



# 沈阳化工大学

SHENYANG UNIVERSITY OF CHEMICAL TECHNOLOGY

## 《化工设计》课程设计

题 目： 年产 7.5 万吨异丙醇工艺设计

院 系： 化 学 工 程 学 院

班 级： 化工 2004 班（第五组）

学生姓名： 陆 涛

吴丽雁、张岩、何珺操

指导教师： 辛 华

提交日期： 2023 年 11 月 1 日

## 一、总结

### 1、概述

(1) 产品性能、用途和在国民经济中或对人民生活的重要性；

异丙醇，有机化合物，别名二甲基甲醇、2-丙醇，行业中也作 IPA。它是正丙醇的同分异构体。无色透明液体，有似乙醇和丙酮混合物的气体。溶于水、醇、醚、苯、氯仿等大多数有机溶剂。异丙醇是重要的化工产品和原料。主要用于制药、化妆品、塑料、香料、涂料等。

异丙醇的物理性质

相对分子量	沸点	熔点	相对蒸汽密度 (空气=1)	相对密度 (水=1)	爆炸上限
47	82.4	-87.9	2.1	0.7863	7.99

异丙醇用途；作为有机原料和溶剂有着广泛用途。作为化工原料，可生产丙酮、过氧化氢、甲基异丁基酮、二异丁基酮、异丙胺、异丙醚、异丙醇醚、异丙基氯化物，以及脂肪酸异丙酯和氯代脂肪酸异丙酯等。在精细化工方面可用于生产硝酸异丙酯，黄原酸异丙酯、亚磷酸三异丙酯、三异丙醇铝以及医药和农药等。作为溶剂，可用于生产涂料、油墨、萃取剂、气溶胶剂等。还可用作防冻剂、清洁剂、调和汽油的添加剂、颜料生产的分散剂印染工业的固定剂、玻璃和透明塑料的防雾剂等。用作胶黏剂的稀释剂还用于防冻剂、脱水剂等。

异丙醇在国民经济中或对人民生活中具有重要性，是工农业生产的重要原料和助剂。我国却需大量进口,国内很多厂家并没有掌握生产方法，无法连续生产。即使是已形成规模的生产装置也还存在许多诸如能耗高、转化率低等问题。为促进国内工业化生产，解决存在的技术问题，有必要对异丙醇装置的设计和生产进行深入研究。

(2) 该产品的市场需求；

从我国异丙醇产量来看，行业产量并没有像产能那样快速扩张，一方面是国内异丙醇行业产能严重过剩，企业普遍亏损，企业生产动力不足；另一方面则是，国内需求异丙醇需求不足，行业需求近一半靠出口拉动，且企业还要面临进口产品的竞争。具体来看，2015年我国异丙醇产量约为21.08万吨，至2018年39.02万吨，为近年来最大值，2019年异丙醇产量为38.71万吨，较上年减少了0.31万吨。由于2020年公共卫生事件全球爆发，异丙醇作为消杀产品，2020年我国异丙醇产量达到45.76万吨。总体来说，近年来我国市场对异丙醇对需求一直保持高速增长。

(3) 简述该产品的生产方法及特点。

异丙醇主要来源于丙烯水合路线和丙酮加氢工艺。本项目选择丙酮加氢的生产工艺进行设计。首先通过压缩机、泵和加热器等装置将原料丙酮和氢气进行预处理，使其达到反应的温度和压力。然后进入反应器中使丙酮发生加氢反应生成异丙醇和其他副产物。利用分离装置将未反应的氢气进行回收，然后将粗产品输送至精馏工段进行提纯得到符合要求的异丙醇产品。

### 2、文献综述；

异丙醇是重要的溶剂和有机合成原料。可直接作为溶剂，可以单独使用，也可以与其他溶剂混合。作为溶剂，用于汽车抛光涂料、塑料彩印油墨的最好稀释剂、胶片工业用洗涤剂 and 干燥剂、电等电子工业。近年来，异丙醇的需求量呈上升趋势，国内的生产装置已远远达不到需求量的增长。国内外许多专家学者都积极地进行合成异丙醇研究。在国外美国、日本等国家合成异丙醇研究较多，在国内有锦州石化公司、清华大学等单位都开展了这方面的工作，相信近期内简单经济的合成异丙醇工艺将得到全面开发。

在整个项目设计过程中遵循以下法律法规：

- (1) 《中华人民共和国国民经济和社会发展第十三个五年规划纲要》；
- (2) 《中华人民共和国环境保护法》和《中华人民共和国劳动法》等相关国家法律法规；
- (3) 中国石油和化学工业协会文件中石化协产发(2012)115号“关于印发《化工投资项目可行性研究报告编制方法、《化工投资项目申请报告编制办法》和《化工投资项目资金申请报告编制办法》(2012修订版)的通知”；
- (4) 《产业结构调整指导目录(2011年本)》(修正)；
- (5) 《2019年“东华科技-恒逸石化杯”第十三届全国大学生化工设计竞赛设计任务书》；
- (6) 福建化学工业园区内有关供水、供电、项目征用土地意见和建设项目环境保护意见的批文及资料；

坚持以下设计思想和原则：

- (1) 认真贯彻落实可持续发展战略和国家基本建设的有关政策、法规，合理安排建设周期，严格控制工程建设项目的生产规模 and 建设投资；
- (2) 严格遵循现行消防、安全、卫生、劳动保护等有关规定、规范，保障生产安全顺利进行 and 操作人员的安全；
- (3) 选用成熟可靠的先进技术，以提高生产效率，降低能耗 and 生产成本，减少污染，保证装置运行 and 产品质量的稳定性，增强产品的竞争力；
- (4) 坚持安全生产与环境保护并重，设计中选用清洁生产工艺，在生产过程中减少“三废”排放，执行国家和地区的有关环保政策，对生产中的“三废”进行处理，并达到国家和地区规定的排放标准；
- (5) 贯彻工厂规模大型化、布置一体化、生产装置露天化、公用工程社会化、引进技术与创新相结合的项目建设方针。
- (6) 坚持体现“社会效益、环保效益和企业经济效益并重”的原则，按照国民经济和社会发展的长远规划，行业、地区的发展规划，在项目调查、选择中对项目进行详细全面的论证。

### 3、设计任务书的依据或项目来源；

由指导老师指定课题

### 4、原料来源、动力及区域环境等情况；

(1) 原材料来源：本项目的主要原料为丙酮 and 氢气。其中丙酮 and 氢气均来源于某石化有限公司，按照年产量(7.5万吨)、工时(8000h)及转化率(97.5%)、选择性(97%)等算出年消耗量分别为76636.745吨/每年 and 2639.006吨/每年。

主要原材料、辅助原料、燃料来源表

项目	名称	数量	来源	运输方式
原材料	丙酮	76636.745t/a	公司提供	储罐车
	氢气	2639.006t/a	公司提供	管道

(2) 动力及区域环境：异丙醇是世界上较早生产的石油化工产品之一。是一种用途广泛的重要有机化工原料。主要用作溶剂、合成化学中间体,在日用化学品及医药中均有应用,另外,异丙醇还广泛用作石油燃料的添加剂,应用在汽车和航空燃料等方面。目前异丙醇已是丙烯系列中的大吨位产品之一,随着炼油厂催化能力的提高,丙烯资源越来越丰富,这为开发利用丙烯资源生产异丙醇等化工产品提供了有利条件。

### 5、政策分析：

认真贯彻国家有关方针、政策，努力实现化工行业“十二五”技术发展规划要求;合理选择工艺路线，尽可能采用国内外较先进的技术、装备，把工厂建设成为国内技术一流、工艺领先、现代化信息管理的化工企业;新建工厂要充分考虑利用当地现有的资源。总平面图布置上充分考虑生产要求，尽量减少投资和占地面积;认真贯彻国家对环境保护、劳动保护的要求，使污染物排放达到国家标准，并搞好安全、消防、节能等工作。

## 设计概述

本厂布置设计的主要内容是按照功能分区集中布置，即生产辅助和公用工程区、行政生活区、生产区、辅助生产区及公用工程区、运输设施和道路运输区域等进行设计。

(1) 总图运输应该符合生产工艺流程的合理要求，相联系或较亲密的车间就近布置，使工厂各生产环节具有良好的联系，保证它们间径直和短捷的生产作业线，避免生产流程的迂回、交叉、往返，使各种物料的输送距离为最小。

(2) 总图运输将使用蒸汽、压缩空气、冷冻、冷却等公用工程设施，在注意其对环境的影响和厂外管网联系的情况下，尽量相对集中布置，尤其是耗量大的车间尽量集中，以使各种公用系统介质的输送距离为最小。

(3) 原料、中间体的运输距离尽量小，要求存储设备和车间联系较紧密，人员运动距离尽量小。

## 厂址选择

本设计为7万吨/年的异丙醇生产工艺为中化泉州石化有限公司的新建项目。厂址选择在选址于福建省泉州湾石化基地泉惠石化工业园区，占地约4000亩。选择原因如下：

## 原料和市场

本项目的丙酮和氢气均来自于本厂，运输方便，无需在市场购买，灵活性高。氧气主要来源于附近的空分厂，靠管道运输。

## 能源及供水情况

泉惠石化工业区2×660MW超超临界热电联产项目，项目建成后主要为工业园

区内企业提供所需蒸汽及电力。淡水水源取自惠安县惠东供水有限责任公司城南水厂及湄洲湾南岸供水工程;循环水采用海水直流供水系统。

## 气候气象

泉州地处低纬度,东临海洋,属亚热带海洋性季风气候,气候条件优越,气候资源丰富,为人民生活和经济发展提供了良好的环境。

## 地质地貌

惠安县地貌属东南沿海低山丘陵区,地势自西北向东、东南呈明显的阶梯状下降、由低山过渡至丘陵和台地,除少数低山和沿海平原外,以丘陵台地为主。境内山峰有近千座,主要分布在西北部和西部,为戴云山东伸余脉。

泉惠石化工业区地处湄洲湾南部海湾,原始地貌为滨海滩涂地带,在工业区北侧的外走马埭围垦工程完成后,海水已不能直接进入,工业区场地呈半滩涂、半水域状,水域水深最大处约-2.0m左右,地势较平坦,地面高程一般在-2~2m之间,总体上由陆域向海域呈缓坡状。目前工业旧海堤内场地已基本完成回填工程,场地设计标高约为5.0m。该项目所在场地地貌属海积阶地区(海陆交互相),沿线水底场地较平缓。

## 水文水利

惠安县受地质构造的控制,境内无大河流发育,溪流短小,多为季节性河流。全县溪流主流约20条,主要有:林蚶溪,上源有两支流,汇合后北流至输川桥入湄洲湾,系全县最长河流,以南源计全长28.2公里,流域面积11930公顷,多年平均径流量6249.5万立方米。黄塘溪,为洛阳江支流,全长23.68公里,流域面积13844公顷,多年平均径流量达8684.3万立方米,流域及流量均居全县溪河之首位。洛阳江,源于马甲,经河市至洛阳、东园镇入秀涂港,全长42.6公里。蔗潭溪,经涂寨、东岭、山霞等镇流入大港湾,全长12.15公里,流域面积6134公顷,多年平均径流量2616.8万立方米;其他小溪有:了川的南星溪、东楼溪、螺阳的泗洲溪、东岭的西湖溪、珩厝溪等等。东楼溪、螺阳的泗洲溪、东岭的西湖溪、珩厝溪等等。

湄洲湾是一个半封闭型海湾,湾内水域面积高潮时约516km<sup>2</sup>,评价潮位时约506km<sup>2</sup>。湄洲湾潮型属半日潮,其潮波传播表现为:来自台湾海峡的潮波自东南方向在湄洲湾口传入,向湾内挺进,过大竹岛分成两支,一支向北,另一支向西。潮波由港口传至北部湾顶的时间不到半个小时,受潮波系控制,湄洲湾的潮波有类比分布,基本上为往复流。中央主水道流向为涨潮流向NW-NNW,落潮流向为SE-SSE。潮流表层流速大于底层流速,最大流速大部分出现在高潮前2-3h,多在表层和中层。潮流特点:湾内自口门至肖厝主航槽附近,落潮流速大于涨潮流速。

## 厂址概况

### 面积与人口

泉州市的面积为11015平方公里。根据《泉州市2010年第六次全国人口普查主要数据公报》数据,全市常住人口为8128530人(不含金门县)。其中:居住在城镇的人口为4749845人,占58.43%;居住在乡村的人口为3378685人,占41.57%,汉族占人口总数的98.2%,少数民族占1.8%。通用语言为普通话与闽南话。泉州是全国著名侨乡和台湾汉族同胞主要祖籍地之一,分布在世界129个国家和地区的泉州籍华侨华人750万人,占福建省华侨总数60%;旅居香港同胞70

多万人，旅居澳门同胞 6 万多人；台湾汉族同胞中 44.8% 约 900 万人祖籍泉州。

## 对外开放现状

福建地处我国东南沿海，东濒东海，北、西、南三面分别与浙江、江西、广东三省为邻。福建作为最先开放的沿海省份之一，在地理、政策以及对华人华侨的亲情连带关系上都具有很大的优势，因而在吸引外资方面走在全国的前列。改革开放以来，福建经济快速增长，经济总量跃居全国第 11 位。但省域内经济发展不平衡，由于各城市的区位、规模、经济、社会、文化等对区域的影响不同，导致了各城市投资环境的差距较大。因而，对福建省各城市投资环境的比较研究有利于了解各城市投资环境的优劣，对其制定正确的区域政策，完善投资环境，发展区域经济和外向型经济以及建设对外开放、协调发展和全面繁荣的海峡西岸经济区有着重大的影响。

## 社会经济发展现状

2016 年，全县实现生产总值 580.1 亿元、一般公共预算总收入 83.2 亿元、一般公共预算收入 31.75 亿元，规模以上工业增加值 276.42 亿元，五年来年均分别增长 11%、21.6%、10.6% 和 15.4%，累计完成全社会固定资产投资 1272 亿元，县域经济居全国中小城市综合实力“百强县”第 37 位，荣获“世界石雕之都”、国家生态县、全国文明城市县城二连冠、省级模范县五连冠等称号，并成为全国首批县级文明城市提名城市。

## 工业发展现状

泉惠石化工业区位于福建省湄洲湾南岸泉州市惠安县东北部的斗尾港口经济区内，湄洲湾南岸，规划面积 24.42 平方公里，包括惠安县辋川镇、东桥镇、净峰镇的部分区域及整个外走马埭围垦区。福建省政府将该区域作为石化和船舶产业布局的龙头地区纳入发展规划，泉州市政府将其确定为四大经济区域之首，是未来大泉州北翼重化工业基地重要组成部分。泉惠石化工业区以自己独有的深水港岸线可建设大型原油码头优势，从国际市场采购原油，发展具有区域特色的原油炼制---烯经制造---中下游制造业---深加工制造业。“十二五”期间，泉惠石化工业园区将致力打造国家级石化产业基地，充分发挥港口岸线优势拓展原料来源，实现原料多元化，以中化 1200 万吨炼油为龙头，同步推进 100 万吨氢气等项目建设，重点发展炼油氢气、丙烯、芳经和丁烯等四条产业链，生产清洁燃料和新型化工材料等特色产品，按照低碳循环和一体化的开发理念，最终建成了溢流的生态工业园区。

## 道路交通现状

泉州海运、空运、公路、铁路一应俱全，泉州港为海西三大港口群之一，已迈入亿吨大港行列，晋江空港为国际航空港，铁路有福厦快速铁路与正在规划的长泉快速铁路，并拟建设厦漳泉城际铁路与泉州城市轨道交通，高速公路有福厦高速、泉南高速、莆永高速、厦沙高速、福诏高速及泉州环城高速等。

## 总平面布置

本厂布置设计的主要内容是按照功能分区集中布置，即生产辅助和公用工程区、行政生活区、生产区、辅助生产区及公用工程区、运输设施和道路运输区域等进行设计。

## 行政生活区

本设计将其布置于厂区西北侧位置。其主要建筑包括办公楼、医务室、倒班休息室等。行政生活区的楼间穿插布置花坛等建筑小品，为工人提供良好的工作环境，行政生活区中布置停车场，为管理人员与工人上班时提供泊车场所。倒班休息区与行政楼相邻，构成一个较为完整的生活办公区，远离生产区，保证环境清洁噪声污染小，营造绿色清新舒适的生活办公环境，有效地提高了土地利用率。

## 生产辅助和公用工程区

生产辅助和公用工程区，应符合下列要求：

- 1、便于输电线路进出、不妨碍工厂的扩建和发展的独立地段。当采用架空输电线时，应布置在厂区边缘地带；
- 2、宜布置在易泄漏、散发液化烃及较重的可燃气体、腐蚀性气体及粉尘的生产、储存和装卸设施全年最小频率风向的下风侧和有水雾场所冬季盛行风向的上风侧；
- 3、应远离强震源，并宜布置在地势较高的地段；
- 4、总变电所的边缘与易泄漏、散发腐蚀性气体和粉尘的生产、贮存和装卸设施边缘之间的间距宜大于 60m；
- 5、给水净化及化学水处理设施，应布置在靠近水源或主要用户，并注意粉尘、毒性气体及污水对水质的影响。

## 生产区

设计规范要求工艺装置在厂区内布置应相对集中，形成一个或几个装置街区。本设计中将反应车间集中布置，设置在同一街区内，将等离子体法制乙炔车间、异丙醇合成及原料分离循环车间、产品精制工段一号车间与产品精制工段二号车间相互关联，这样有利于集中铺设公用工程管线以及集中控制管理，且摆正工艺生产流程顺畅、衔接短捷、紧凑合理，与相邻设施也协调得很好。除解决了生产管理和安全防护等问题外，集中布置工艺装置还便于施工、安检以及检修。

工艺生产区应当布置在人员集中场所全年最小频率风向的上风侧，并位于可燃气体储运设施全年最大频率风向的下风侧。本项目厂区分布设计中，工艺生产区安排在整体厂区的西南部，方便工作人员随时检修调整加工单元，防止易燃及毒性物质的释放对人造成伤害。罐区位于全厂东南侧，生产工艺区与灌区保持一定距离，减少交互危险性，此外还应当间隔一定距离放置灭火器及高压喷头，预防火灾蔓延。

生产工艺区的道路布置应当在满足生产操作、物料运输、设备检修、消防安全以及事故急救等的要求下，力求减少道路的面积；工艺装置的内部道路应与街区外的厂区道路连接。生产工艺区内不宜进行绿化。

## 工厂运输

### 运输设施

#### 铁路

铁路有福厦快速铁路与正在规划的长泉快速铁路，并拟建设厦漳泉城际铁路与泉州城市轨道交通。

#### 公路

陆地交通便利，有 324 国道，泉州内环路，泉州二环路、泉州环城高速公路，福泉高速公路等。

#### 空运

泉州晋江国际机场：泉州晋江国际机场地处福建东南沿海，与台湾隔海相望，位于泉州市晋江下游南岸，北距泉州中心市区 12 公里，与周围的火车站、汽车站、港口相衔接。

#### 海运

泉州自唐代开埠，即为中国南方四大对外通商口岸之一。宋元时期，泉州港跃居为四大港之首，以“刺桐港”之名驰誉世界，成为与埃及亚历山大港相媲美的“东方第一大港”。

泉州港现辖 4 港区 16 个作业区，即：泉州湾中心港区的后渚、秀涂、崇武、蚶江、石湖、内港作业区；深沪湾港区的梅林、深沪作业区；围头湾港区的围头、石井、东石、安海、水头作业区；湄洲湾南岸港区的沙格、鲤鱼尾、斗尾作业区。2012 年吞吐量已超过亿吨，实现亿吨大港目标，为海西经济区内三大港口群之一。现已建成投产码头 32 座、泊位 54 个，其中万吨级以上泊位 10 个，年设计吞吐能力 1921 万吨，包括集装箱 16 万 TEU，初步形成以泉州湾为中心港区、大中小码头泊位优势互补、配套设施比较完善、功能比较齐全的港口体系。泉州港现拥有仓库总库容量为 38725 平方米；油库 25 座，总容量为 811350 立方米；堆场 338000 平方米。泉州港与台湾隔海相望，距高雄港 165 海里，距基隆港 152 海里，距台中港 105 海里，距澎湖马公港仅 90 海里。

### 道路运输设计

#### 装卸区

根据《石油化工企业设计防火规范》分类，本工厂的原料以及产品属于甲 A 类，属于危险的可燃易燃物质。对可燃液体、可燃气体要求分布在厂区的边缘区域，应在人员集中场所和明火或散发火花地点全年最小频率风向的上风侧，并应避免布置在窝风地带，同时与罐区无关的管线、输电线均不得穿越罐区。在本项目中，罐区在场区的东南边缘，满足与生产工艺区的相对位置要求，具有良好通风条件情况。为方便原料和产物的相互运输，因此将装卸区设计在罐区附近，有利于交通运输。

## 厂区道路

(1) 满足生产、运输、安装、检修、消防及环境卫生的要求，线路短捷，人流、货流组织合理；

(2) 划分功能分区，并与区内主要建筑物轴线平行或垂直，宜呈环形布置，使厂区内、外部运输、装卸、贮存形成一个完整的、连续的运输系统；

(3) 与竖向设计相协调，有利于场地及道路的雨水排除；

(4) 与厂外道路连接方便、短捷；

(5) 建设工程施工道路应与永久性道路相结合。

厂内道路呈井字状布置，可同时满足运输、检修、消防等要求，3处大门均设置了门卫室。

## 运输设备

为了实现运输社会化，加之当地运输力量较强，故本次设计只考虑设置少量运输设备，如生活运输车辆、产品与化学品的运输车辆，另外还有用于办公、通勤、救护、库房整理等车辆。

## 建筑防火规范

### 规范及理由

为了保证工艺的安全生产，本项目依据以下规范对该项目的建筑设计防火进行设计和规划。

《石油化工企业设计防火规范》(GB50160-2008)

《建筑设计防火规范》(GB50016-2010)

《建筑灭火器配置设计规范》(GBJ140)

《储罐区防火堤设计规范》(GB50351-2005)

《火灾自动报警系统设计规范》(GB50116-2008)

《爆炸和火灾危险环境地理装置和设计规范》(GB50058-92)

《石油化工企业可燃性气体和有毒气体检测报警设计规范》(GB50493-2009)

## 装置的火灾危险类别分类

### 火灾危险性分类依据

根据火灾危险性分类方式，以及本项目的车间划分，分别为异丙醇合成及原料分离循环车间、产品精制工段一号车间以及产品精制工段二号车间，同时按照《建筑设计防火规范》(GB 50016-2014)与《石油化工企业设计防火规范》(GB50160-2008)标准来进行分类。

### 装置火灾危险性分类

故厂房的火灾危险性分类如下表所示。

装置火灾危险性划分表

装置	火灾危险性分类
异丙醇合成及原料分离循环车间	甲类
产品精制工段一号车间	甲类
产品精制工段二号车间	甲类

## 建筑物耐火等级划分

### 建筑物耐火等级划分依据

根据《建筑设计防火规范》(GB 50016-2014)与《石油化工企业设计防火规范》(GB50160-2008), 建筑物的耐火等级分为一、二、三、四级, 相应建筑构件的燃烧性能和耐火极限见下表。

### 建筑物耐火等级划分

建筑构件的燃烧性能和耐火极限表

构件名称	耐火等级			
	一级	二级	三级	四级
防火墙	不燃性 3.00	不燃性 3.00	不燃性 3.00	不燃性 3.00
承重墙	不燃性 3.00	不燃性 2.50	不燃性 2.00	不燃性 0.50
墙 楼梯间和前室的墙 电梯井的墙	不燃性 2.00	不燃性 2.00	不燃性 1.50	不燃性 0.50
非承重外墙、房间隔墙	不燃性 0.75	不燃性 0.50	不燃性 0.50	不燃性 0.25
疏散走道两侧的隔墙	不燃性 0.75	不燃性 0.50	不燃性 0.50	不燃性 0.25
柱	不燃性 3.00	不燃性 2.50	不燃性 2.00	不燃性 0.50
梁	不燃性 2.00	不燃性 1.50	不燃性 1.00	不燃性 0.50
楼板	不燃性 1.50	不燃性 1.00	不燃性 0.75	不燃性 0.50
屋顶承重构件	不燃性 1.50	不燃性 1.00	不燃性 0.05	可燃性
疏散楼梯	不燃性 1.50	不燃性 1.00	不燃性 0.75	可燃性
吊顶	不燃性 0.25	难燃性 0.25	不燃性 0.15	可燃性

## 设计基础

异丙醇(Isopropyl Alcohol, 简称 IPA)又名仲丙醇、二甲基甲醇, 是一种性能优良的有机溶剂, 广泛用作虫胶、硝基纤维素、生物碱、橡胶以及油脂等的溶剂。异丙醇还是生产多种有机化合物的重要中间体, 可用作合成甘油、乙酸异丙酯以及丙酮等的原料, 还广泛用作石油燃料的防冻添加剂, 用于汽车和航空燃料等方面。此外异丙醇还可用于制造杀菌剂、杀虫剂、清洁剂和消毒防腐剂等, 它可以单独使用, 也可以和其他醇、表面活性剂并用, 在农药、电子工业、医药、涂料、日用化工以及有机合成等领域具有广泛的用途, 开发利用前景广阔。

本项目利用 Aspen plus 模拟软件对整个工艺进行设计。

Aspen Plus 是大型通用流程模拟系统,

它是一套非常完整产品, 特别对整个工厂~、企业工程流程工程实践和优化和自动化有着非常重要的促进作用。自动的把流程模型与工程知识数据库、投资分析, 产品优化和其它许多商业流程结合。本工作采用 Aspen Plus 软件对乙醇-水精馏分离进行模拟, 在工作中不仅模拟乙醇-水精馏分离的工艺流程, 而且要确定最佳工艺条件, 进行工艺过程严格计算和检验, 为工艺设计提供了依据。加深对于精馏分离的理解, 培养利用 aspen 模拟优化技术解决工程实际问题的能力。

## 二、生产流程或生产方案确定;

### 1、工艺介绍:

以丙酮、氢为原料, 在铜基催化剂作用下, 在管壳式反应器中反应生成异丙醇及副产物。产物经冷凝分离出未反应的原料循环回反应器, 冷凝得到的异丙醇溶液经过精馏分离流程, 分离出粗异丙醇液中的轻组分(丙酮等), 在产品塔分离得到产品精甲醇。

现要求进行年产 X 万吨异丙醇装置工艺设计。

设计条件如下:

1、设计任务: 年产 X 万吨异丙醇装置工艺设计

2、年开工率: 8000h

3、产品质量: 工业级异丙醇

4、原料丙酮及氢气组成自拟。

5、公用工程条件: 加热蒸汽等级: 0.4MPa (绝) 饱和蒸汽; 冷却水: 0.4MPa (绝)、30°C; 电容量满足要求。

本项目采用丙酮加氢制备异丙醇的生产工艺。丙酮与氢气混合后进入装有催化剂的反应器中, 在一定温度和压力下, 发生反应, 生成异丙醇及少量副产物, 从反应器底部流出。反应产物及未反应的丙酮和氢气经过冷凝后进入气液分离器, 氢气经气体压缩机后, 循环使用。液体产品首先进入轻组分塔, 轻组分(主要是未反应的丙酮)进入轻组分储罐, 塔底产品进入产品塔, 产品塔塔顶得到异丙醇产品, 塔底为重组分, 主

要是副产品，包括六碳酮，六碳醇等，进入重组分储罐。

## 2、工艺流程设计；

### 丙酮加氢法；

丙酮加氢法采用铜或锌氧化物为载体催化剂或镍基催化剂，在 70~200℃、常压条件下，丙酮加氢生成异丙醇。该法选择性为 97%，丙酮转化率为 85%~90%。

工业上的丙酮几乎皆由异丙苯过氧化法获得(与苯酚联产)。由于苯酚的需要量的增加，联产出大量的丙酮，出现需求的不平衡，经常导致丙酮过量的局面，使得丙酮的价格低于异丙醇的价格。异丙醇的市场需求处于稳步增长状态。

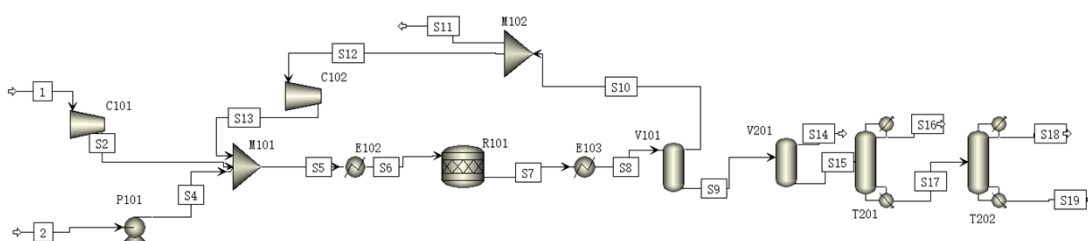
因此，开发丙酮加氢生产异丙醇技术在经济上是可行的。

**原材料来源：**本项目的主要原料为丙酮和氢气。其中丙酮和氢气均来源于某石化有限公司，按照年产量（7.5 万吨）、工时（8000h）及转化率（97.5%）、选择性（97%）等算出年消耗量分别为 76636.745 吨/每年和 2639.006 吨/每年。

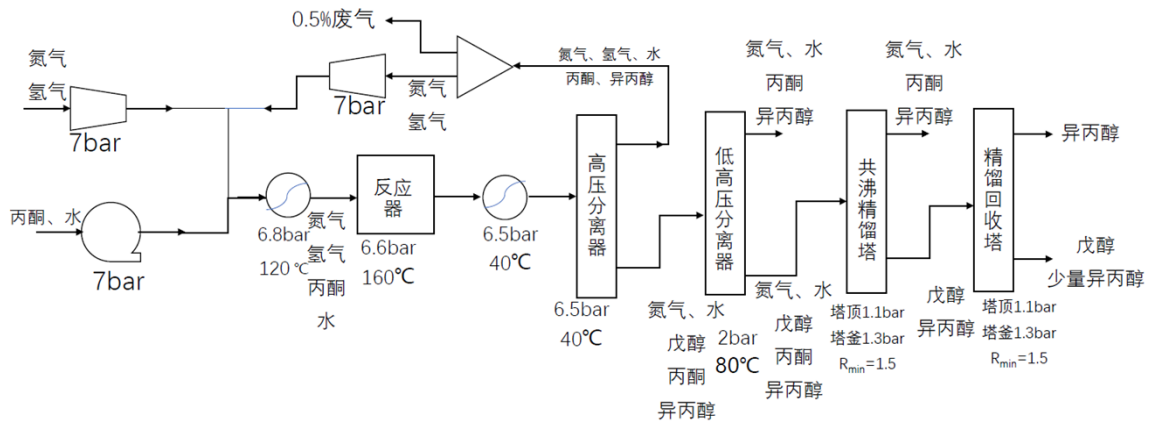
主要原材料、辅助原料、燃料来源表

项目	名称	数量	来源	运输方式
原材料	丙酮	76721.130t/a	公司提供	储罐车
	氢气	2662.889t/a	公司提供	管道
辅助材料	煤	47000t/a	煤厂提供	装煤车

## 3、工艺流程图



## 4、生产流程简述；



丙酮加氢制异丙醇工艺流程图

### 预处理工段

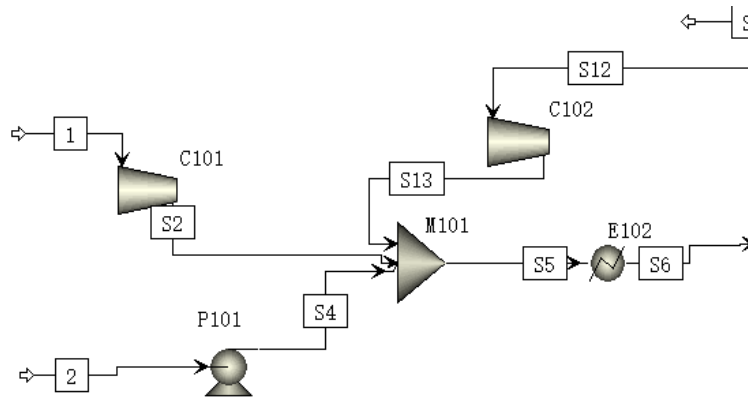


图 4.1 预处理工段

原料丙酮进料条件为：40℃，1bar，含丙酮 99%，水 1%（摩尔分率，下同）；  
原料氢气进料条件为：40℃，2bar，含氢气 99%，氮气 1%；

原料丙酮经泵（P101）加压至 7bar，与经氢气压缩机（C101）、循环气压缩机（C102）压缩至 7bar 的原料氢气（S2）及循环气（S13）在混合器（M101）中混合，泵（P101）的泵效率及机械效率均取值为 0.9，压缩机（C101、C102）采用 ASME 方法多变，多变效率及机械效率均取取值为 0.9。

### 产品合成工段

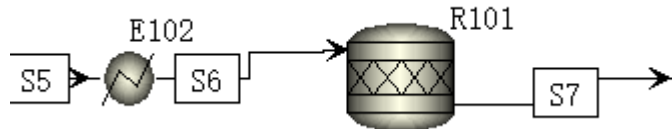
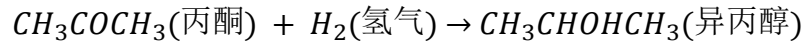


图 4.2 产品合成工段

混合后气体经换热器（E102）加热到 120℃，压力 6.8bar。然后进入反应器（R101），在 160℃，6.6bar 下发生如下主副反应：

主反应：



主反应中丙酮的转化率为 97.5%。

副反应：

$2\text{CH}_3\text{COCH}_3$  (丙酮) +  $2\text{H}_2$  (氢气)  $\rightarrow$   $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}$  (4-甲基-2-戊醇) +  $\text{H}_2\text{O}$ (水)  
副反应中丙酮的转化率为 1.5%。  
反应器采用计量型反应器。

### 氢气回收工段

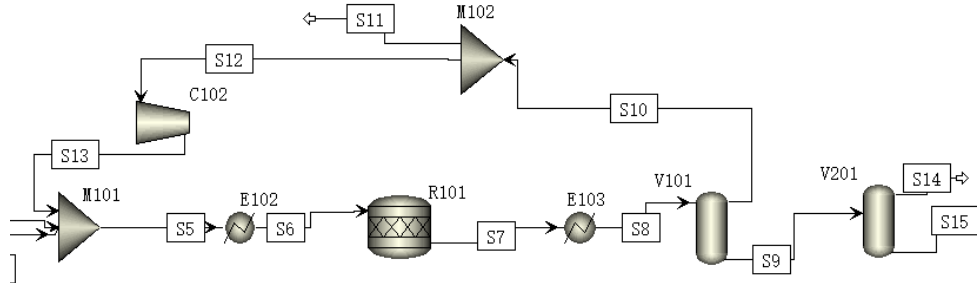


图 4.3 氢气回收工段

反应后气体经冷却器 (E103) 冷却到:  $40^\circ\text{C}$ , 压力  $6.5\text{bar}$ 。然后进入高压分离器 (V101) 中气液分离, 气体 (S10) 经分流器 (M102) 分出 0.5% 的废气, 其余大部分气体经循环压缩机压缩后循环使用。

高压分离器 (V101) 出来的液体在低压分离器 (V201) 中加热闪蒸到:  $80^\circ\text{C}$ , 压力  $2\text{bar}$ 。闪蒸后的气体作为废气排出, 液体进入到精馏工段。

### 产品精制工段

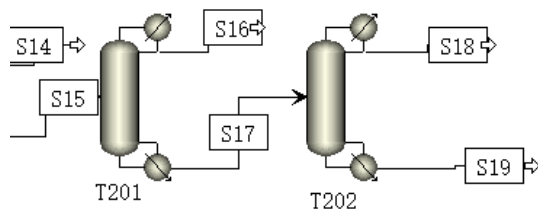


图 4.4 产品精制工段

T201 塔主要目的为: 利用异丙醇与水共沸, 在塔顶除去水及丙酮等轻组分, T201 塔顶水的摩尔回收率为 99.99%, 塔顶异丙醇的摩尔回收率为 5%, 采用部分冷凝器汽相馏出;

T202 塔塔顶出料为异丙醇产品 (S18), 塔釜出料 (S19) 为含 4-甲基-2-戊醇 (MIBC) 的副产品, T202 塔塔顶异丙醇的摩尔回收率为 99.9%, 塔顶 4-甲基-2-戊醇的摩尔回收率为 0.1%, 采用全凝器。

两塔适宜回流比与最小回流比的比值均取为 1.5, 两塔塔顶压力均为  $1.1\text{bar}$ , 塔釜压力均为  $1.3\text{bar}$ 。

### 组分定义

选择组分

组分 ID	类型	组分名称	别名
H2	常规	HYDROGEN	H2
N2	常规	NITROGEN	N2
C3H6O-1	常规	ACETONE	C3H6O-1
C3H8O-2	常规	ISOPROPYL-ALCOHOL	C3H8O-2
MIBC	常规	4-METHYL-2-PENTANOL	C6H14O-D4
WATER	常规	WATER	H2O

查找 电解质向导 SFE助手 用户定义 重新排序 检查

### 物性方法

方法 × +

全局 流程段 引用的 注释

物性方法和选项

方法过滤器: ALL

基本方法: NRTL-RK

Henry 组分: [ ]

石油计算选项

自由水方法: STEAM-TA

水溶度: 3

电解质计算选项

化学反应 ID: [ ]

使用真实组分

方法名称: NRTL-RK [方法助手...]

修改

汽相 EOS: ESRK

数据集: 1

液相 gamma: GMRENON

数据集: 1

液相摩尔焓: HLMX30

液相摩尔体积: VLMX01

混合热

Poynting 校正

使用液相参考态焓

### 进料流量 (流股 1)

混合 CI 固体 NC 固体 闪蒸选项 EO 选项 成本核算 注释

规定

闪蒸计算类型: 温度 压力

状态变量

温度: 40 C

压力: 2 bar

汽相分率: [ ]

总流量基准: 摩尔

总流量: 173.79 kmol/hr

溶剂: [ ]

参考温度

体积流量参考温度: [ ]

组成

摩尔分率

组分	值
H2	0.99
N2	0.01
C3H6O-1	
C3H8O-2	
MIBC	
WATER	
总计	1

### 进料流量 (流股 2)

2 (MATERIAL) - 输入 × 主工艺流程 × R101 (RStoic) × S6 (MATERIAL) - 结果 × S7 (MATERIAL) × S7 (MATERIAL) - 结

混合 CI 固体 NC 固体 闪蒸选项 EO 选项 成本核算 注释

规定

闪蒸计算类型: 温度 压力

状态变量

温度: 40 C

压力: 1 bar

汽相分率: [ ] 流股压力: [ ]

总流量基准: 摩尔

总流量: 173.79 kmol/hr

溶剂: [ ]

参考温度

体积流量参考温度: [ ]

组成

摩尔分率

组分	值
H2	
N2	
C3H6O-1	0.99
C3H8O-2	
MIBC	
WATER	0.01
总计	1

## 物料衡算

### 概述

物料衡算是以质量守恒定律为基础对物料平衡进行计算。物料平衡是指在单位时间内进入系统(体系)的全部物料质量必定等于离开该系统的全部物料质量再加上损失掉的和积累起来的物料质量。

通常在反应过程中，大多数其物料的分布是能表示成：

$\Sigma(\text{物料的积聚率}) = \Sigma(\text{物料进入率}) - \Sigma(\text{物料流出率}) + \Sigma(\text{反应生成率}) - \Sigma(\text{反应消耗率})$

有的比较特殊的，在体系中不发生化学反应的话，就能表示成：

$\Sigma(\text{物料的积聚率}) = \Sigma(\text{物料进入率}) - \Sigma(\text{物料流出率})$

在较为稳定的时候可表示为：

$\Sigma(\text{物料进入率}) = \Sigma(\text{物料流出率})$

### 各工段物料衡算

按照年产量（7.5万吨）、工时（8000h）及转化率（97.5%）、选择性（97%）等算出年消耗量分别为 76636.745 吨/每年和 2639.006 吨/每年。

换算成摩尔流量为：

主要原材料、辅助原料、燃料来源表				
项目	名称	数量	来源	运输方式
原材料	丙酮	173.79kmol/hr	公司提供	储罐车
	氢气	173.79kmol/hr	公司提供	管道

表 1 压缩的物料衡算

	进料 kg/h	出料 kg/h
	S1	S2
H2	3087.78	3087.78
N2	433.42	433.42
CH3COCH3	0.00	0.00
C3H7OH	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
MIBC	0.00	0.00
合计	3521.20	3521.20

表 2 泵的物料衡算

	进料 kg/h	出料 kg/h
	S3	S4
H2	0.00	0.00
N2	0.00	0.00
CH3COCH3	88962.77	88962.77
C3H7OH	0.00	0.00
H2O	278.73	278.73

---

MIBC	0.00	0.00
------	------	------

---

合计	89241.50	89241.50
----	----------	----------

表 3 混合器的物料衡算

	进料 kg/h			出料 kg/h
	S2	S4	S13	S4
H2	3087.78	0.00	4153.76	0.00
N2	433.42	0.00	46370.96	0.00
CH3COCH3	0.00	88962.77	288.53	88962.77
C3H7OH	0.00	0.00	5008.51	0.00
H2O	0.00	278.73	43.92	278.73
MIBC	0.00	0.00	8.74	0.00
合计	3521.20	89241.50	55874.42	89241.50

表 4 加热器的物料衡算

	进料 kg/h		出料 kg/h
	S5	S6	S6
H2	7241.53		7241.53
N2	46804.39		46804.39
CH3COCH3	89251.29		89251.29
C3H7OH	5008.51		5008.51
H2O	322.65		322.65
MIBC	8.74		8.74
合计	148637.12		148637.12

表 5 反应器的物料衡算

	进料 kg/h		出料 kg/h
	S6	S7	S7
H2	7241.53		4174.72
N2	46804.39		46804.39
CH3COCH3	89251.29		892.51
C3H7OH	5008.51		95048.87
H2O	322.65		530.28
MIBC	8.74		1186.35
合计	148637.12		148637.12

表 6 冷取器的物料衡算

	进料 kg/h		出料 kg/h
	S7	S8	S8
H2	4174.72		4174.72
N2	46804.39		46804.39
CH3COCH3	892.51		892.51
C3H7OH	95048.87		95048.87
H2O	530.28		530.28
MIBC	1186.35		1186.35
合计	148637.12		148637.12

表 7 闪蒸器的物料衡算

	进料 kg/h		出料 kg/h
	S8	S9	S10
H2	4174.72	0.00	4174.72
N2	46804.39	199.19	46605.20
CH3COCH3	892.51	602.52	289.99
C3H7OH	95048.87	90014.76	5034.11

H2O	530.28	486.14	44.15
MIBC	1186.35	1177.56	8.79
合计	148637.12	92480.16	56156.95

表 8 分离器的物料衡算

	进料 kg/h		出料 kg/h	
	S10	S11	S12	
H2	4174.72	20.87	4153.85	
N2	46605.20	233.03	46372.17	
CH3COCH3	289.99	1.45	288.54	
C3H7OH	5034.11	25.17	5008.94	
H2O	44.15	0.22	43.93	
MIBC	8.79	0.04	8.74	
合计	56156.95	280.78	55876.17	

表 9 压缩机的物料衡算

	进料 kg/h		出料 kg/h	
	S12	S13		
H2	4153.85	4153.76		
N2	46372.17	46370.96		
CH3COCH3	288.54	288.53		
C3H7OH	5008.94	5008.51		
H2O	43.93	43.92		
MIBC	8.74	8.74		
合计	55876.17	55874.42		

表 10 闪蒸器的物料衡算

	进料 kg/h		出料 kg/h	
	S9	S14	S15	
H2	0.00	0.00	0.00	
N2	199.19	160.82	38.37	
CH3COCH3	602.52	9.27	593.25	
C3H7OH	90014.76	308.31	89706.45	
H2O	486.14	2.47	483.66	
MIBC	1177.56	0.65	1176.92	
合计	92480.16	481.52	91998.64	

表 11 精馏塔的物料衡算

	进料 kg/h		出料 kg/h	
	S15	S16	S17	
H2	0.00	0.00	0.00	
N2	38.37	38.37	0.00	
CH3COCH3	593.25	593.25	0.00	
C3H7OH	89706.45	4485.26	85221.19	
H2O	483.66	483.65	0.01	
MIBC	1176.92	0.00	1176.92	
合计	91998.64	5600.53	86398.11	

表 12 精馏塔的物料衡算

	进料 kg/h		出料 kg/h	
	S17	S18	S19	
H2	0.00	0.00	0.00	
N2	0.00	0.00	0.00	

CH3COCH3	0.00	0.00	0.00
C3H7OH	85221.19	85220.85	0.34
H2O	0.01	0.01	0.00
MIBC	1176.92	4.12	1172.79
合计	86398.11	85224.98	1173.13

## 总流程物料衡算

表 13 总流程的物料衡算

	H2	N2	CH3COCH3	C3H7OH	H2O	MIBC	合计
S1	3087.78	433.42	0.00	0.00	0.00	0.00	3521.20
S2	3087.78	433.42	0.00	0.00	0.00	0.00	3521.20
S3	0.00	0.00	88962.77	0.00	278.73	0.00	89241.50
S4	0.00	0.00	88962.77	0.00	278.73	0.00	89241.50
S5	7241.53	46804.39	89251.29	5008.51	322.65	8.74	148637.12
S6	7241.53	46804.39	89251.29	5008.51	322.65	8.74	148637.12
S7	4174.72	46804.39	892.51	95048.87	530.28	1186.35	148637.12
S8	4174.72	46804.39	892.51	95048.87	530.28	1186.35	148637.12
S9	0.00	199.19	602.52	90014.76	486.14	1177.56	92480.16
S10	4174.72	46605.20	289.99	5034.11	44.15	8.79	56156.95
S11	20.87	233.03	1.45	25.17	0.22	0.04	280.78
S12	4153.85	46372.17	288.54	5008.94	43.93	8.74	55876.17
S13	4153.76	46370.96	288.53	5008.51	43.92	8.74	55874.42
S14	0.00	160.82	9.27	308.31	2.47	0.65	481.52
S15	0.00	38.37	593.25	89706.45	483.66	1176.92	91998.64
S16	0.00	38.37	593.25	4485.26	483.65	0.00	5600.53
S17	0.00	0.00	0.00	85221.19	0.01	1176.92	86398.11
S18	0.00	0.00	0.00	85220.85	0.01	4.12	85224.98
S19	0.00	0.00	0.00	0.34	0.00	1172.79	1173.13

物料衡算是根据原料与产品之间的定量转化关系,计算原料的消耗量,各种中间产品、产品和副产品的产量,生产过程中各阶段的消耗量以及组成,进而为热量衡算、其他工艺计算及设备计算打基础。

## 车间布置

车间布置是设计中的重要环节,既要符合工艺要求,又要经济实用,合理布局。车间布局直接影响到项目的建设的投资金额,建设后的生产运转是否正常,设备维修和安全问题,以及各项经济指标的完成程度。所以在进行车间布置要做到充分掌握有关资料,全面平衡,在布置时要做到深思熟虑,仔细推敲,以取得一个最佳方案。

车间布置设计是以工艺为主导,并在其他专业的密切配合下完成的。因此,在进行车间布置设计时,要集中各方面的意见,最后由工艺人员汇总完成。车间布置主要是设备的布置,工艺人员首先确定设备布置的初步方案,对厂房建筑的大小、平立面结构、跨度、层次、门窗、楼梯等以及与生产操作、设备安装有关的平台、预留孔等向土建专业提出设计要求,待厂房设计完成后,工艺人员再根据厂房建筑图,对设备布置进行修改和补充,最终的设备布置图(施工图)就作为设备安装和管道安装的依据。

## 压缩机

### 压缩机的布置

压缩机常是装置中功率最大的关键设备之一，所以在平面布置时应尽可能使压缩机靠近与它相连的主要工艺设备。压缩机的进出口管线应尽可能的短和直。

为了有利于压缩机的维护和检修，方便操作人员的巡回检测，压缩机通常布置在专用的压缩机厂房中。厂房内设有吊车装置。

压缩机的基础应考虑隔振，并与厂房的基础脱开。

中小型压缩机厂房一般采用单层厂房。压缩机基础直接放在地面上，稳定性较好。大型压缩机多采用双层厂房，分上、下两层布置，压缩机基础为框架高基础，主机操作面、指示仪表、阀门组布置在上层，辅助设备和管线布置在下层。

多台压缩机布置一般是横向并列，机头都在同侧，便于接管和操作。布置的间距要满足主机和电动机的拆卸检修和其他种种要求，如主机卸除机壳取出叶轮或活塞抽芯等工作。压缩机和电动机的上部不允许布置管道。主要通道的宽度应根据最大部件的尺寸决定，宽度不小于 2.5m 的压缩机，其通道宽度不小于 2.0m。

压缩机组散热量大，应有良好的自然通风条件，压缩机厂房的正面最好迎向夏季的主导风向。空气压缩机厂房为使空气压缩机吸入较清洁的空气，必须布置在散发有害气体的设备或散发灰尘场所的主导风向上方位置，并与其保持一定的距离。处理易燃易爆气体压缩机的厂房，应有防火防爆的安全措施，如事故通风、事故照明、安全出入口等。

## 换热器

化工厂中使用最多的是列管式换热器与再沸器都有定型的系列图可供选用，设备布置是将它们布置在适当的位置，决定支座等安装结构、管口方位等。必要时在不影响工艺要求的条件下，可以调整原换热器的尺寸和安装方式。

换热器的布置原则是顺应流程和缩短管道长度，故它的位置取决于与它密切联系的设备的位置。塔的换热器靠近塔布置，再沸器及冷凝器则与塔以大口径的管道连接，故应取近塔布置，通常将它分别布置在塔的两侧。热虹吸式再沸器是直接固定在塔上，采用口对口的直接连接。塔的回流冷凝器除要靠近塔外，还要靠近回流罐与回流泵。从容器（或塔底）经换热器抽出液体时，换热器要靠近容器（或塔底）使泵的吸入管道最短，以改善吸入条件。

布置空间受限制时，如原来设计的换热器显得太长，可以换成一个短而粗的换热器以适应布置空间的要求。一般从传热的角度考虑，细而长的换热器较有利。卧式换热器换成立式的以节约占地面积；而立式的也可换成卧式的以降低高度，可根据具体情况各取其长。

换热器常采用成组布置，卧式换热器可以重叠布置，串联的。非串联的相同的或大小不同的换热器都可重叠。换热器重叠布置除节约面积外尚可合用上下水管。为便于抽取管束，上层换热器不能太高，一般管壳的顶部高度不能大于 3.6m，将进出口管改成弯管可降低安装高度。换热器外壳和配管净空对于不保温外壳最小为 50mm，对保温外壳最小为 250mm。

两个换热器外壳之间有配管，但无操作要求时其最小间距为 750mm。

塔和立式容器附近的换热器，与塔和立式容器之间应有 1m 宽的通道。两台换热器之间无配管时最小距离为 600mm。

换热器间的间距，换热器与其他设备的间距至少要留出 1m

的水平距离，位置受限制时，最少也不得小于 0.6m。

## 加热炉的布置

一般加热炉被视为明火设备之一，因此加热炉通常布置在装置区的边缘地区，最好在工艺装置常年最小频率风向的下风侧，以免泄漏的可燃物触及明火，发生事故。

加热炉应布置在离含油工艺设备 15m 以外（只有反应器是例外）。从加热炉出来的物料温度较高，往往要用合金钢管道，为了尽量缩短昂贵的合金钢管道，以减少压降和温降，减少投资，常常把加热炉靠近反应器布置。

加热炉与其他明火设备应尽可能布置在一起，几座加热炉可按炉中心线对齐成排布置。在经济合理的条件下，几座加热炉可以合用一个烟囱。

对于设有蒸汽发生器的加热炉，汽包宜设置在加热炉顶部或邻近的框架上。

当加热炉有辅助设备如空气预热器、鼓风机、引风机等时，辅助设备的布置不应妨碍其本身和加热炉的检修。

两座加热炉净距不宜小于 3m。

加热炉外壁与检修道路边缘的间距不应小于 3m。

当加热炉采用机动维修机具吊装炉管时，应有机动维修机具通行的通道和检修场地，对于带有水平炉管的加热炉，在抽出炉管的一侧，检修场地的长度不应小于炉管长度加 2m。

加热炉与其附属的燃料气分液罐、燃料气加热器的间距，不应小于 6m。

## 反应器的布置

反应器上部要留出足够净空，供检修用；在反应器顶部可设单轨吊车或吊柱。当底部离地面大于 1.5m 时，应设置操作平台，底部离地面最小距离不得小于 500mm。操作阀门与取样口应尽量集中在一侧，并与加料口不在同一侧，以免相互干扰。

## 塔设备的布置

大型塔设备多数露天布置，用裙式支座直接安装于基础上。多个塔可按流程一排布置，并尽可能处于一条中心线上。其辅助设备的框架及接管安排于一侧，另一侧作为安装塔的空间。塔上设置平台，互相连接既便于操作又起到结构上互相加强的好处。塔的四周应分几个区进行布置，配管区也称操作区，专门布置各种管道、阀门、仪表。通道区布置走廊、楼梯、人孔等。塔的安装高度必须考虑塔釜泵的净正吸入压头、热虹吸式再沸器的吸入压头。塔顶冷凝器回流罐可置于塔顶靠重力回流。塔的布置形式很多，要求在满足工艺流程的前提下，可把高度相近的塔相邻布置。

(1) 管道直径的设计应满足工艺对管道的要求，其流通能力应按正常生产条件下介质的最大流量考虑，其最大压力降不应超过工艺允许值，其流速应位于根据介质的特性所确定的安全流速的范围内。

(2) 综合权衡建设投资和操作费用。一套石油化工装置的管道投资一般占装置投资 20% 左右。因此，在确定管径时，应综合权衡投资和操作费用两种因素，取其最佳值。

(3) 操作情况不同流体按其性质、状态和操作要求的不同，应选用不同的流速。粘度较高的液体，摩擦阻力较大，应选较低流速；允许压力降较小的管道，为了防止因介质流速过高而引起管道冲蚀、磨损、振动和噪声等现象，液体流速一般不宜超过 4m/s；气体流速一般不超过其临界速度的 85%，真空下最大不超 100m/s

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：

<https://d.book118.com/358047025036006062>