

在假设塔顶气相主要由99.98%甲醇构成的前提下，鉴于甲醇汽化潜热为30.14 kJ/mol的事实，可将该体系简化为纯甲醇系统进行分析。

### 2.4.2 冷却水的消耗量

在普通工况条件下，水作为冷却媒介被广泛使用。基于其比热容参数（4.174 kJ/(kg·℃)），当温度变化量为30℃时，可进一步开展具体的数据运算与分析工作。

通常条件下热负荷是 $Q=1.108 \times 10^7 \text{W}$ ，取传热系数，

热源：64.5℃ → 64.5℃

冷源：55℃ ← 25℃

平均温差：

由计算可得：

传热面积

依据文献[13]附录中的数据表，经过对相关参数的比对分析可知，满足前述计算条件的设备型号为G1000VI-2.5-518.4。

此型号的具体参数如下：

表2.33 选定换热器相关参数

项目	规格	项目	规格
壳程/mm	1000	管子尺寸/mm	Φ25×2.5
公称压强/Mpa	2.5	管长/m	9
公称面积/m <sup>2</sup>	518.4	管数	742
管程数	2	管子排列方法	三角形

### 2.4.3 再沸器热负荷

一般而言，进料焓常被作为核心变量进行研究。由于塔釜中水的质量分数接近100%，可将体系近似简化为纯水系统，并据此建立理论计算模型以实现问题的解决。

假设热损失为10%，则，解得

热负荷为 $Q=2.076 \times 10^7 \text{W}$

热源：120.5℃ → 120.5℃

冷源：100℃ ← 99.5℃

平均温差：

由得：传热面积

依据文献[13]附录中提供的参数表格，在满足前述计算需求的前提下，所选型号被确定为G1200VI-2.5-764.2。

此型号的具体参数如表：

表2.34选定换热器相关参数

项目 规格 项目 规格

壳程/mm 1200 管子尺寸/mm  $\Phi 25 \times 2.5$

公称压强/Mpa 2.5 管长/m 9

公称面积/m<sup>2</sup> 764.2 管数 880

管程数 6 管子排列方法 三角形

### 3 主要设备设计及计算

#### 3.1 常压精馏塔工艺尺寸设计

##### 3.1.1 计算平均摩尔质量密度表面张力

1、塔顶平均摩尔质量计算：

2、进料平均摩尔质量计算：

3、塔釜平均摩尔质量

精馏段平均摩尔质量：

提馏段平均摩尔质量：

4、塔顶气相平均密度

水的密度 甲醇的密度

塔顶液相平均密度

5、进料液相平均密度：水的密度

甲醇的密度 异丁醇的密度

进料液相平均密度

6、塔釜气相密度

塔釜液相密度：水的密度

甲醇的密度 异丁醇的密度

塔釜液相平均密度：

精馏段平均液相密度：

提馏段平均液相密度：

7、塔顶液相表面张力：

8、进料液相表面张力：，，

9、塔釜液相表面张力：，，

精馏段平均表面张力：

提馏段平均表面张力：

##### 3.1.2 精馏段塔径设计

精馏塔气液相体积流率：

查史密斯关联图[13]：

横坐标：

通常情况下我们取的板间距： $HT=0.8m$

而板上液层高度： $hL=0.06m$  即 $HT-hL=0.8-0.06=0.74m$

查得 $C_{20}=0.14$ ，

则，取安全系数为0.7，则

空塔气速

塔径，圆整为2.2m

截面积

实际空塔气速

精馏段有效高度

### 3.1.3 提馏段塔径设计

提馏段气液相体积流率：

查史密斯关联图[13]：

横坐标：

通常情况下我们取的板间距： $HT=0.8m$

而板上液层高度： $h_L=0.08m$  即 $HT-h_L=0.8-0.08=0.72m$

查得 $C_{20}=0.13$ ，

则，取安全系数为0.6，则

空塔气速

塔径，圆整为2.2m

截面积

实际空塔气速

提馏段有效高度

全塔有效高度 $Z=10.4+10.4=20.8m$

### 3.1.4 精馏段塔板工艺尺寸

(1)堰长

(2)溢流堰高度是：

我们选择用平直堰计算得：取 $E=1.0$ 计算可得

取板上清液高度 $h_L=0.06m$ ，则

(3)计算弓形降液管的宽度 $W_d$ 和截面积 $A_f$

由 $l_w/D=0.7$ 查得通常情况下 $A_f/AT=0.09$ ， $W_d/D=0.16$  即

停留时间设计合理

(4)降液管底隙高度，取，

则，

(5)我们打算采用分块式塔板，塔径选用6块塔板，边缘的宽度是：，无效区的是：

(6)开孔面积

其中

故开孔面积：

通常情况下我们取筛孔直径： $d_0=10mm$ ，取正三角形孔的中心距： $t=3d_0=30mm$ ，

则开孔数目

开孔率，通过孔气速

(7) 筛板流体力学验算

1、干板阻力：，选取7mm碳素钢钢板，查得C0=0.79，校正即

2、气体通过液层阻力，

浮动因子，查充气系数关联图得，故

3、液体表面张力产生的阻力

4、气体通过每一层塔板液柱高度

塔板压降

5、液沫夹带量，其中

液沫夹带量在允许范围内

6、漏液气速

=11.916m/s

稳定系数

7、甲醇与水为不易发泡物系，取，

，不会发生液泛现象

3.1.5 精馏段塔板负荷性能图

(1) 漏液线

由，

，联立得：

整理得：

表3.1漏液线取值表

Ls/m<sup>3</sup>/s Vs,min/m<sup>3</sup>/s

0.0013 2.900

0.01 3.1911

0.015 3.3049

0.03 3.572

(2) 雾沫夹带线

以，

由；

则

即

整理得：

表3.2 雾沫夹带线取值表

Ls/m<sup>3</sup>/s Vs,min/m<sup>3</sup>/s

0.0013 15.8403

0.01 14.8328

0.015 14.4122

0.03 13.369

### (3)液相负荷下限线

对于平直堰，取堰上液层高度作为最小液体负荷标准，取 $E=1$ ，整理得：

### (4)液相负荷上限线

以作为降液管中液体停留时间下限，则

，即

### (5)液泛线

令；；

联立得：

整理得：

即

表3.3 液相负荷下限线取值表

$L_s/m^3/s$   $V_{s,min}/m^3/s$

0.0013 17.9501

0.01 17.5987

0.02 15.9406

0.03 13.2443

图3.1 精馏段负荷性能图

## 3.1.6 提馏段塔板工艺尺寸计算

### (1)堰长

(2)溢流堰高度，选用平直堰，，取 $E=1.0$ ，则取板上清液高度 $h_L=0.08m$ ，则

### (3)弓形降液管宽度 $W_d$ 和截面积 $A_f$

由 $l_w/D=0.7$ ，查得 $A_f/AT=0.09$ ， $W_d/D=0.16$ ，故停留时间设计合理

(4)降液管底隙高度，取，则，

(5)采用分块式塔板，由塔径选用6块塔板，边缘宽度，无效区

### (6)开孔面积

其中

故开孔面积：

取筛孔直径 $d_0=10mm$ ，取正三角形孔中心距 $t=3d_0=30mm$ ，

则开孔数目

开孔率，通过孔气速

(7) 筛板流体力学验算

1、干板阻力,采用7mm碳素钢钢板，查得C0=0.79，校正, 则

2、气体通过液层阻力，

浮动因子，查充气系数关联图得，故

3、液体表面张力产生的阻力

4、气体通过每一层塔板液柱高度

塔板压降

5、液沫夹带量，其中

液沫夹带量在允许范围内

6、漏液气速

=15.728m/s

稳定系数

7、甲醇与水为不易发泡物系，取，

，不会发生液泛现象

3.1.7 提馏段塔板负荷性能图

(1) 漏液线

由，

，联立得：

整理得：

表3.4 漏液线取值表

Ls/m<sup>3</sup>/s Vs, min/m<sup>3</sup>/s

0.0013 3.668

0.01 4.017

0.015 4.273

0.03 4.477

(2) 雾沫夹带线

以，

由；

则

即

整理得：

表3.5 雾沫夹带线取值表

Ls/m<sup>3</sup>/s Vs, min/m<sup>3</sup>/s

0.0013 18.334



0.01 17.122  
0.015 16.162  
0.03 15.358

(3)液相负荷下限线

对于平直堰，取堰上液层高度作为最小液体负荷标准，取E=1，整理得：

(4) 液相负荷上限线

以作为降液管中液体停留时间下限，则，即

(5) 液泛线

令；；

联立得：

整理得：

即

表3.6 液相负荷下限线取值表

Ls/m3/s Vs,min/m3/s

0.0013 22.571  
0.01 21.665  
0.02 20.502  
0.03 18.970

图3.2 提馏段负荷性能

4 其他附属设备的计算及选型

4.1 水冷器的选型

通常情况下我们决定水冷器选择固定管板式换热器，外壳与换热管的材质均为16MnR，由之前的热量衡算得水冷器的热负荷为 $1.43 \times 10^7 \text{KJ/h}$ ，即 $3.972 \times 10^6 \text{W}$ ，取传热系数

出塔气：  $85^{\circ}\text{C} \rightarrow 40^{\circ}\text{C}$

冷却水：  $50^{\circ}\text{C} \leftarrow 25^{\circ}\text{C}$

平均温差：

由得：传热面积： $S=Q/S_{tm}=3.972 \times 10^6 / 1000 \times 23.6=168.31 \text{m}^2$

参照《典型化工单元操作设备设计》附录中提供的参数数据，经综合评估后确认目标型号为G1100VI-4.00-200.0。

上述型号的具体参数如下：

表4.1选定换热器相关参数

项目	规格	项目	规格
壳程/mm	1100	管子尺寸/mm	$\phi 25 \times 2.5$
公称压强/Mpa	4.0	管长/m	9

公称面积/m<sup>2</sup> 200.0 管子总数 830

管程数 6 管子排列方法 三角形

#### 4.2 分离器的设计

我们选择丝网除沫分离器，**是因为它具有比表面积大，质量轻，空隙大以及使用方便等众多的优点。**令，由物料衡算得分离器出口气量为810895.81m<sup>3</sup>/h，分离器内通常情况下设100层的除沫层。

除沫器的直径为：

**选取不锈钢标准型除沫器，规格40-100，不锈钢丝网尺寸。分离器的高度3000mm，裙座直径2270mm，壁厚60mm，即上下封头壁厚为60mm，直径2270mm，材料选择15MnR。**

#### 5 总结

基于对大量煤制甲醇技术文献的系统性整理，并在导师指导下完成初步方案设计，本研究将低压甲醇合成工艺作为核心目标。通过对比分析中压、低压及高压三种主流甲醇合成技术的特点，揭示出低压法的优势：其设备构造简洁，初期投资成本较低，但产能潜力受限。鲁奇低压法则因其复杂的工艺流程与较高的初始投入，虽导致运维费用上升，却能有效提高生产效率。中压法则巧妙融合上述两种方法的优点，在控制建设与运行成本的同时实现经济效益优化。相比之下，高压法因高压要求引发能耗急剧增加、装置体积庞大以及产品品质不高等问题，逐渐淡出市场应用领域。综合评估显示，选择低压法作为工业化推进的主要途径，不仅能够确保操作的安全性及稳定性，还可契合绿色低碳发展的时代需求。

在甲醇精馏技术领域，三塔精馏工艺相较于单塔和双塔精馏模式展现出显著的技术优势。其突出表现主要体现在以下两点：该工艺能够在有限的甲醇消耗范围内实现高效分离，并确保甲醇回收率长期保持在95%以上；同时，凭借对产物中有机杂质的有效去除，不仅提升了能量利用效率，还促进了资源的优化配置。本研究重点围绕三塔精馏系统的参数设计及其配套设备的选择展开深入分析。鉴于本文基于现有文献资料开展研究，可能存在疏漏或不足之处，恳请读者给予批评指正，以推动相关领域的持续进步。

#### 参考文献

- [1]徐寿昌. 有机化学[M]. 北京:高等教育出版社, 1993, 229.
- [2]郭建华. 甲醇蛋白的技术经济分析与发展前景[J]. 化工技术经济, 2003, 21(6): 25—31.
- [3]李双娟. 甲醇蛋白的生产机发展前景[J]. 中氮肥, 2006, 03:05.
- [4]潘翠华, 孙炳. 国内外甲醇供需现状和市场预测[D]. 化学工程师, 2003.
- [5]张凡军. 甲醇生产技术[J]. 北京: 化学工业出版社, 2007, 1-6.
- [6]张子锋, 冯元琦. 联醇生产 [M]. 化学工业出版社, 1994. 215-221.
- [7]谢克昌, 房鼎业. 甲醇工艺学[M]. 北京: 化学工业出版社, 2010, 202-203.
- [8]房鼎业, 姚佩芳, 朱炳辰. 甲醇技术进展[M]. 上海: 华东化工学院出版社, 1990, 244.
- [9]赵绍民, 王磊, 邵立红. 合成气成分对甲醇合成生产的影响[J]. 煤化工, 2003, (2): 41-44.
- [10]刘光启, 马连湘, 刘杰. 化学化工物性数据手册[M]. 北京: 化学化工出版社, 2002, 57-77.
- [11]中国石化集团上海工程有限公司. 化工工艺设计手册[M]. 北京: 化学工业出版社, 2009,
- [12]刁玉玮, 王立业, 喻建良. 化工机械设备基础[M]. 大连: 大连理工大学出版社, 2006, 203-208.
- [13]付家新, 王为国, 肖稳发. 典型化工单元操作设备设计[M]. 北京: 化学工业出版社, 2010, 350-351.
- [14]陈洪钊, 刘家祺. 化工分离过程[M]. 北京: 化学工业出版社, 1995, 26-37.

## 附录

### 1. 工艺流程图

### 2. 精馏塔

### 3. 符号说明

$Q_1$ ——进入塔中气的各气体组分热量,  $\text{kJ/h}$

$Q_r$  ——合成反应和副反应的反应热,  $\text{kJ/h}$

$Q_2$ —— 出塔气各气体组分热量,  $\text{kJ/h}$

$Q_3$ ——合成塔热损失,  $\text{kJ/h}$

$Q_4$ ——蒸汽吸收的热量,  $\text{kJ/h}$

$G_1$ ——入塔气各组分流量,  $\text{kmol/h}$ ;

$C_{p1}$ ——入塔各组分的比热容,  $\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$ ;

$T_1$ ——入塔气体温度,  $\text{K}$ ;

$G_2$ ——出塔气各组分流量 $\text{kmol/h}$ ;

$C_{p2}$ ——出塔各组分的比热容,  $\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$ ;

$T_2$ —— 出塔气体温度,  $\text{K}$ ;

$G_r$ ——各组分生成量,  $\text{kmol/h}$ ;

$\Delta H$ ——生成反应的热量变化,  $\text{kJ/mol}$

### 致谢

经过几个月的努力,毕业设计即将完成,回想书写论文的全程,琐碎又平淡的工作,每一个细节,每一处的字句斟酌,原本我以为会很轻松,却没想到过程却如此的艰辛。值此时机,我想要对这大学四年来所有帮助过我的人道谢。感谢我的父母,您们的爱是我最大的财富,伴随我走过四年求学之路;感谢老师,您们的谆谆教诲让我受益匪浅,伴我完成了大学四年的学业;感谢同学,你们的鼓励让我度过了一次次难关,让四年学业画上了完美的句号。

在完成设计期间,指导老师认真负责的工作态度、严谨的治学风格,使我深受启发。她树立的榜样让我懂得了今后无论做人还是做事,都要保持一颗积极进取的心和乐观向上的态度以及不放弃的决心。同时,我们组间同学们的相互探讨,不仅增加了友谊和见识,也使我获益匪浅。再次向所有在我设计过程中给予过我帮助与关怀的朋友们表示深深的感谢!因为有你们,让我有信心可以做好一件事。

感谢老师们对我的悉心指导,是您们的指点才让我高质量地完成了毕业论文。感谢理学与化学工程学院的所有老师,感谢他们的谆谆教诲,是他们的兢兢业业才让我如此圆满地完成大学学业,开辟人生新的篇章。

再一次感谢我的同学和学长学姐们,你们给了我论文很多的启发和建议,也给了我很多信心。最后,祝愿所有老师和同学工作顺利、事业有成!祝愿母校宁夏理工学院与理学与化学工程学院明天更美好!

## 报告指标说明:

1.复写率:指相似或疑似重复内容在全文中的比重。

2.自引率:指引用本人发表内容占全文的比重,需正确标注引用。

- 3.他引率：指引用他人内容占全文的比重，需正确标注引用。
- 4.专业术语率：指公式定理、法律条文、行业用语等在全文中的比重。
- 5.去除本人引用相似率：指去除本人发表部分后，相似或引用内容占全文的比重，需正确标注引用。
- 6.去除专业术语相似率：指去除专业术语后，相似或引用内容占全文的比重。
- 7.自写率：指原创内容在全文中的比重。
- 8.典型相似文章：指相似或引用内容占全文总相似比超过30%的文章。

相似片段中“综合”包括：《中文主要报纸全文数据库》《中国专利特色数据库》《中国主要会议论文特色数据库》《港澳台文献资源》《图书资源》《维普优先出版论文全文数据库》《年鉴资源》《古籍文献资源》《IPUB原创作品》

---

### 须知：

- 报告编号系送检论文检测报告在本系统中的唯一编号
- 本报告为维普论文检测系统算法自动生成，仅对您所选择比对资源范围内检验结果负责，仅供参考。

---

唯一官网：<https://vpcs.fanyu.com> 客服邮箱：[vpcs@fanyu.com](mailto:vpcs@fanyu.com) 客服热线：400-607-5550 客服QQ：4006075550