

普通高等院校化学化工类系列教材

化工设计

范辉 李平 张鹏飞 主编
张晓瑞 邵秀丽 张晓光 副主编

清华大学出版社
北京

内 容 简 介

本书详细介绍了化工设计的基本原理、设计程序、设计规范、方法和步骤,以及工艺设计图纸的绘制要求、方法和规范。全书共分9章,主要包括:化工设计基础知识、化工工艺流程设计、物料衡算与能量衡算、化工设备的工艺设计与选型、化工厂布置、化工管路设计、非工艺专业设计、化工项目的技术经济分析及计算机辅助化工设计。

本书涵盖工艺设计主体内容,强调方法与规范的应用,可帮助读者建立工程概念,提高工程设计能力。本书可作为高等院校化学工程与工艺、应用化学、制药工程、轻化工、生物化工、能源化工、环境化工等专业的教材,也可作为化工设计、开发研究和化工生产工程技术人员的培训或参考用书。

版权所有,侵权必究。举报:010-62782989, beiqinquan@tup.tsinghua.edu.cn。

图书在版编目(CIP)数据

化工设计/范辉,李平,张鹏飞主编. —北京:清华大学出版社,2023.12
普通高等院校化学化工类系列教材
ISBN 978-7-302-64956-4

I. ①化… II. ①范… ②李… ③张… III. ①化工设计—高等学校—教材 IV. ①TQ02

中国国家版本馆 CIP 数据核字(2023)第 242170 号

责任编辑:冯 昕 王 华

封面设计:傅瑞学

责任校对:欧 洋

责任印制:杨 艳

出版发行:清华大学出版社

网 址: <https://www.tup.com.cn>, <https://www.wqxuetang.com>

地 址:北京清华大学学研大厦 A 座 邮 编:100084

社 总 机:010-83470000 邮 购:010-62786544

投稿与读者服务:010-62776969, c-service@tup.tsinghua.edu.cn

质量反馈:010-62772015, zhiliang@tup.tsinghua.edu.cn

印 装 者:三河市铭诚印务有限公司

经 销:全国新华书店

开 本:185mm×260mm 印 张:20.75

字 数:500千字

版 次:2023年12月第1版

印 次:2023年12月第1次印刷

定 价:59.80元

产品编号:078311-01



前言

“化工设计”是高等院校化学工程与工艺、能源化工、精细化工、应用化学等专业的必修课。课程以化工工艺设计为重点,介绍国内通用的化工设计原则、方法、程序、内容及化工设计技术的发展前景等,是一门综合性、实践性很强的课程。通过本课程的学习,学生能够运用化工专业基础知识、化工设计的基本理论与方法及技术经济观点,并按照国家与行业标准、规范的规定,系统地分析和解决实际工程问题。

根据新工科人才培养和工程教育理念,编者结合多年教授“化工设计”课程的体会和指导毕业设计、全国大学生化工设计竞赛等的经验,编写了本书。为促进课程思政与专业课程的融合,本书增加了工程伦理、环境影响评价、安全评价、节能评价等方面的内容。全书以化工车间(装置)的工艺设计为主线,重点阐述工艺流程设计、物料和能量衡算、化工厂(车间)布置、管路设计,并介绍了非工艺专业设计、化工技术经济、化工设计软件在化工设计中的应用等内容。本书力求系统性和实用性,书中所使用的代号、符号及图纸主要引自最新的国家或行业标准。

本书由宁夏大学范辉、李平、张鹏飞主编。全书共分9章,其中第1章、第5章、第7章由宁夏大学范辉撰写,第2章、第9章由宁夏工商职业技术学院邵秀丽撰写,第3章、第4章由宁夏大学新华学院张晓瑞撰写,第6章由宁夏大学李平撰写,第8章由宁夏大学张鹏飞、张晓光撰写;李平负责全书图纸绘制与校对,范辉负责全书统稿。本书在编写过程中,得到了宁夏工业设计院工程师王庆庆的指导及大力支持,在此表示感谢。

由于作者水平有限,书中不妥和疏漏之处在所难免,敬请读者提出批评和改进意见。

主 编

2023年3月26日



目 录

1 化工设计基础知识	1
1.1 化工设计的类型	2
1.1.1 根据项目性质分类	2
1.1.2 根据化工开发程序分类	2
1.2 化工设计的工作程序与基本内容	4
1.2.1 基本建设程序	4
1.2.2 项目建议书	5
1.2.3 可行性研究	5
1.2.4 设计任务书	18
1.2.5 化工工艺设计	19
1.2.6 环境影响评价	22
1.2.7 化工安全评价	25
1.2.8 节能评估	28
1.3 工程伦理的基本准则	30
本章思考题	31
2 化工工艺流程设计	32
2.1 工艺路线选择	32
2.1.1 选择原则	32
2.1.2 工作步骤	33
2.2 工艺流程设计	34
2.2.1 工艺流程设计原则	34
2.2.2 工艺流程设计中要解决的问题	35
2.2.3 工艺流程设计的方法与步骤	36
2.3 工艺流程图绘制	42
2.3.1 工艺流程图中阀门、管件的图形符号	42
2.3.2 仪表参数代号、仪表功能符号和仪表图形符号	43
2.3.3 物料代号	46
2.3.4 工艺设备位号	47
2.3.5 物料流程图	48
2.3.6 带控制点工艺流程图	52

2.3.7	管道及仪表流程图	52
2.4	化工典型设备的自控流程	61
2.4.1	泵的控制方案	61
2.4.2	换热器的控制方案	63
2.4.3	精馏塔的控制方案	65
2.4.4	釜式反应器的控制方案	70
	本章思考题	72
3	物料衡算与热量衡算	73
3.1	设计计算前的准备工作	73
3.1.1	工艺性资料的收集	73
3.1.2	工程性资料的收集	74
3.1.3	资料的来源	74
3.1.4	常用的化工数据手册和网络数据库	74
3.2	物料衡算	75
3.2.1	物料衡算的目的	75
3.2.2	物料衡算的依据	75
3.2.3	物料衡算的基本方法	75
3.2.4	无化学反应的物料衡算	83
3.2.5	反应过程的物料衡算	86
3.2.6	复杂过程的物料衡算	94
3.3	热量衡算	101
3.3.1	热量衡算的目的	101
3.3.2	热量衡算的依据和基准	101
3.3.3	热量衡算方程式	101
3.3.4	热量衡算的内容	102
3.3.5	无化学反应过程的热量衡算	106
3.3.6	化学反应过程的热量衡算	109
3.3.7	稳态过程的热量衡算	110
	本章思考题	111
4	化工设备的工艺设计与选型	112
4.1	化工设备工艺设计的内容	112
4.1.1	化工设备的分类	112
4.1.2	化工设备工艺设计的原则	113
4.1.3	化工设备工艺设计的步骤	113
4.2	泵的选用	115
4.2.1	泵的分类	115
4.2.2	泵的技术指标	115

4.2.3	对化工用泵的要求	116
4.2.4	选泵的工作方法和基本程序	118
4.3	换热设备的设计和选用	121
4.3.1	传热设备的类型和性能比较	121
4.3.2	热交换器的系列化	123
4.3.3	热交换器设计和选用的一般原则	127
4.3.4	管壳式热交换器的设计和选用程序	131
4.4	贮罐的选型和设计	133
4.4.1	贮罐的类型	134
4.4.2	贮罐的系列化和标准化	134
4.4.3	贮罐存贮量的确定	135
4.4.4	贮罐设计的一般程序	136
4.5	塔器的设计	138
4.5.1	塔型的选择	138
4.5.2	板式蒸馏塔的设计	141
4.5.3	填料蒸馏塔的设计	146
4.5.4	填料吸收塔的设计	154
4.5.5	板式吸收塔的设计	155
4.6	反应器的设计	157
4.6.1	常用工业反应器的类型	157
4.6.2	釜式反应器的设计	159
4.6.3	固定床催化反应器的设计	162
4.6.4	流化床催化反应器的设计	167
	本章思考题	172
5	化工厂布置	173
5.1	厂址选择	173
5.1.1	厂址选择的基本原则	173
5.1.2	厂址选择的工作阶段	174
5.2	化工厂总平面布置——总图布置	177
5.2.1	化工厂总平面布置的原则	177
5.2.2	化工厂总平面布置的要求	178
5.2.3	厂区竖向布置	180
5.3	车间(装置)布置	181
5.3.1	概述	181
5.3.2	车间(装置)布置的技术要素	183
5.3.3	典型单元设备布置	188
5.3.4	车间(装置)布置图	190
	本章思考题	194

6	化工管路设计	195
6.1	管道的设计计算.....	195
6.1.1	管径计算	195
6.1.2	工艺控制条件对管路设计的要求	196
6.1.3	腐蚀性、安全规定及管路规格的要求.....	196
6.2	化工车间管路布置设计.....	198
6.2.1	概述	198
6.2.2	化工车间管道布置设计的要求与应考虑的因素	198
6.2.3	管架和管道的安装布置	201
6.2.4	典型设备的管道布置	202
6.2.5	管道布置图	209
6.2.6	管道轴测图(管段图、空视图)、管口方位图、管架图及管件图.....	220
	本章思考题	231
7	非工艺专业设计	232
7.1	公用工程.....	232
7.1.1	给排水	232
7.1.2	供电	236
7.1.3	供热及冷冻系统	238
7.1.4	采暖通风及空气调节	242
7.1.5	土建设计	245
7.1.6	自动控制	247
7.2	安全与环境保护.....	249
7.2.1	燃烧爆炸及防火防爆	249
7.2.2	防雷设计	255
7.2.3	环境污染及其治理	256
	本章思考题	257
8	化工项目的技术经济分析	258
8.1	化工技术经济在化工设计中的地位.....	258
8.1.1	化工技术经济的定义	258
8.1.2	化工技术经济的产生与发展	259
8.1.3	化工技术经济的研究对象	259
8.1.4	化工过程的典型化工技术经济问题	259
8.2	化工项目的投资.....	260
8.2.1	化工项目的流动资金	262
8.2.2	化工项目总投资的估算方法	263
8.3	化工产品的成本.....	264

8.3.1	化工产品成本的主要组成	264
8.3.2	几个重要的成本概念	266
8.4	销售收入、税金、利润	266
8.4.1	产量、销售量、产值、销售收入	267
8.4.2	税前利润(毛利、利税)	267
8.4.3	与化工企业有关的税金	267
8.5	资金的时间价值	268
8.5.1	资金的时间价值及其产生	268
8.5.2	利息及其计算	268
8.5.3	资金等效值	269
8.6	化工项目的财务评价	270
8.6.1	财务基础数据测算	270
8.6.2	工程项目不确定性分析	273
8.6.3	化工项目的财务分析与评价方法	275
	本章思考题	278
9	计算机辅助化工设计	279
9.1	化工设计软件概述	279
9.1.1	化工设计软件主要作用	279
9.1.2	常用化工设计软件	280
9.1.3	应用化工设计软件的重要性	280
9.2	化工过程模拟软件	281
9.2.1	化工过程模拟软件用途	281
9.2.2	化工过程模拟系统的组成	282
9.2.3	稳态模拟和动态模拟	283
9.2.4	常用化工流程模拟软件简介	287
9.3	化工装置及系统设计软件	292
9.3.1	换热器设计软件	292
9.3.2	化工过程热集成设计软件	297
9.3.3	塔内件水力学计算软件	299
9.3.4	管网计算软件	300
9.3.5	CFD 软件	302
9.4	化工设备布置设计软件	306
9.4.1	设备布置设计软件	306
9.4.2	管道应力计算软件	306
9.5	计算机绘图软件	309
9.5.1	AutoCAD 软件	309
9.5.2	SmartPlant P&ID 软件	309
	参考文献	310

附录	312
附录 1 管道及仪表流程图中设备、机器图例(摘自《化工工艺设计施工图内容和深度统一规定 第 2 部分:工艺系统》(HG/T 20519.2—2009))	312
附录 2 管道上的阀门、管件和管道附件(按《化工工艺设计施工图内容和深度统一规定 第 2 部分:工艺系统》(HG/T 20519.2—2009)规定的图形符号)	314
附录 3 化工管路流体力学计算数据	317

化工设计基础知识

本章主要内容:

- 化工设计的类型。
- 化工设计的工作程序与基本内容。
- 工程伦理的基本准则。

化学工业(chemical industry)、化学工程(chemical engineering)、化学工艺(chemical technology)都简称为化工。人类早期的生活更多地依赖于对天然物质的直接利用。渐渐地这些物质的固有性能满足不了人类的需求,于是产生了各种加工技术,人类有意识有目的地将天然物质转变为具有多种性能的新物质,并且逐步在工业生产的规模上付诸实现,直至形成了国民经济的重要基础产业——化学工业。化学工业包括石油化工(petrochemical engineering)、农业化工(agrochemicals)、化学医药(chemical pharmaceutical)、高分子化学(polymer chemistry)、涂料工业(coating industry)、油脂工业(oil industry)等。化学工程是研究化工产品生产过程共性规律的一门科学。化学工艺是指运用化学方法改变物质组成或结构,或合成新物质的化学生产技术。人类与化工的关系十分密切,有些化工产品在人类发展历史中起着划时代的重要作用,其生产和应用甚至代表着人类文明的某一历史阶段。

化工设计是化工建设项目的重要环节,是将实验室的研究成果转化为工业生产的一项具有创造性的劳动,是科学与艺术相结合的产物,是一项系统工程。

化工设计的原则为:符合国家的经济政策和技术政策,合理运用国家的财富和资源;工艺上可靠,经济上合理;尽可能吸收最新科技成果,力求技术先进,经济效益更大;不造成环境污染;符合国家工业安全与卫生要求。

化工设计的特点是:各专业人员集体设计,工艺专业人员起组织汇总的作用,必须对各专业进行技术交底,提出工艺要求、条件;以图纸、说明书、表格作为最终设计成果;不断创新,及时采用新技术、新信息。

因此,设计人员应能够运用化学工程与工艺及其他相关专业的基础知识创造性地解决化学工程中的有关问题:在工程能力方面,应具有查阅资料、搜集数据(文献和现场)的能力,并能进行汇总与应用;在业务素质方面,应具备技术与经济、劳动安全与环境保护相结合的观点,并具备通过运用这些观点去观察、分析和解决问题的能力;应熟悉设计中所涉及的规范、标准;应具有工程计算的能力;应具有与其他专业配合的能力;应具有用文字、图纸、表格表达设计思想的能力;应具有高度的责任心(工程道德)、工匠精神和沟通协作能力。

1.1 化工设计的类型

1.1.1 根据项目性质分类

1. 新建项目设计

新建项目设计包括新产品设计和采用新工艺或新技术的产品设计。这类设计往往由开发研究单位提供基础设计,然后由工程研究部门根据建厂地区的实际情况进行工程设计。

2. 重复建设项目设计

由于市场需要或者设备老化,有些产品需要再建生产装置,由于新建厂的具体条件与原厂不同,即使产品的规模、规格及生产工艺完全相同,还是需要由工程设计部门进行设计。

3. 已有装置的改造设计

化工厂旧的生产装置,由于其产品质量或产量不能满足客户要求,或者因技术原因,原材料和能量消耗过高而缺乏市场竞争能力,或者因环保要求的提高,为了实现清洁生产与节能减排,而必须对已有装置进行改造。已有装置的改造包括去掉影响产品产量和质量的“瓶颈”、优化生产过程操作控制、提高能量的综合利用率和局部的工艺或设备改造更新等。这类设计通常由生产企业的设计部门进行设计,对于生产工艺过程复杂的大型装置可以委托工程设计部门进行设计。

1.1.2 根据化工开发程序分类

1. 概念设计

概念设计是工程研究的一个环节,是在应用研究进行到一定阶段后,按未来的工业装置规模所进行的假想设计。概念设计的内容包括:

(1) 以投产两年后市场需求为依据,提出建立工业化规模生产的方案,包括过程分析与合成、工艺流程、流程叙述、物料和能量衡算、消耗定额、设备清单、生产控制、“三废”处理、人员组成、投资及成本估算等工作的方案。

(2) 讨论实现工业化的可能性。对可进入中试的项目提出中试方案。

(3) 提出对将来进行基础设计的意见。

2. 中试设计

当某些开发项目不能采用数学模型法放大,或者其中有若干研究课题无法在小试中进行,一定要通过相当规模的装置才能取得数据或经验才需进行中试设计。中试设计的主要内容包括:

(1) 检验和修改小试与大型冷模试验结果所形成的综合模型,考察基础研究结果在工业规模下实现的技术、经济方面的可行性。

(2) 考察工业因素对过程和设备的影响。

(3) 消除不确定性,为工业装置设计提供可靠数据。

因此,中试可以不是全流程试验,规模也不是越大越好。中试要进行哪些试验项目,规模多大为宜,均要由概念设计来确定。中试设计的内容基本上与工程设计相同,但由于中试装置较小,一般可不画出管道、仪表、管架等安装图纸。

3. 基础设计

基础设计是过程开发的成果形式,是工程设计的基础。基础设计的主要内容包括:

- (1) 一般的工艺条件。
- (2) 大量的化学工程方向的数据,特别是反应工程方面的数据。
- (3) 运用系统的理论和计算机模拟技术对工艺流程和工艺参数进行优化,力求降低定额和产品成本,提高项目的经济效益。

在基础设计的基础上,工程单位结合建厂条件进行完整的工程设计。

4. 工程设计

工程设计是将基础设计转化为工业装置建设所需的施工图。根据工程的重要性、技术的复杂性和技术的成熟度以及计划任务书的规定,其按设计阶段划分可分为三阶段设计、两阶段设计和一阶段设计。对于重大项目和使用比较复杂技术的项目,为了保证设计质量,按三个阶段进行设计,包括初步设计、扩大的初步设计及施工图设计。一般技术比较成熟的大中型工厂或车间的设计,可以分为扩大的初步设计及施工图设计两个阶段进行。对于技术上比较简单、规模较小的工厂或车间的设计,可直接进行施工图设计,即一阶段设计。

1) 初步设计

初步设计是对设计对象进行全面的,寻求在技术上可能、经济上合理的最符合要求的设计方案。在全局性的设计原则下,确定设计标准和设计方案,水、电、汽(气)的供应方式和用量,关键设备的选型及产品成本、项目投资等技术经济问题。

编制初步设计说明书,其内容和深度应能使对方了解设计方案、投资和基本出处。详见《化工工厂初步设计文件内容深度规定》(HG/T 20688—2000)。

2) 扩大初步设计

根据已批准的初步设计和有关行业规范,解决初步设计中的主要技术问题,使之明确、细化。编制扩大初步设计说明书能满足控制投资或报价使用的工程概算等方面的需要。

3) 施工图设计

施工图设计的任务是根据扩大初步设计审批意见,解决扩大初步设计阶段待定的各项问题,并以它作为施工单位编制施工组织设计、编制施工预算和进行施工的依据。

施工图设计的主要工作内容是在扩大初步设计的基础上,根据行业标准《化工工艺设计施工图内容和深度统一规定》(HG/T 20519—2009),结合建厂条件,在满足安全、进度及控制投资等前提下完善流程图设计和车间布置设计,进而完成管道配置设计和设备、管路的保温及防腐设计,其成果是详细的施工图纸和必要的文字说明及工程预算书。工艺专业施工图设计的主要内容包括设计说明书、附图和附表。

1.2 化工设计的工作程序与基本内容

1.2.1 基本建设程序

化工设计的工作程序如图 1-1 所示,国内通常是以现有的生产技术或新产品开发的基础设计为依据提出项目建议书;然后经业主或上级主管部门认可后写出可行性研究报告;再经业主或上级主管部门批准后,编写设计任务书,进行初步设计或扩大初步设计;最后经业主或上级主管部门认可后进行施工图设计。

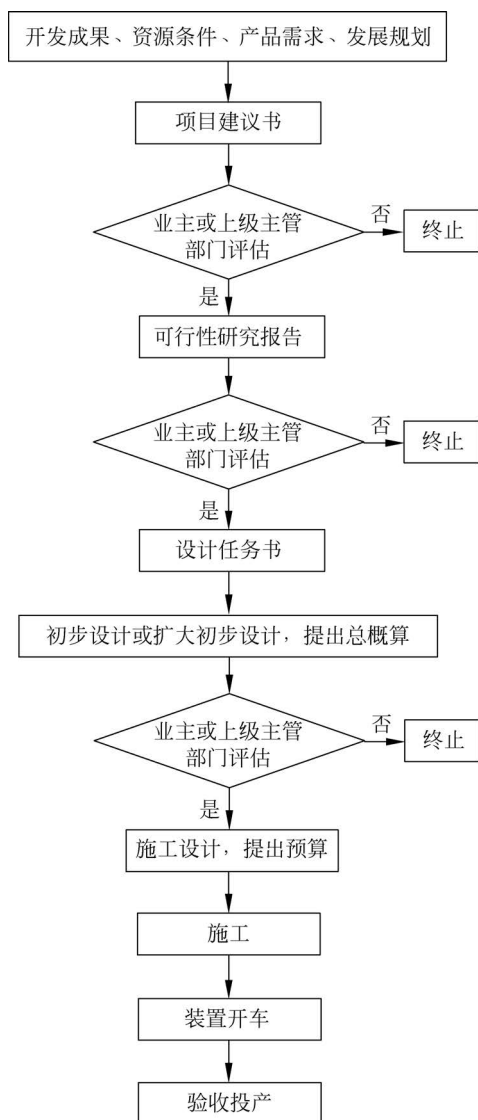


图 1-1 化工设计的工作程序

1.2.2 项目建议书

项目建议书是进行可行性和编制设计任务书的依据,应根据《化工建设项目建议书内容和深度的规定》(修订本)中的有关规定制订。

项目建议书应包括下列内容:

- (1) 项目的建设目的和意义,包括项目提出的背景和依据,投资的必要性及经济意义;
- (2) 市场初步预测分析;
- (3) 产品方案和生产规模;
- (4) 工艺技术初步方案,包括原料路线、生产方法和技术来源;
- (5) 原材料、燃料和动力的供应;
- (6) 建厂条件和厂址初步方案;
- (7) 公用工程和辅助设施初步方案;
- (8) 环境保护方案;
- (9) 工厂组织和劳动定员估算;
- (10) 项目实施初步计划;
- (11) 投资估算和资金筹措方案;
- (12) 经济效益和社会效益的初步评价;
- (13) 结论与建议。

1.2.3 可行性研究

可行性研究是投资项目前期工作的重要内容。可行性研究是对拟建项目进行全面分析及多方面比较,对其是否应该建设及如何建设做出论证和评价,为上级机关投资决策和编制、审批设计任务书提供可靠的依据。可行性研究报告应根据《化工投资项目可行性研究报告编制办法》(2012年修订版)中的有关规定制订。

1. 总体要求

项目可行性研究报告的总体要求如下:

- (1) 可行性研究报告由投资项目主办单位或项目法人委托有资格的咨询单位编制;
- (2) 可行性研究必须实事求是,坚持科学、客观和公正的原则,对投资项目的各要素进行认真的、全面的调查和详细的测算分析;
- (3) 可行性研究报告应符合国家、行业 and 地方的有关法律、法规和政策,符合投资方或出资人有关规定和要求;
- (4) 可行性研究报告编制的依据要充分,附件要齐全;
- (5) 进行可行性研究要以市场为导向,围绕增强核心竞争力做工作,以经济效益为中心,最大限度优化方案,提高投资效益;对确实难以实现投资目标的项目,应做出实事求是的结论性意见;
- (6) 可行性研究报告要全面反映研究过程中的不同意见和存在的主要问题,以确保可行性研究的科学性和严肃性;
- (7) 可行性研究报告的研究过程,应对各个方面研究内容进行多方案比选,必要时,对

部分内容应编制方案技术经济必选专篇；

(8) 在进行多方案比选的过程中,编制单位要及时向投资方或出资人反馈实现投资目标需要的条件,对现实条件、可得条件、可实现条件加以分析,在推荐方案中,对影响巨大的可得条件和可实现条件做出风险提示；

(9) 可行性研究报告中的财务分析,要按照国家有关《投资项目经济评价方法》的规定和行业有关规定编制；

(10) 可行性研究报告中的投资估算,要按照行业有关《投资项目可行性研究报告投资估算编制办法》的规定编制。

2. 项目可行性研究报告的基本内容

1) 总论

总论包括概述和研究结论。

概述包括项目名称；承办单位名称、性质及责任人；投资项目性质及类型；经营机制及管理体制；中外合资、合作项目,应注明投资各方单位全称、注册国家(地区)、法定地址、法人代表及国籍等；主办单位基本情况,改建、扩建和技术改造项目要说明现有企业概况,包括企业各生产装置、生产能力、原料供应、产品销售、员工状况、资本结构、财务状况以及企业目前存在的主要经营发展问题等；项目提出的背景,投资的目的和意义、必要性和理由；可行性研究报告编制的依据、指导思想和原则；研究范围,指研究对象、工程项目的范围,列出整个项目的工程主项,当有多家单位共同编制时,要说明各单位分工情况。

研究结论包括研究的简要综合结论及存在的主要问题和建议。研究的简要综合结论,从项目建设的必要性、装置规模、产品方案、市场、原料、工艺技术、厂址选择、公用工程、辅助设施、协作配套、节能节水、环境保护、投资及经济评价等方面给出简要明确的结论性意见。报告需简要说明投资项目是否符合国家产业政策要求,是否符合行业准入条件,是否与所在地的发展规划或城镇规划等相适应；提出可行性研究报告推荐方案的主要理由；列出项目的主要技术经济指标；提出投资项目在工程、技术及经济等方面存在的主要问题和主要风险；提出解决主要问题和规避风险的建议。

2) 市场预测分析

市场预测分析包括国外市场、国内市场、区域市场和目标市场等多个层次。对于规模较小,且市场较为确定的项目,其重点是分析区域市场或目标市场,研究其竞争优势和竞争力。应对主要产品的市场供需状况、价格走势以及竞争力进行预测分析。对于技术改造和改扩建项目等项目产品增量不大、对原有市场影响较小的,预测分析内容可以适当简化。对于项目规模较大,市场竞争激烈的产品、新兴产品及市场具有不确定性的产品,其市场预测分析,应当进行专题研究,在做可行性研究报告之前,应先完成市场报告。对项目影响较大的原材料、燃料、动力,必要时也应进行市场预测专题报告。

市场预测分析内容包括产品市场分析、产品的竞争力分析、营销策略、价格预测和市场风险分析。

3) 生产规模和产品方案

根据市场预测与产品竞争力、资源配置与保证程度、建设条件与运输条件、技术设备满足程度与水平、筹资能力、环境保护以及产业政策等确定生产规模和产品方案。列出多方案建设规模和产品方案比选表。改扩建和技术改造项目要描述企业目前规模和各装置生产能

力以及配套条件,结合企业现状确定合理改造规模并对产品方案和生产规模做说明和方案比较,进行优选。对改造前后的生产规模和产品方案进行列表对比。

4) 工艺技术方案

对于由多套工艺装置组成的大型联合装置,需要另编工艺装置分册对工艺技术进行详细叙述,以下只对各工艺装置进行简要概括性介绍。

(1) 工艺技术方案的选择。

① 原料路线确定的原则和依据:简述国内外不同工艺的原料路线,包括现状、特点、发展变化趋势及前景等,经综合比选,提出推荐的原料路线。

② 国内、外工艺技术概况:国外工艺技术概况介绍国外技术现状、特点和主要技术经济指标、商业化业绩或所建装置数量、技术覆盖率、发展变化趋势及前景等,国际先进技术特点介绍;技术引进的可能性和条件介绍;国内工艺技术概况介绍国内技术现状、特点和主要技术经济指标、商业化业绩或所建装置数量、技术覆盖率、发展变化趋势及前景等。

③ 工艺方案的比较:对国内外不同工艺技术从来源、产品质量、主要技术参数、原料路线合理性、消耗、投资及成本等方面进行对比,评价其技术的先进性、可靠性、适用性、安全性、商业化程度及经济合理性并列列表;在综合比选的基础上提出推荐技术路线,简述推荐的理由。

④ 工艺技术描述:简述推荐技术的工艺流程,介绍其特点,分析存在的问题、提出解决问题的建议。

(2) 工艺流程和消耗定额。

① 工艺流程概述:①确定装置规模和年操作时数(或日操作时数),当生产不同规格产品对装置生产规模有影响时,应按产品规格分别列出并给出最可能的产品方案下的装置规模和对应的年操作时数(或日操作时数),或者按照行业习惯,给出代表性的产品或折算成某一产品的规模。②装置组成,包括生产单元(或工序)和为生产装置直接服务的辅助生产单元、生活设施等;大型联合装置按照不同产品列出生产装置,根据工艺特点,按照工序列出每套装置组成;独立单元生产装置,根据工艺特点,按照工序列出装置组成。③列出项目所需的主要原料、辅助材料、燃料和动力的数量以及规格(性质)。④说明产品、副产品及主要的中间产品执行的质量标准;列出项目产品、副产品的数量和规格;对重要的中间产品,列出其数量和规格。⑤工艺流程说明中简述主要工艺过程、操作参数和关键的控制方案,分装置画出工艺流程图。

② 物料平衡说明:详细计算全厂各装置的物料平衡、燃料平衡和必要的热平衡,尤其对大型联合装置要说明各装置间的物料互供关系,要以总工艺物料平衡表和方块物料平衡图表示(物料平衡图应显示出原料进量、装置组成和产品、副产品量);改扩建和技术改造项目,要分别列出改造前后物料平衡情况,并根据改造方案,叙述改造后(有项目)、无项目和增量的物料情况。

③ 工艺消耗定额及与国内外先进水平比较:简述各装置同类工艺国内外消耗定额,并对主要产品列表表示其消耗定额。

(3) 主要设备选择。包括简述设备概况,对主要设备分类汇总;采用的标准规范;关键设备方案比选;依托与利旧。

(4) 自动控制。包括概述工艺生产过程对自动化的要求;控制系统的选择;仪表的选

型；控制室的设置；仪表的供电和供气；安全技术措施；标准和规范。

(5) 装置界区内公用工程设施。根据工艺装置特点和工艺技术要求,当界区内需要单独配置公用工程或辅助设施时,应予以描述,说明其设置的必要性,并向相关专业部门提供条件。

(6) 工艺装置“三废”排放与预处理。对于多套工艺装置组成的大型联合装置,在工艺装置分册的编制中需完成以下内容:

① 废水。简述废水排放情况,如排放点、排放量、组分等并列列表;

② 废气:简述废气排放情况,如排放点、排放量、组分等并列列表;

③ 固体废物(废液):简述固体废物(废液)排放情况,如排放点、排放量、组分等并列列表;

④ “三废”预处理:根据“三废”成分和浓度等特性,要求进行预处理的,应说明预处理方案,给出预处理后的数量和浓度以及组分构成。对于存在其他污染的投资项目如电磁污染、噪声污染、放射性污染等,应根据污染排放情况,提出解决方案和防范措施。

(7) 装置占地与建(构)筑物面积及定员。简述工艺装置占地、建(构)筑物面积、层数、层高及结构形式并列列表;给出装置定员和岗位定员。

(8) 工艺技术及设备风险分析。工艺技术风险及设备风险是任何投资项目所存在的风险之一,应根据项目的具体情况从下面几个方面做尽可能的分析。

① 风险因素识别及风险程度分析;产品及其规模受产业政策、发展趋势的风险、资源依存度风险、技术路线、装备技术发展的风险,国家对安全节能环保等方面的法规进一步要求风险等识别,同时要定性或定量预测各种风险因素的风险程度。

② 风险防范与反馈,根据风险程度,预测对项目的影响,确定是否进行风险对策研究。研究风险对策,提出针对性的风险规避对策,避免风险的发生或将风险损失降低到最低程度。研究风险对策,将信息反馈到有关专业人员或投资者,指导改进设计方案、落实有关对策,为投资者能够得到最大的经济利益提出建设性和可实施性的建议。

5) 原材料、辅助材料、燃料和动力供应

其中包括主要原材料、辅助材料、燃料的种类、规格、年需用量,主要原辅材料市场分析,矿产资源的品位、成分、储量等初步情况,水、电、汽(气)等其他动力供应,供应方案选择与资源利用合理性分析。

6) 建厂条件和厂址选择

对于改扩建和技术改造项目,说明企业所处的厂址条件,对在原厂址进行改扩建进行论述,分析优缺点,根据方案比较结果确定改造方案。在开发区或工业园区建设,同样需要按照厂址选择的原则和内容要求进行方案比选,但根据开发区或工业园区具体的条件情况,部分内容可以适当简化。

(1) 建厂条件。建厂条件包括建厂地点的自然条件、建厂地点的社会经济条件、外部交通运输状况、公用工程条件、用地条件及环境保护条件。

① 建厂地点的自然条件:Ⓐ厂址的地理条件,包括厂址地理位置、区域位置、距城镇距离、四邻关系等。介绍区域道路交通情况。附厂址地理位置图和厂址方案区域位置图(包括原料进厂管线、水源地、进厂给水管线、热力管线、发电厂或变电所、电源进线、储灰渣场、废水接纳水体、铁路专用线、港口码头、生活区等规划位置)。Ⓑ地形、地貌条件。Ⓒ工程地质、水文地质条件,地震烈度、设防等级,区域地质构造情况等。Ⓓ自然、气象条件,包括气温、相

对湿度、降雨量、雷电日、蒸发量、大气压力、风力与风向等。气象条件要给出历史极端值、月平均值、年平均值,分析极端值出现的概率。附风玫瑰图。⑥洪涝水位,建厂地域的洪水位(50年、100年一遇),防涝水位及泥石流情况。

② 建厂地点的社会经济条件: ④调查建厂地区社会人文经济条件及发展规划,研究其对投资项目产生的影响,提出存在的问题和建议采取的办法。存在风险因素的,要进行风险分析。⑤结合项目的要求,调查地区或城市社会、经济等状况,说明建设地点是否符合当地规划部门的要求,建厂地区的协作配合条件及生活福利条件。⑥区域设备制造能力与水平,机、电、仪等维修水平与能力情况。⑦区域建筑施工队伍情况与水平,建筑、设备材料制造水平与能力,市场配套状况等。⑧在少数民族地区或具有特殊风俗文化的地区建厂,要说明当地的风土民情和文化,避免与其冲突。⑨属于经济特区、经济技术开发区、工业园区等区域或属于三资企业、国际组织、政府贷款或投资的项目,应结合项目具体情况说明可享受的有关优惠政策。

③ 外部交通运输状况: 调查建厂地区交通运输条件及发展规划,说明港口、码头、车站管道等能力和吞吐量,目前运量平衡现状,潜在的能力。研究其对投资项目的影

响。④ 公用工程条件: ④调查建厂地区公用工程动力供应和资源条件,说明各种资源的供需平衡现状和潜在能力以及发展规划,研究对投资项目的影

响。⑤说明本工程水源可选方案,对于重大水源方案应进行方案比选。本工程最大用水量,拟选水源的供水能力,可供本工程使用的水量,可否满足本工程需要,并说明水源的水质情况以及水源地距厂址距离等。⑥说明本工程的最大排水量,接纳水体的情况,包括水体的流量、接收标准、距厂址的距离等。⑦电源与供电情况,说明地区电网、发电厂、区域变电所等区域位置,实际容量、规划容量、可为本项目提供容量,距项目的距离。⑧电信情况,市话网现状,地区电话局、长途局至厂的距离,采用交换机程式及对用户线路电阻限制值等系统通信对本工程的要求。无线通信信号情况,网络建设情况等现代通信设施基础情况。⑨供热工程情况,供热现状及发展规划,现有管网情况,热源距离本工程的距离,可供本工程的热负荷及参数和价格情况。⑩各种气源,区域空分装置配套情况,气价情况及供应稳定性。⑪消防设施情况,最近的消防队配备情况、规模以及到厂的距离和时间。⑫其他公用工程条件调查与叙述。

⑤ 用地条件: 调查区域土地使用现状,说明占用土地的性质,是否属于经过土地资源部门批准的规划用地。说明获得土地使用权或征用土地的各种费用,补偿方式,税金,需要动迁的要说明搬迁的人口数量和补偿情况。需要动迁和拆迁补偿的,需要说明动迁人的态度,维护公众利益。

⑥ 环境保护条件: 调查区域环境保护现状、环境容量状况以及环保法规情况、区域环境保护设施、接纳本项目的能力等。研究环境状况对投资项目的影

响。

(2) 厂址选择。厂址选择包括渣场(填埋场)或排污场(塘)地的选择。大型联合装置、生产基地、工业园区的建设,其厂址选择要进行专题研究。厂址选择主要内容有厂址选择的原则及依据、厂址方案比选、厂址推荐方案意见。

① 厂址选择的原则及依据: ①厂址选择应符合所在地区的规划,符合国家产业布局政策和宏观规划战略,符合国家、行业、地方抗震政策、法律、法规等要求。②厂址选择应有利于资源合理配置;有利于节约用地和少占耕地及减少拆迁量;有利于依托社会或依托现有设施;有利于建设和运行;有利于运输和原材料、动力供应;有利于环境保护、生态平衡、可

持续发展；有利于劳动安全及卫生、消防等；有利于节省投资、降低成本、增强产品竞争力、提高经济效益。③特殊化学品的厂址选择应符合国家有关专项规范要求。

② 厂址方案比选：如存在多个可选厂址，应归纳各厂址方案的优缺点，对拟选厂址从地区条件、建设条件、投资和运行费用、环境保护等诸多方面进行定性和定量比较，必要时进行技术经济综合比较并做动态分析。通过多方面对比分析和方案比较，确定推荐厂址。

③ 厂址推荐方案意见：在厂址推荐方案意见中说明推荐理由，论述推荐方案的主要特点、存在的问题及对存在问题的处理意见或建议。附厂址区域位置图和推荐厂址方案示意图。

(3) 所在区域的土地利用规划情况和土地主管部门的意见。

7) 总图运输、储运、土建、界区内外管网

改、扩建和技术改造项目，要介绍原有企业总图、储运、土建等情况。对可利用的设施，要具体说明总体平衡情况。需要拆迁还建的或者结合新建项目综合考虑以新带老或合并考虑重建的要具体说明新的工程量，并进行具体方案比选。

(1) 总图运输。总图运输包括全厂总图和全厂运输。

① 全厂总图包括总平面布置、竖向布置及主要工程量。

② 总平面布置：

——工厂主要组成。说明厂区规划、总用地面积以及各装置、设施占地并列表；

——总平面布置原则及方案比较。简述总平面布置的原则。提出不同的总图布置方案，简述各方案的优缺点。附各方案总平面布置图。在进行分析比较的基础上提出推荐方案，介绍推荐方案的特点，列出推荐方案总图的主要参数指标，包括土地利用技术经济指标。土地利用技术经济指标，包括投资强度、场地利用系数、建筑系数、容积率、行政办公及生活服务设施用地所占比重、绿化率等。

——工厂绿化。因地制宜，提出工厂绿化方案及绿化面积。

——拆迁。提出拆迁工程量，需要还建或补偿的，根据相关政策或投资方与当地政府协商的政策，对还建方案和补偿方式进行说明。将拆迁工程量列表。

③ 竖向布置：当新建厂区占地面积较大，或自然地形坡度较大，或施工、生产、运输等方面有特殊要求时，应做竖向方案比较；推荐的竖向布置方案及设防说明；工厂防洪标准及措施；场地排水方式；土石方工程量。

④ 主要工程量：简述厂内铁路及广场、厂内道路、工厂围墙、土石方量、填方、挖方、余(缺)方、沟渠、堤坝、护坡、挡土墙、绿化等主要工程量。

② 全厂运输包括厂内外交通运输方案的比较和选择、运输方案基本情况、特殊化学品运输方案、大件运输方案和主要工程量。

④ 厂内外交通运输方案的比较和选择：说明总的货物吞吐量，论述选择运输方式的原则，根据全厂运输量和各种物料的属性、形态和物理性质等确定运输方案，对主要物料运输方案进行比较，列出采用不同运输方式的运输量。根据目前市场情况，结合建厂所在地区特点，尽可能依托社会运输力量。对于建设规模较大，或建厂地区的协作条件较差的地区，应对自建和依托社会做技术经济比较。

⑤ 运输方案基本情况：

——厂内道路及车辆选择。厂内道路应做到人流、货流分道行驶。

——公路运输。公路等级及长度,季节性原因对通行的影响,以地图表示的公路网。简述公路运量、运输装卸设施、计量和管理体制等。

——铁路运输。区域运输能力,编组站接纳能力,季节性原因对交通的限制,货物仓储能力,自备车辆选择和数量,机车库位置,运价执行的标准与运价表,以地图表示的铁路网,有关运输协议情况。简述铁路专用线、交接方式、工业站等情况,说明铁路运量、二次倒运装卸设施、计量和管理体制等。

——水路运输。水运航道和河流宽度及深度,通航能力,季节性原因对航道的影响,船舶包括自备船舶的选择,港口、码头位置、形式布置、吨位、吞吐能力及装卸设施,仓库和货栈及面积,执行运价标准和运输价格,以地图表示的航道网、河流、海洋和港口。有关运输协议情况。简述运输量、二次倒运装卸设施、计量和管理体制等。

——航空运输。机场规模和能力,运输状况,通航的地区和国家等。以地图表示的航道网。简述运输量、二次倒运装卸设施、计量和管理体制等。

③ 特殊化学品运输方案:对于易燃、易爆、剧毒等特殊化学品运输,应根据有关规定制定特别运输方案。

④ 大件运输方案:应委托专业公司,做道路调查专题报告,并说明大件运输方案、方式和采取的措施。

⑤ 主要工程量:各种运输设施和运输车辆的确定与数量,附主要工程量表。

(2) 储运。大型石油化工项目、炼油项目或储存量较大的项目,储运作为一项重要内容,要专门研究论述。一般项目可适当简化。

① 储运介质及储运量:简述储运介质的性质、形态、规格、型号等,说明储运的要求和储运量。

② 储运方案:④储存系统。根据储存介质的性质、形态等确定储存方式,说明储存周期的确定以及储存量的确定理由。对储存方式和方案进行多方案比较,简述各方案的优缺点,选择最优方案。附储存流程示意图。⑤装卸系统。根据储存介质的性质、形态等确定装卸流程,结合运输方案确定装卸能力。对装卸方式和方案进行多方案比较,简述各方案的优缺点,选择最优方案。附装卸流程示意图。

③ 储运系统工程量:简述储运系统工程量。附主要设备表。

④ 储运系统消耗定额:列出储运系统主要消耗量。

(3) 厂区外管网。简述各种不同介质的管道,根据介质性质、输送压力等要求,说明各种管道的材质等主要参数。根据输送量,确定主要管道管径。根据总图布置,确定管线的长度,以延长米(延长米,又称延米,土木工程中用来测量地面空间的长度,延长米的计算长度= $\frac{\text{弧线长度}}{90^\circ} \times 360^\circ$,单位可以是米、千米或更大的长度单位。)表示。说明管线的敷设方式,进行方案比选。必要时列表进行比较。一般中小型项目或管网占投资比重较小时,该部分内容可以简化。

(4) 土建。土建包括工程地质概况、建筑设计、结构设计和全厂建(构)筑物的情况。

① 工程地质概况:简述工程地质概况,说明特殊地质问题等。

② 建筑设计:

④ 建筑设计基本原则:应遵守国家现行标准、规范和规程,精心设计,确保工程安全可靠、经济合理、技术先进、美观适用。建筑设计应充分考虑当地的准入条件,因地制宜,积极

结合当地的材料、构件供应和施工条件,采用新技术、新材料、新结构。建筑风格力求统一协调。在平面布置、空间处理、构造措施、材料选用等方面,应根据工程特点满足防火、防爆、防腐蚀、防震、防噪声等要求。

① 建筑装修标准:描述屋面、墙体、楼面、地面、门窗、天棚吊顶、内墙装修、外墙装修等要求。

③ 结构设计:

④ 设计原则:严格遵守国家和行业规范、标准,精心设计,做到安全可靠、技术先进、经济合理、施工方便。积极采用新技术、新材料、因地制宜结合当地情况优先考虑采用当地材料、构件等。地基处理根据当地的地质条件,结合上部结构要求确定安全、合理的处理方案。对于地震区域,根据抗震设防要求,确定合理的抗震结构型式和措施。

⑤ 地基基础处理:根据工程地质情况,提出地基基础处理原则方案。

⑥ 结构方案,描述主要构筑物基础和上部结构方案。

④ 全厂建(构)筑物的情况:将全厂建(构)筑物的名称、层数、占地面积、建(构)筑面积、结构形式等要素列表。

8) 公用工程方案和辅助生产设施

根据市场经济的规律,结合建厂所在地区的条件,坚持尽量依托社会力量配套服务的原则。对于改扩建和技术改造项目,要说明原有企业公用工程和辅助设施配套情况,说明原有企业供需总体平衡情况,提出富余量和潜在的能力,以及能为本项目提供的数量。在开发区、工业园区建设的项目,要提供开发区、工业园区配套能力、发展规划,说明为本项目提供的服务和供应量,供应条件、价格和有关协议。

9) 服务性工程与生活福利设施以及厂外工程

原则上尽量依托社会力量解决或通过市场运作。若需要建设,应根据项目具体情况,说明投资建设的理由。

10) 节能

(1) 编制依据。列出项目应遵循的主要法律、法规及设计标准,包括国家、项目所在地政府、项目所处行业及企业标准等。对外投资项目,应遵循项目建设地国家或地区、行业和地方有关法律、法规。

(2) 项目用能概况。列出项目所需能源的品种、数量。简述能源利用特点及合理性。技术改造与改扩建项目要给出现有装置用能状况。

(3) 能源供应状况。简述能源供应状况,分析能源来源、供应能力、供应方案、长期供应稳定性、在量和价方面对项目的满足程度、存在问题及风险。

(4) 项目节能分析与措施。

① 全厂综合性节能技术和措施。根据项目具体情况,从项目整体优化入手,调研原料、产品之间是否形成产业链、热能资源是否充分梯级利用,水资源是否合理充分利用等。分析项目总体用能是否合理。对节能技术改造项目,明确要达到的节能目标。

② 装置节能技术和措施。对全厂工艺装置、公用工程、辅助生产设施中主要耗能装置分别叙述各专业设计采用的节能措施和效果。包括工艺技术节能,公用工程、辅助生产设施节能措施,设备、材料节能,自动控制方案节能,电气方案节能,总体布置、装置布置和管道布置方案节能,采暖通风方案节能,建筑方案节能及其他节能措施。

(5) 项目能耗指标。列出主要能源消耗量并折算能耗。汇总各种能耗得出项目综合能耗。根据项目具体情况,对项目单位产品综合能耗或习惯用可比能耗与行业或地方指标对比,有条件的应与国内外先进水平对比,说明其差距或先进性。部分产品能耗折算办法可参照国家、地方和行业数据及规定。对于产品可作能源使用的项目,应计算能源转换效率。

(6) 能耗分析。

① 全厂能耗构成及分析。将全厂能耗构成按装置分别列表,分析能耗构成的合理性。技术改造与改扩建项目要按照“有项目”“无项目”进行有无对比。分析项目完成后对企业总体能耗水平的影响。按照可比能耗,分析项目万元产值或工业增加值能耗指标是否达到国家、地方或行业规定水平。有条件的可与国际、国内或行业先进水平比较。综述能耗水平,对达到的该能耗水平作必要的分析与说明。

② 单位产品能耗分析。分品种简述能耗水平,按照可比能耗,分析项目单位产品能耗指标是否达到国家、地方或行业规定水平。有条件的可与国际、国内或行业先进水平比较,说明所处水平和形成的原因。

(7) 能源计量和管理。叙述项目能源计量仪表配置原则、能源计量配置情况及项目的能源管理制度、机构设置。

11) 节水

(1) 编制依据。列出项目应遵循的主要法律、法规及设计标准。包括国家、项目所在地政府、项目所处行业及企业标准等。对外投资项目,应遵循建设地国家或地区、行业和地方有关法律、法规。

(2) 项目用水概况。列出项目所需水资源的品种、数量。简述水资源利用特点及合理性。技术改造与改扩建项目要给出现有装置用水状况。

(3) 水资源供应状况。简述水资源供应状况,分析水源、供应能力、供应方案、长期供应稳定性、在量和价方面对项目的满足程度、存在问题及风险。

(4) 项目节水技术应用与措施。根据项目具体情况,从项目整体优化入手,说明项目总体用水和水资源利用的合理性。对技术改造项目,明确要达到的节水目标。对全厂工艺装置、公用工程、辅助生产设施中主要耗水装置分别叙述采用的节水措施和效果。

(5) 水耗指标及分析。

① 水耗指标。列出项目新鲜水耗、项目万元产值或工业增加值水耗、主要产品的单位产品水耗指标、水的重复利用率、冷却水循环率、新鲜水利用系数、废水回用率。

② 水耗分析。根据项目用水的构成和用水特点,分析节水的潜力。根据项目具体情况,对项目单位产品综合水耗或习惯用可比水耗指标与行业或地方指标对比,有条件的应与国内外先进水平对比,说明其差距及先进性。部分产品水耗折算办法可参照国家、地方和行业数据及规定。

(6) 用水计量和管理。叙述项目用水计量仪表配置、管理情况。

12) 消防

(1) 编制依据。国家、行业和地方颁布的有关消防的法律、法规和标准、规范。

(2) 消防环境现状和依托条件。描述项目邻近单位和消防部门的消防设施和协作条件;对改扩建和技术改造项目要对原有消防系统进行描述,包括消防标准、消防体制、消防设施等;同时提出可依托的可能性。

(3) 工程的火灾危险性类别。根据工程的原材料、中间产品及成品的物性,说明在储存、生产过程运输过程等各个环节的火灾危险性,根据工艺生产和辅助设施的运行特点,说明各生产部位、建筑物、厂房等产生火灾的危险性。根据火灾危险性确定工程各单项的火灾危险性类别。

(4) 采用的防火措施及配置的消防系统。

① 工艺过程。论述工艺过程危险性分析及主要消防措施。

② 总图。主要说明总平面布置中功能分区、竖向布置、安全间距、消防道路、人流和车流组织、出入口数量等及工程周边建(构)筑物防火间距情况。

③ 建筑。主要说明建(构)筑物防火分区、防爆措施、安全疏散距离等。

④ 电气。说明供电的负荷等级、电源的数量及消防用电的可靠性,爆炸危险区域的划分,防雷击、防静电措施。

⑤ 采暖通风。说明采暖通风与空气调节系统的防火措施,建筑物防烟、排烟措施。

⑥ 消防系统。包括水消防系统和其他消防系统。其他消防系统如自动水喷淋、水喷雾系统,固定、半固定泡沫灭火系统,气体灭火系统,干粉灭火系统,蒸汽灭火系统及火灾报警系统的选择及方案简述。

(5) 说明消防设施投资费用及所占投资比例。提出消防排水的收集措施,说明消防设施投资费用及所占投资比例。

13) 环境保护

(1) 项目所在地区、企业(工业园区)环境质量现状与分析。

① 项目所在地区环境质量现状与分析。简要说明投资项目厂址的地理位置、所在地区的自然环境和社会环境概况,说明投资项目可能涉及的环境敏感区分布和保护现状。简述投资项目所在地区的空气环境、水环境(地表水环境、地下水环境)、声环境、土壤环境和生态环境等质量现状及污染变化趋势,分析说明所在地区环境质量受污染的主要原因。简要说明投资项目所在地区环境容量,主要污染物排放总量控制及排放指标要求。

② 企业(工业园区)环境保护现状与分析。改扩建和技术改造项目应简述企业的环境保护现状,分析说明其存在的主要环境保护问题,以及是否需要采取“以新带老”措施。如投资项目拟依托企业已建或在建的环保设施,应简要说明拟依托设施的处理规模、处理工艺、处理效果和富余能力等。简述投资项目所在工业园区的环境保护现状,分析说明其存在的主要环境保护问题。如投资项目拟依托工业园区已建、在建或规划拟建的环保设施,应简要说明拟依托设施的处理规模、处理工艺、处理效果和富余能力等。

(2) 执行的有关环境保护法律、法规和标准。

列出投资项目应遵循的国家、行业及地方的有关环境保护法律、法规、部门规章和规定。根据建设地区的环境功能区划,列出投资项目执行的环境质量标准和污染物排放标准,包括国家和地方标准。对于没有国内标准的特征污染物,可参考国外相关标准。

(3) 主要污染源及主要污染物。

分析说明投资项目在生产过程中(包括正常工况和开停车、检修、工艺设备异常及一般性事故等非正常工况下)的主要污染源及主要污染物。

① 废水。汇总列表说明各装置(单元)及设施废水污染物的排放情况,包括废水排放源、排放量、污染物名称、浓度、排放特征、处理方法和排放去向等。

② 废气。汇总列表说明各装置(单元)及设施废气污染物的排放情况,包括废气排放源(有组织排放源和无组织排放源)、排放量、污染物名称、浓度及排放速率、排放特征、处理方法和排放去向等。

③ 固体废物及废液。汇总列表说明各装置(单元)或设施固体废物(废液)的排放情况,包括固体废物(废液)排放源、排放量、组成、固体废物类别、排放特征、处理方法和排放去向等。

④ 噪声。汇总列表说明各装置(单元)或设施噪声的排放情况,包括噪声源名称、数量、空间位置、排放特征、减(防)噪措施和降噪前/后的噪声值等。

⑤ 其他。汇总列表说明各装置(单元)或设施振动、电磁波、放射性物质等污染物的排放情况,包括污染源、数量、强度、排放特征和处理措施等。

(4) 环境保护治理措施及方案。

简述投资项目贯彻执行清洁生产、循环经济、节能减排和保护环境原则,从源头控制到末端治理全过程所采取的环境保护治理措施及综合利用方案,并说明预期效果。

① 废水治理。简述投资项目从源头控制到最终处理所采取的废水治理措施及综合利用方案,说明投资项目主要废水处理设施的处理能力、处理工艺(含流程示意图)和预期效果等;说明装置(单元)及设施内废水预处理设施与全厂性废水处理设施的关系,如投资项目拟依托企业(或工业园区)现有的废水处理设施,应说明投资项目废水排放与拟依托的废水处理设施的关系,并分析依托的可行性。说明投资项目废水的最终排放量、水质、排放去向和达标情况。

② 废气治理。简述投资项目从源头控制到最终处理所采取的废气治理措施及综合利用方案,说明投资项目主要废气处理设施的处理能力、处理工艺(含流程示意图)和预期效果等;说明废气预处理设施与最终处理设施的关系,如投资项目拟依托企业现有的废气处理设施,说明投资项目废气排放与拟依托的废气处理设施的关系,并分析依托的可行性。说明投资项目各股外排废气的达标情况和主要污染物的外排总量。

③ 固体废弃物(废液)治理。简述投资项目从源头控制到最终处理所采取的固体废物(废液)治理措施,包括综合利用、临时贮存、焚烧、填埋、委托第三方处理处置等;说明投资项目主要固体废物(废液)处理处置设施的处理能力、处理工艺(含流程示意图)和预期效果等;如投资项目拟依托企业及第三方的固体废物(废液)排放与拟依托的固体废物(废液)处理设施的关系,并分析依托的可行性。说明投资项目固体废物(废液)的综合利用量、项目自身处理处置量和委托第三方处理处置量及去向。

④ 噪声治理。简述投资项目采取的主要噪声控制措施,并分析说明预期效果。

⑤ 环境风险防范措施。简述投资项目采取的主要环境风险防范措施。

⑥ 其他措施。简述投资项目采取的地下水污染防治、振动治理、电磁波治理、放射性治理、绿化及生态环境保护等措施。

(5) 环境管理及监测。

① 环境管理。说明投资项目环境管理机构的设置情况,包括职责、定员等;如投资项目拟依托企业现有环境保护机构,应简要说明现有环境管理机构的设置情况,并说明投资项目的环境管理与现有环境管理机构的关系。

② 环境监测。说明投资项目环境监测计划,包括监测点、监测因子、监测频次和分析方

法等；提出排放口规范化设置的要求。说明投资项目环境监测机构的设置情况，包括职能、定员、仪器设备等；如投资项目拟依托企业现有环境监测机构或第三方环境监测机构，应简要说明现有环境监测与拟依托的环境监测机构的关系。

(6) 环境保护投资。

汇总列表说明投资项目环境保护投资，包括环境保护设施名称、主要建设内容及处理规模、治理效率、投资额、计入比例等，说明环境保护投资占项目建设投资的比例。

(7) 环境影响分析。

简述投资项目实施对环境(包括环境空气、水环境、噪声环境、生态环境等)及环境敏感区的影响。简要说明环境影响报告书(或报告表)及其批复意见的落实情况。可行性研究报告应落实环境影响报告书(或报告表)及其批复意见的要求。

(8) 存在的问题及建议。

说明投资项目实施存在的主要环境保护问题，提出解决问题的建议和办法。

14) 职业卫生

(1) 执行的法律法规、部门规章及标准规范。

(2) 职业病危害因素和职业病分析。

① 周边环境的职业危害因素分析。项目所在地自然环境及周边地区对职业卫生可能产生的影响或危害，如地方病、流行病等。

② 项目生产过程中可能产生的职业病危害因素和职业病分析。根据《职业病危害因素分类目录》和《职业病目录》的规定，分析本项目生产过程中可能产生的职业病危害因素和职业病。职业病危害因素应根据其分类，对其危害因素、接触限值等进行阐述。

③ 可能接触职业病危害因素的部位和人员分析。根据项目的情况，对装置可能产生的职业病危害因素的主要部位、可能接触人数、接触时间进行分析。

(3) 采取的职业卫生措施。应根据项目生产过程中存在的职业卫生危害因素，从选址、总体布局、防尘防毒、防寒防暑、防噪声与振动、采光和照明、辅助用室等方面采取职业卫生防护措施。

(4) 职业卫生管理机构。

应根据项目的具体情况，设置职业卫生管理机构，并配备专职或兼职的管理人员，建立相应的职业卫生规章制度。

(5) 专项投资估算。

列出职业卫生防护设施的投资估算及占工程投资的比例。

(6) 预期效果及建议。

简述项目所采取的职业卫生防护措施，能否使项目在职业健康方面达到有关法律法规、标准规范的要求，能否起到保护职业健康、防止职业病发生的作用。

15) 安全

(1) 采取的法律法规、部门规章和标准规范。

(2) 生产过程中可能产生的危险有害因素分析。

① 危险化学品的特性分析。根据《危险化学品名录》，分析项目生产过程中可能存在的危险化学品(包括原材料、中间产品、副产品及产品、催化剂等)，阐述其危害特性、分类，是否属剧毒品、高毒品、易制毒化学品、管控化学品等。

② 重点监管的危险化学品。根据国家重点监管的危险化学品的规定,分析项目中是否存在重点监管的危险化学品。

③ 重点监管的危险化工工艺。根据国家重点监管的危险化工工艺的规定,分析项目中是否存在重点监管的危险化工工艺。分析工艺安全性是否有保证,对于新工艺,建议采取危险和可操作性研究法进行分析。

④ 重大危险源分析。分析项目中是否存在重大危险源,并对重大危险源进行分级。

⑤ 生产过程中可能产生的危险有害因素分析。根据项目涉及的危险化学品特性、操作参数,进行预先危险性分析(preliminary hazard analysis,PHA),分析生产或贮存过程中可能产生的危险有害因素,如火灾爆炸、超压爆炸、中毒、高温烫伤、机械伤害、酸碱灼伤等,并对其产生的主要岗位进行阐述。

(3) 环境危害因素分析。

① 自然危害因素分析。项目所在地自然危害因素如地震、洪水、高温、雷电等项目可能产生的危害分析。

② 周边环境危害因素分析。周边环境可能对项目产生的危害分析。

(4) 采取的安全措施。

根据项目中可能存在的危险有害因素分析,阐述从厂址选择、工艺安全、总平面布置、防火防爆等方面采取的主要安全措施:厂址的安全条件;危险化学品和危险工艺监管;最大危险源的监控;控制系统和安全仪表系统;消防系统设置;防火防爆措施;其他。

(5) 安全管理机构及人员配置。

应根据项目的具体情况,设置安全管理机构,并配备专职或兼职的管理人员,建立相应的安全管理规章制度。

(6) 安全专项投资估算。

列出安全设施的投资估算及占工程投资的比例。

(7) 预期效果及建议。

简述项目所采取的安全措施,能否使项目在安全方面达到有关法律法规、标准规范的要求,能否达到安全生产的目的。

16) 抗震

(1) 编制依据。

① 国家对抗震方面的有关政策、法规和标准;

② 地方对抗震方面的有关规定和要求。

(2) 工程地质地震灾害的概况。

工程地质概况、地形、地貌、工程地质特征。

(3) 抗震设防主要参数。

主要参数包括抗震设防烈度、工程场地类别、设计地震分组、设计基本地震加速度、工程场地水平地震影响系数(最大值)、地震特征、周期值等参数。

(4) 抗震设计原则及措施。

厂址选择和总图布置、建(构)筑物设计、主要设备、储罐、管道、电气等防范及其他等方面应符合抗震要求。

17) 组织机构与人力资源配置

按照市场经济规则,企业组织机构要创新,按照现代企业制度要求设置管理机构,原则是高效、精干。人力资源配置要在符合法律法规的原则下,务求精简。

18) 项目实施计划

介绍项目组织与管理、实施进度计划、项目招标内容、主要问题及建议。

19) 投资估算与财务分析

投资估算包括投资估算编制说明、投资估算编制依据、建设投资估算、建设期利息估算、流动资金估算、总投资估算、利用原有固定资产价值等内容。财务分析包括产品和费用估算、销售收入和税金估算、财务分析、改扩建和技术改造项目的财务分析特点、外商投资项目财务分析特点、境外投资项目财务分析特点、非工业类项目评价特点等内容。

20) 经济费用效益或经济费用效果分析

特大型项目或国家有关部门要求进行经济分析时进行。

21) 社会效益分析

特大型项目或国家有关部门要求进行社会效益分析时,应按照有关要求去做。

22) 风险分析

风险分析包括风险因素的识别、风险程度的估计、研究提出风险对策、风险分析结果的反馈等内容,并编制风险与对策汇总表。

23) 研究结论

对可行性研究中涉及的主要内容,概括性地给予总结评价。对可行性研究中涉及的主要内容及研究结果,给出明确的结论性意见,提出项目是否可行。对项目可行性研究过程中存在的问题进行汇总,并分析问题的严重性以及对项目各方面的影响程度。明确提出下一步工作中需要协调、解决的主要问题和建议。提出项目达到预期效果需要满足的实施条件。

1.2.4 设计任务书

可行性研究呈报给上级主管部门,当被上级主管部门认可后,便可根据《化工工厂初步设计文件内容深度规定》编写设计任务书,作为设计项目的依据。

设计任务书的内容主要包括以下几点:

- (1) 项目设计的目的和依据。
- (2) 生产规模、产品方案、生产方法或工艺原则。
- (3) 矿产资源、水文地质、原材料、燃料、动力、供水、运输等协作条件。
- (4) 资源综合利用和环境保护、“三废”治理的要求。
- (5) 建设地区或地点,占地面积的估算。
- (6) 防空、防震等的要求。
- (7) 建设工期与进度计划。
- (8) 投资控制数。
- (9) 劳动定员控制数。
- (10) 经济效益、资金来源、投资回收年限。

1.2.5 化工工艺设计

化工工艺设计是指化工工艺专业工程师依据单一或数个化学反应(或过程),设计出一个能将原料转变为客户所需求产品的生产流程。化工工艺专业是化工设计的主要专业之一,无论是开发新的化工生产过程,还是设计新的化工装置,化工工艺设计直接关系到化工装置能否顺利开车、能否达到预计的生产能力和能否生产出合格的产品,最终关系到工厂能否获得最大的经济效益。对于正在运行的化工装置,化工工艺专业通过工艺分析,了解装置物料和能量消耗情况,分析设备运行中存在的问题,可为制定改进方案、降低原料和能量消耗、提高产品质量以及挖掘生产潜力提供依据。

1. 设计依据

化工工艺专业在项目前期的可行性研究阶段作为主要专业参加编制,其工作贯穿整个工程设计阶段。在工程设计阶段的工艺设计,主要依据是经批准的可行性研究报告及其批文、总体设计及其批文、工程设计合同书、化工工艺设计标准以及设计基础资料。表 1-1 列出了常用化工工艺设计标准。

表 1-1 常用化工工艺设计标准

标准名称	标准系列号	标准名称	标准系列号
《化工工艺设计施工图内容和深度统一规定》	HG/T 20519—2009	《化工装置设备布置设计规定》	HG/T 20546—2009
《化工装置管道布置设计规定》	HG/T 20549—1998	《工艺系统专业的职业范围与工程设计阶段的任务》	HG 20557.1—1993
《工艺系统专业在工程设计各阶段与其他专业的关系》	HG 20557.2—1993	《工艺系统专业工程设计质量保证程序》	HG 20557.3—1993
《工艺系统专业工程设计文件校审细则》	HG 20557.4—1993	《工艺系统专业工程设计资料管理办法》	HG 20557.5—1993
《工艺系统专业在工程设计有关重要会议中的职责和任务》	HG 20557.6—1993	《工艺系统专业接受文件内容的规定》	HG 20558.1—1993
《工艺系统专业提交文件内容的规定》	HG 20558.2—1993	《工艺系统专业设计成品文件内容的规定》	HG 20558.3—1993
《建筑设计防火规范》(2018年版)	GB 50016—2014	《石油化工企业设计防火标准》(2018年版)	GB 50160—2008
《化工建设项目环境保护工程设计标准》	GB/T 50483—2019	《化工建设项目噪声控制设计规定》	HG 20503—1992
《工业企业设计卫生标准》	GBZ 1—2010	《化工企业安全卫生设计规范》	HG 20571—2014
《工业金属管道设计规范》(2008版)	GB 50316—2000	《石油化工仪表管道线路设计规范》	SH/T 3019—2016
《管道仪表流程图设计规定》	HG 20559—1993	《钢制管法兰、垫片及紧固件选用规定》	GB/T 43079—2023
《钢制化工设备焊接与检验工程技术规范》	HG/T 20593—2014	《变力弹簧支吊架》	HG/T 20644—1998

续表

标准名称	标准系列号	标准名称	标准系列号
《化工装置管道机械设计规定》	HG/T 20645—2022	《化工装置管道材料设计技术规定》	HG/T 20646.5—1999
《设备及管道绝热设计导则》	GB/T 8175—2008	《工业设备及管道绝热工程施工质量验收标准》	GB/T 50185—2019
《工业金属管道工程施工规范》	GB 50235—2010	《现场设备、工业管道焊接工程施工规范》	GB 50236—2011
《化工设备、管道外防腐设计规范》	HG/T 20679—2014	《工业设备及管道防腐蚀工程技术标准》	GB 50726—2023
石油化工仪表管线平面布置图图形符号及文字代号	SH/T 3105—2018	《管架标准图》	HG/T 21629—2021

2. 原始资料收集

接受设计任务后,设计人员必须认真周密地研究设计内容,构思设计对象的轮廓,考虑如何收集设计所需的一切数据及资料。设计对象的情况是不同的,有些产品已经大规模生产,所以收集资料比较容易;有些产品尚在试验阶段,只能向技术开发方收集基础设计的内容,查文献资料。但无论属于何种情况,为顺利开展设计工作,都必须收集有关资料。需要收集的原始数据及资料如下。

1) 基础资料

基础资料包括厂址区域的地形、气象、工程地质、水文地质等资料,人文及地理情况,矿产资源、技术经济条件,原材料、燃料及其他动力供应、交通运输及施工条件等情况。

2) 生产方法及工艺流程资料

各种生产方法及其工艺流程资料包括主要原料路线、操作规程、控制指标、主要设备及防腐措施、综合利用情况、生产安全可靠情况、每个工序的主要参数等。

3) 各种生产方法的技术经济比较

各种生产方法的技术经济比较资料包括产品成本,原材料的用量及供应的可能性,水、电、汽(气)的用量及供应,副产品的利用,“三废”处理,生产自动化水平,基本建设投资,占地面积,主要基建材料的用量,设备制作的复杂程度等。掌握了这些生产方法的资料后,就可以着手进行分析。必须对该种产品的现有生产方法中所提出的新方法以及尚未实现的方法做出全面分析。反复考虑主观和客观的条件,最后找出技术上最先进、经济上最合理,符合我国国情,切实可行的生产方法。选择生产方法及其工艺流程是极为重要的,因为它决定整个生产在技术上是否先进、经济上是否合理,是决定设计好坏的关键性因素。

4) 工艺资料

工艺资料包括工艺计算的基本资料。物料衡算资料包括:生产步骤和化学反应,各步骤所需原料、中间体的规格和物理化学性质;产品的规格和物理化学性质;各反应步骤的转化率、收率;每批加料量等。热量衡算及设备计算资料包括:原料、中间体、产品的比热容、生成热、燃烧热、导热系数、传热系数等与传热计算有关的热力学数据;各种温度、压力、流量、液面等生产控制参数;设备的容积、结构、材质、主要设备图;设备材料对介质的化学稳定性等。车间布置资料包括:平面、立面布置情况;防火、防爆措施;设备的检修、吊装要

求和配电室的布置等。

5) 其他资料

其他资料包括：非工艺专业如自控、土建、电力、采暖通风、给排水、供热、废水处理等资料；概算资料；原材料供应，总图运输资料；劳动保护，安全卫生资料，废弃的排放及处理方法等。

上述资料的来源包括：设计单位的资料；向科学研究单位收集有关资料；向有关生产单位收集资料；向建设单位收集资料；在设计过程中为设计的开展而进行的试验研究的有关资料；有关产品、目录、样本销售价格等资料；有关手册、工具书、杂志等书籍文献和专利，各类化工过程与工艺设备计算书籍、各类生产调查报告、各类生产工艺流程汇集、各类化工设计书籍等。由于技术的保密以及专利的限制，在生产装置所需数据中最重要的工艺数据及化学工程数据，应该由建设单位及相关的研究单位提供。

3. 化工工艺设计的程序及内容

化工工艺设计的程序及内容如图 1-2 所示。

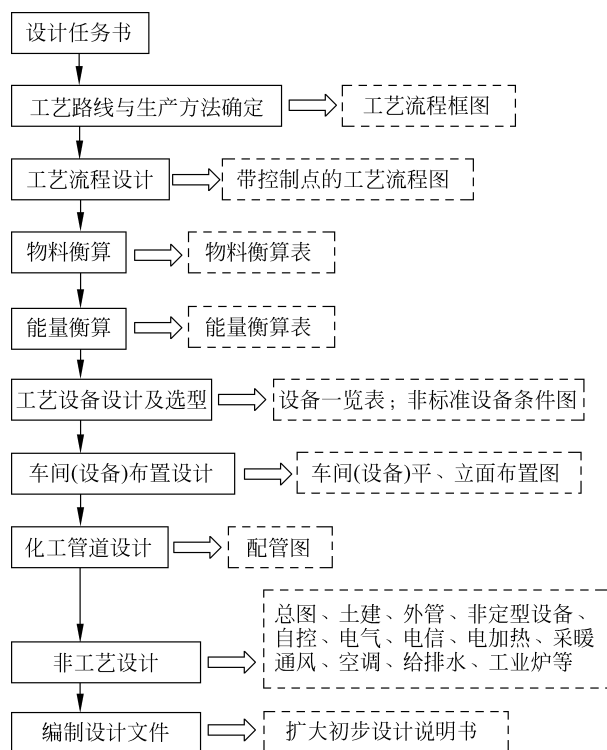


图 1-2 化工工艺设计程序及内容

1) 工艺流程设计

工艺流程设计指在方案设计的基础上，使操作过程和选用设备型号具体化的过程。方案设计的任务是确定生产方法和生产流程，是整个工艺设计的基础。要求运用所掌握的各种信息，根据有关的基本理论进行不同生产方法和生产流程的对比分析。工艺流程设计的结果是工艺流程图。

2) 物料衡算与能量衡算

物料衡算与能量衡算意味着设计工作由定性转为定量。物料衡算和能量衡算是工艺设

计的基础内容。物料衡算是质量守恒定律的一种表现形式。据此即可求出物料的质量、体积和成分等数据,在此基础上可以正确地进行能量衡算、设备选择与设计。根据能量衡算的结果,可以确定输入或输出设备的热量、加热剂和冷却剂的消耗量,同时结合设备设计,可算出设备传热面积。

3) 工艺设备设计及选型

工艺设备设计及选型主要是通过工艺计算确定设备技术指标,对标准设备进行选型,对非标准设备进行设计。标准设备的设计是通过工艺计算,算出机、泵等类型设备的工作能力及技术特性,从而选择相应的厂家及设备型号;非标准设备的设计是通过工艺计算,算出设备的能力、外形尺寸、安装尺寸等,将这些要求作为非标准设备设计的依据提交给设备专业。工艺设备设计的最终结果是设备一览表和非标准设备条件图。

4) 车间(设备)布置设计

车间(设备)布置设计应根据《化工装置设备布置设计规定》(HG/T 20546—2009)的有关规定,满足施工、操作和检修的要求,其主要任务是确定整个工艺流程中的全部设备在平面上和空间中的正确位置,相应地确定厂房或框架的结构型式。车间(设备)布置对生产的正常进行和经济指标都有重要影响,同时为土建、电气、自控、给排水、外管等专业开展设计提供重要依据。车间(设备)布置设计的最终结果是车间(设备)平、立面布置图。

5) 化工管道设计

化工管道设计大部分工作都在施工图设计阶段进行,管道设计的内容包括各种介质的管道材质、等级、阀门选择、管道布置、保温设计、管架敷设等。化工管道设计应根据《化工装置管道布置设计规定》(HG/T 20549—1998),注意节约管材,便于操作、检查和安装检修,而且做到整齐美观。化工管道设计的最终结果是配管图。

6) 非工艺设计

工艺专业设计人员应根据该项目设计全局性的总体要求,向非工艺专业设计人员提供设计条件。非工艺设计的内容包括:总图、土建、外管、非定型设备、自控、电气、电信、电加热、采暖通风、空调、给排水、工业炉等。

7) 编制设计文件

编制设计文件,是分别在初步设计阶段与施工图设计阶段的设计工作完成后进行的,它是设计成果的汇总,是进行下一步工作的依据。初步设计的设计文件应包括设计说明书和说明书的附图、附表。化工工厂初步设计说明书内容和编写要求,依据《化工工厂初步设计文件内容深度规定》(HG/T 20688—2000)和设计的范围(整个工厂,一个车间或一套装置)、规模的大小和主管部门的要求而不同。设计施工图是工艺设计的最终成品,应依据《化工工艺设计施工图内容和深度统一规定》(HG/T 20519—2009),在初步设计的基础上进行编制。它由文字说明、表格和图纸三部分组成,编制每个独立的装置或主项施工图应参考该内容深度及设计规定。施工图设计说明由工艺设计、设备布置、管道布置、绝热、隔声及防腐设计说明构成。

1.2.6 环境影响评价

为了实施可持续发展战略,预防因规划和建设项目实施后对环境造成不良影响,促进经济、社会和环境的协调发展,根据《中华人民共和国环境保护法》、《中华人民共和国环境影响

评价法》和《规划环境影响评价条例》，环境影响评价是指对规划和建设项目实施后可能造成的环境影响进行分析、预测和评估，提出预防或者减轻不良环境影响的对策和措施，进行跟踪监测的方法与制度。环境影响评价工作应按照国家环境保护标准《规划环境影响评价技术导则 总纲》(HJ 130—2019)进行。

1. 环境影响评价的意义

环境影响评价是一项技术，是强化环境管理的有效手段。其对确定经济发展方向和保护环境等一系列重大决策都有如下重要作用。

- (1) 保证建设项目选址和布局的合理性；
- (2) 指导环境保护措施的设计；
- (3) 为区域开发的社会经济发展提供导向；
- (4) 促进相关环境科学技术的发展。

2. 环境影响评价的目的

环境影响评价的目的是鼓励在规划和决策中考虑环境因素，最终达到更具环境相容性的人类活动。

3. 环境影响评价的作用

环境影响评价明确开发建设者的环境责任及规定应采取的行动，可为建设项目的工程设计提出环保要求和建议，可为环境管理者提供对建设项目实施有效管理的科学依据。

- (1) 为开发建设活动的决策提供科学依据；
- (2) 为经济建设的合理布局提供科学依据；
- (3) 为确定某一地区的经济发展方向和规模、制定区域经济发展规划及相应的环保规划提供科学依据；
- (4) 为制定环境保护对策和进行科学的环境管理提供依据；
- (5) 促进相关环境科学技术的发展。

4. 环境影响评价的层次和分类

环境影响评价主要分为三个层次：

(1) 现状环境影响评价。在项目已经建设、稳定运行一段时间后，产生的各类污染物达标排放，与周围环境已经形成稳定系统，根据各类污染物监测结果来评价该建设项目建设后对该地域环境是否产生影响，是否在环境可接受范围内。

(2) 环境预测与评价。根据地区发展规划对拟建立的项目进行环境影响分析，预测该项目建设后产生的各类污染物对外环境产生的影响，并做出评价。

(3) 跟踪评价。主要是针对大型建设项目和环评规划，在建设过程中或者建设后项目实施过程中进行跟踪评价，当项目出现了与预定的结果较大的差异时必须改进的一种评价制度，跟踪评价是现阶段环境管理的重要手段之一。

环境影响评价按照评价对象，可以分为规划环境影响评价、建设项目环境影响评价两类；按照环境要素，可以分为大气环境影响评价、地表水环境影响评价、土壤环境影响评价、声环境影响评价、固体废物环境影响评价、生态环境影响评价；按照评价专题划分，可以分为人体健康评价、清洁生产与循环经济分析、污染物排放总量控制和环境风险评价等；按照时间顺序，可以分为环境质量现状评价、环境影响预测评价、规划环境影响跟踪评价、建设项

目环境影响后评价。

5. 环境影响评价“三同时”的定义、内容及要求

建设项目“三同时”是指生产性基本建设项目中的劳动安全卫生设施必须符合国家规定的规定,必须与主体工程同时设计、同时施工、同时投入生产和使用,以确保建设项目竣工投产后,符合国家劳动安全卫生规定的规定,保障劳动者在生产过程中的安全与健康。“三同时”的要求是针对我国境内的新建、改建、扩建的基本建设项目、技术改造项目 and 引进的建设项目,它包括在我国境内建设的中外合资、中外合作和外商独资的建设项目。“三同时”生产经营单位安全生产的重要保障措施,既是一种事前保障措施,也是一种本质安全措施。

“三同时”的内容及要求如下:

1) 可行性研究阶段

建设单位或可行性研究承担单位在进行可行性研究时,应进行劳动安全卫生论证,并将其作为专门章节编入建设项目可行性研究报告。同时,将劳动安全卫生设施所需投资纳入投资计划。在建设项目可行性研究阶段,实施建设项目劳动安全卫生预评价。对符合下列情况之一的,由建设单位自主选择并委托本建设项目设计单位以外的、有劳动安全卫生预评价资格的单位进行劳动安全卫生预评价。

- (1) 大中型或限额以上的建设项目;
- (2) 火灾危险性生产类别为甲类的建设项目;
- (3) 爆炸危险场所等级为特别危险场所和高度危险场所的建设项目;
- (4) 大量生产或使用Ⅰ级、Ⅱ级危害程度的职业性接触毒物的建设项目;
- (5) 大量生产或使用石棉粉料或含有10%以上游离二氧化硅粉料的建设项目;
- (6) 安全生产监督管理机构确认的其他危险、危害因素大的建设项目。

预评价单位在完成预评价工作后,由建设单位将预评价报告报送安全生产监督管理机构。建设项目劳动安全卫生预评价工作在建设项目初步设计会审前完成并通过安全生产监督管理机构的审批。

2) 初步设计阶段

初步设计是说明建设项目的技术经济指标、运输、工艺、建筑、采暖通风、给排水、供电、仪表、设备、环境保护、劳动安全卫生、投资概率等设计意图的技术文件(含图纸)。我国对初步设计有详细规定,设计单位在编制初步设计文件时,应严格遵守我国有关劳动安全卫生的法规、标准,同时编制《劳动安全卫生专篇》,并应依据劳动安全卫生预评价报告及安全生产监督管理机构的批复,完善初步设计。建设单位在初步设计会审前,应向安全生产监督管理机构报送建设项目劳动安全卫生预评价报告和初步设计文件及图纸资料。初步设计方案经安全生产监督管理机构审查同意后,应及时办理相关审批手续。安全生产监督管理机构根据国家有关法规和标准,审查并批复初步设计文件中的《劳动安全卫生专篇》。

3) 施工阶段

建设单位对承担施工任务的单位。除落实“三同时”规定的具体要求,还要负责提供必需的资料和条件。施工单位应对建设项目的劳动安全卫生设施的工程质量负责。施工严格按照施工图纸和设计要求,确实做到劳动安全卫生设施与主体工程同时施工,同时投入生产和使用,并确保工程质量。

4) 试生产阶段

建设单位在试生产设备调试阶段,应同时对劳动安全卫生设施进行调试和考核,对其效果做出评价;组织进行劳动安全卫生培训教育,制定完整的劳动安全卫生方面的规章制度及事故预防和应急处理预案。

建设单位在试生产运行正常后,建设项目预验收前,应自主选择、委托安全生产监督管理机构认可的单位进行劳动条件检测、危害程度分级和有关设备的安全卫生检测、检验,并将试运行中劳动安全卫生设备运行情况、措施的效果、检测检验数据、存在的问题,以及采取的措施写入劳动安全卫生验收专题报告,报送安全生产监督管理机构审批。

5) 劳动安全卫生竣工验收阶段

安全生产监督管理机构根据建设单位报送的建设项目劳动安全卫生验收专题报告,对建设项目竣工进行劳动安全卫生验收。

建设项目劳动安全卫生验收专题报告主要内容包括:

(1) 初步设计中的劳动安全卫生设施已按设计要求与主体工程同时建成、投入使用的情况;

(2) 建设项目中特种设备已经由具有法定资格的单位检验合格,取得安全使用证(或检验合格证书)的情况;

(3) 工作环境、劳动条件经测试符合国家有关规定的情况;

(4) 建设项目中劳动安全卫生设施经现场检查符合国家有关劳动安全卫生标准的情况;

(5) 设立了安全卫生管理机构,配备了必要的检测仪器、设备,建立、健全了劳动安全卫生规章制度和安全操作规程,组织进行了劳动安全卫生培训教育,特种作业人员已经培训、考核,取得安全操作证,制定了事故预防和应急处理预案情况。

凡符合需要进行预评价的建设项目,在正式验收前应进行劳动安全卫生预验收或专项审查验收。对预验收中提出的劳动安全卫生方面的改进意见应按期整改。建设项目劳动安全卫生设施和技术措施经安全生产监督管理机构验收通过后,应及时办理相关审批工作。

1.2.7 化工安全评价

1. 化工安全评价的定义

化工安全评价是以实现化工生产的安全性为目标,以安全系统工程的理论和方法为技术手段,辨别分析化工工程、化工生产系统以及生产运营活动中潜在的危险因素、有害因素,并对其诱发事故或者造成职业危害的可能性、严重程度进行预测评估,提出科学合理、切实可行的安全对策措施的建议,做出评估结论的活动。

2. 化工安全评价的目的

化工企业通过实施安全评价达到以下四个方面的目的:

(1) 企业内部系统工程在真正意义上实现生产安全化。

(2) 发现企业在经营全过程中存在的问题和不足,及时提出切实可行的安全整改方案;了解化工工程系统存在的危险性,采取有针对性的安全管理方案。

(3) 提出建立化工企业系统安全的优化措施,为决策者提供实施安全管理的参考。

(4) 为化工企业实现安全生产、安全管理的标准化和科学化打下坚实的基础。

3. 化工安全评价的原则

鉴于化工安全评价的目的和作用,要遵循目的性原则、科学性原则和综合性原则进行化工工程的安全评价工作。

(1) 目的性原则是指在保证化工企业生产工作的安全的大前提下,在宏观的角度构建化工企业的安全评价体系,把化工企业的安全隐患扼杀在萌芽状态。

(2) 科学性原则是指为了预防误差较大的安全评价结论不能真实地反映企业安全事故防治工作的实际情况,确保安全评价结果中不同项目的分数和权重真实反映化工企业当前工作的重点,有必要依托科学的全评价体系的化工工程安全评价模式。

(3) 综合性原则是指在进行化工企业的安全评价时,要考虑到不同安全评价方法的局限性,采取不同的安全评价方法,取其所长,弃其所短,综合考虑获取最真实可靠的安全评价结论。

4. 典型化工安全评价方法

在安全系统工程中,安全评价方法主要有安全检查表分析、预先危险性分析、故障形式和影响分析、危险和可操作性研究、事故树和事件树、作业危险条件分析法、危险指数评价法等。

1) 安全检查表分析

该方法是针对化工系统或单元,将一系列分析项目列出安全检查表进行分析以确定系统的状态,这些项目包括设备、操作、控制、环保和安全等各方面。根据检查条款相关的标准和规范等,对已知的危险类别、设计缺陷以及与一般工艺设备、操作、管理有关的潜在危险性和有害性进行判别检查。作为一种定性或半定量的评价方法,安全检查表分析通常可提出一系列的提高安全性的可能途径并提供给管理者参考。

安全检查表分析方法的特点主要有:事先编制,有充分的时间组织有经验的人员来编写,能做到系统化和完整化,不至于漏掉能导致危险的关键因素;可以根据规定的标准、规范和法规,检查遵守的情况,提出准确的评价;表的应用方式是有问有答,给人的印象深刻,能起到安全教育的作用;表内还可注明改进措施的要求,隔一段时间后重新检查改进情况;简明易懂,容易掌握。

2) 预先危险性分析

预先危险性分析主要用于对化工危险物质和装置的主要工艺区域进行分析。常常发生在过程发展的初期,在没有详细设计和操作程序资料时进行,通常是进一步危险分析的先导,在过程发展的初期使用这一方法最为有效。在实际评价中,通常在工艺装置的概念设计或研究和发展阶段使用,特别在进行厂址选择时非常有用,它还经常作为管道及仪表流程设计之前的设计检查工具。虽然预先危险性分析方法一般用于项目发展的初期阶段,此时对潜在的安全问题无经验可借鉴,但对于分析已投入运行的大型装置或者划分危险先后次序时,也是很有帮助的。

3) 故障形式和影响分析

故障形式和影响分析起源于可靠性技术,是将系统分割为子系统、设备或元件,逐个分析各自可能发生的故障形式及其产生的影响,以便采取相应的防治措施,以提高系统的安全

性,是一种定量评价方法。对于化工行业而言,该方法是通过识别装置或过程内单个设备或单个系统(泵、阀门、液位计和换热器)的故障形式以及每个故障形式的可能后果。故障形式描述故障是如何发生的(打开、关闭、开、关、损坏和泄漏等),故障形式的影响是由设备故障对系统的应答来决定的。故障形式和影响分析的目的是辨识单一设备和系统的故障形式及每种故障形式对系统或装置的影响。

故障形式和影响分析通常工作量较大,通常的步骤如下:

(1) 确定分析对象系统,根据分析详细程度的需要,查明组成系统的子系统或单元及其功能。

(2) 分析元素故障形式和产生原因。由熟悉情况、有丰富经验的人员,依据经验和有关的故障资料分析和讨论可能产生的故障形式和原因。

(3) 研究故障形式的影响。研究和分析元素故障对相邻元素、邻近系统和整个系统的影响。

(4) 填写故障形式和影响分析表格。将分析的结果填入预先准备好的表格,可以简洁明了地显示全部分析内容。

4) 危险和可操作性研究

危险和可操作性研究是以关键词作为引导,寻找工艺过程或状态的变化,再进一步分析造成此次变化的原因、可能的后果和预防对策措施。运用该研究分析方法,能查出系统中存在的危险和有害因素,并能以危险和有害因素可能导致的事故后果来确定,设备和装置中的主要危险和有害因素。

5) 事故树和事件树

事故树和事件树都属于用逻辑推理进行评价的定量安全评价方法。

事故树是一种描述事故因果关系的有方向的“树”,它能对各种系统的危险性进行识别评价,是安全分析评价和事故预测的一种先进的科学方法。非常适合于高度重复性的系统。但是步骤较多,计算也比较复杂,在数据较少时进行定量分析还需要做大量工作。

事件树是一种自下而上的、从原因到结果的分析方法。即从一个初因事件开始,交替考虑成功与失败的两种可能性,然后再以这两种可能性作为新的初因事件,如此继续,直至找到结果为止。事件树是一种归纳逻辑图,可以看到事故发生的动态发展过程,可看作事故树的补充,它可将严重事故的动态发展过程全部揭示出来,可以用来分析系统故障、设备失效、工艺异常和人的失误等,因此应用比较广泛。

6) 作业危险条件分析法

作业危险条件分析法可以简单易行地评价人们在具有潜在危险性环境中作业时的危险性,是一种半量化的评价方法。其基本原理:用与系统风险率有关的三种因素指标值之积来评价系统人员伤亡风险的大小,这三种因素为 L (发生事故的可能性大小)、 E (人体暴露在这种危险环境中的频繁程度)和 C (一旦发生事故会造成的损失后果)。风险值(D)= $L \times E \times C$ 。这三种因素的准确科学数据的取得相当烦琐,所以为了简化评价过程,可以采取半定量计值法,给三种因素的不同等级分别确定不同的分值,再以三个分值的乘积 D 来评价危险性的大小。该方法简便易行,适合从化工企业保护劳动者健康和角度,评价作业环境对人体的危害大小和危险程度。

7) 危险指数评价法

危险指数评价法为美国陶氏化学公司(the Dow Chemical Company)首创,是目前在化工领域应用最广的一种评价方法。该方法以物质系数为基础,再考虑工艺过程中的其他因素(如操作方式、工艺条件、设备状况、物料处理和安全装置情况等)的影响,来计算每个单元的危险度数值,然后按数值大小划分危险度级别,对化工生产过程中固有的危险进行度量。危险指数评价目的是从安全角度出发,对所要分析的问题,确定与工艺及操作有关的危险性,通过对工艺属性进行比较、分析、计算,进而确定哪一个区域的相对危险性更大,重点对关键区域单元,即危险性大的单元,进行进一步的安全评价补偿。

故障形式和影响分析、事件树和事故树属于概率的危险性评价方法,即可认为是全定量的分析方法。其余方法则认为是半定量的分析方法。全定量的危险性评价是一种以可靠性为基础的评价方法,通过查找出系统可能的故障或事故形式,并根据已经积累的故障和事故数据,计算出待评价系统的故障或事故发生概率,进而计算出系统的风险率和可接受的风险值,通过比较来评价系统是否安全。换句话说,全定量的危险性评价是运用风险率来衡量系统的危险程度的一种方法。这种评价方法的评价结果是根据大量数据统计资料,经科学计算得出的,能够较好地反映系统危险性的真实情况,但这些方法需要收集的资料较多,评价起来较为复杂。

各种化工安全评价方法都有其各自的评价目标、特点和适用范围,由于化工行业的生产工艺复杂多变,如生产装置大型化,过程连续化,原料及产品易燃、易爆、有毒、有害和易腐蚀等特点,即使针对特定厂区及工程阶段,安全评价方法也不是单一和确定的分析方法,安全评价方法并不是决定安全评价结果的唯一因素。在实际工作中,可针对具体情况将多种方法组合使用。此外安全评价方法的选择也依赖于评价人员对评价方法的不断了解和实际评价经验的积累。

1.2.8 节能评估

能源是制约我国经济社会可持续、健康发展的重要因素。解决能源问题的根本出路是坚持“开发与节约并举、节约放在首位”的方针,大力推进节能降耗,提高能源利用效率。固定资产投资项目在社会建设和经济发展过程中占据重要地位,对能源资源消耗也占较高比例。固定资产投资项目节能评估和审查工作作为一项节能管理制度,对深入贯彻落实节约资源基本国策,严把能耗增长源头关,全面推进资源节约型、环境友好型社会建设具有重要的现实意义。

依据《中华人民共和国节约能源法》《国务院关于加强节能工作的决定》《固定资产投资项目节能审查办法》等要求,固定资产投资项目节能审查意见是项目开工建设、竣工验收和运营管理的重要依据。政府投资项目,建设单位在报送项目可行性研究报告前,需取得节能审查机关出具的节能审查意见。企业投资项目,建设单位需在开工建设前取得节能审查机关出具的节能审查意见。未按本办法规定进行节能审查,或节能审查未通过的项目,建设单位不得开工建设,已经建成的不得投入生产、使用年综合能源消费量 5000t 标准煤以上的固定资产投资项目,其节能审查由省级节能审查机关负责。1t 标准煤,是按标准煤的热值计算各种能源量的换算指标,按照我国标准计算,发热量相当于 29307.6kJ(29.3076MJ/kg × 1000kg)。

节能评估是指根据节能法规、标准,对投资项目的能源利用是否科学合理进行分析评估。通过项目的节能评估,掌握项目生产中能源消耗的种类和数量,分析项目的能耗水平及其生产用能效率,将项目能耗与国际国内水平及行业准入条件进行比较;按国家和地方有关法律、法规、规划和政策,评价该项目能源利用的合理性、节能措施的可行性、工艺技术的先进性;以及是否符合国家和行业的节能设计标准与规范。通过项目生产对浪费能源可能造成的影响进行客观分析,评估项目建设合理利用能源和节能方案的可靠性,并根据促进技术进步的原则提出改进意见,以达到合理利用能源和节约能源的目的。

节能评估的主要内容包括:评估依据;项目概况;能源供应情况评估(包括项目所在地能源资源条件以及项目对所在地能源消费的影响评估);项目建设方案节能评估(包括项目选址、总平面布置、生产工艺、用能工艺和用能设备等方面的节能评估);项目能源消耗和能效水平评估(包括能源消费量、能源消费结构、能源利用效率等方面的分析评估);节能措施评估(包括技术措施和管理措施评估);存在的问题及建议等。

节能评估的主要方法有政策导向判断法、标准规范对照法、专家经验判断法、产品单耗对比法、单位面积指标法和能量平衡分析法等。

(1) 政策导向判断法。根据国家及各地的能源发展政策及相关规划,结合项目所在地的自然条件及能源利用条件对项目的用能方案进行分析评价。

(2) 标准规范对照法。对照项目应执行的节能标准和规范进行分析与评价,特别是强制性标准、规范及条款应严格执行。适用于项目的用能方案、建筑热工设计方案、设备选型、节能措施等评价。项目的用能方案应满足相关标准规范的规定;项目的建筑设计、围护结构的热工指标、采暖及空调室内设计温度等应满足相关标准的规定;设备的选择应满足相关标准规范对性能系数及能效比的规定;是否按照相关标准规范的规定采取了适用的节能措施。

(3) 专家经验判断法。利用专家在专业方面的经验、知识和技能,通过直观经验分析的判断方法。适用于项目用能方案、技术方案、能耗计算中经验数据的取值、节能措施的评价。根据项目所涉及的相关专业,组织相应的专家,对项目采取的用能方案是否合理可行、是否有利于提高能源利用效率进行分析评价;对能耗计算中经验数据的取值是否合理可靠进行分析判断;对项目拟选用节能措施是否适用及可行进行分析评价。

(4) 产品单耗对比法。根据项目能耗情况,通过项目单位产品的能耗指标与规定的项目能耗准入标准、国际国内同行业先进水平进行对比分析。适用于工业项目工艺方案的选择、节能措施的效果及能耗计算评价。如不能满足规定的能耗准入标准,应全面分析产品生产的用能过程,找出存在的主要问题并提出改进建议。

(5) 单位面积指标法。民用建筑项目可以根据不同使用功能分别计算单位面积的能耗指标,与类似项目的能耗指标进行对比。如差异较大,则说明拟建项目的方案设计或用能系统等存在问题,然后可根据分品种的单位面积能耗指标进行详细分析,找出用能系统存在的问题并提出改进建议。

(6) 能量平衡分析法。能量平衡是指以拟建项目为对象的能量平衡,包括各种能量的收入与支出的平衡,消耗与有效利用及损失之间的数量平衡。能量平衡分析就是根据项目能量平衡的结果,对项目用能情况全面、系统地进行分析,以便明确项目能量利用效率,能量损失的大小、分布与损失发生的原因,以利于确定节能目标,寻找切实可行的节能措施。

以上评估方法为节能评估通用的主要方法,可根据项目特点选择使用。在具体的用能方案评估、能耗数据确定、节能措施评价方面还可以根据需要进行选择使用其他评估方法。

1.3 工程伦理的基本准则

技术已经对我们的世界产生了深远而广泛的影响,而工程师在技术各个方面的发展扮演了核心角色。工程师创造产品与程序来提高食物产量、加强植物保护、节约能源消耗、提速通信交通、促进身体健康以及消除自然灾害等,也给人类生活带来更多的便捷并创造更多的美好。然而技术在带来益处的同时,也产生了环境破坏、生态失衡等负面影响,严重破坏了社会和自然环境,甚至危及人类自身的生存。技术的风险不应该被技术的好处所掩盖,同时技术的负面影响也不是简单地可以完全预见,除了基本的和可预见的技术影响,也存在潜在的二次影响。因此环境、生态等问题将长期存在,并且正在遭受伤害的人们也将长期受到危害。

这些技术的负面结果,在 20 世纪初、20 世纪 30 年代大萧条时期,以及 20 世纪 70 年代和 80 年代都引起了越来越多的批评。这些批评也对工程师的工作产生很大影响。一些工程师针对这种现状积极地进行辩护,对于他们的工程活动从伦理角度进行深刻反思,这时工程伦理学应运而生。工程师通过强调工程的根本道德任务,试图加强和联合他们的职业,以促进工程师的职业化进程。最明显的是几乎各大工程师协会的章程都把“工程师的首要义务是把人类的安全、健康、福祉放在至高无上的地位”作为章程的根本原则。

工程伦理准则包含以下几个方面:

(1) 以人为本的原则。以人为本就是以人为主体,以人为前提,以人为动力,以人为目的。以人为本是工程伦理观的核心,是工程师处理工程活动中各种伦理关系最基本的伦理原则。它体现的是工程师对人类利益的关心,对绝大多数社会成员的关爱和尊重之心。以人为本的工程伦理原则意味着工程建设要有利于人的福利,提高人民的生活水平,改善人的生活质量。

(2) 关爱生命原则。关爱生命原则要求工程师必须尊重人的生命权,意味着要始终将保护人的生命摆在重要位置,意味着不支持以毁灭人的生命为目标的项目的研制开发,不从事危害人的健康的工程的设计、开发。这是对工程师最基本的道德要求,也是所有工程伦理的根本依据。尊重人的生命权而不是剥夺人的生命权,是人类最基本的道德要求。

(3) 安全可靠原则。在工程设计和实施中以对待人的生命高度负责的态度充分考虑产品的安全性能和劳动保护措施,要求工程师在进行工程技术活动时必须考虑安全可靠,对人类无害。

(4) 关爱自然的原则。工程技术人员在工程活动中要坚持生态伦理原则,不从事和开发可能破坏生态环境或对生态环境有害的工程,工程师进行的工程活动要有利于自然界的生命和生态系统的健全发展,提高环境质量。要在开发中保护,在保护中开发。在工程活动中要善待和敬畏自然,保护生态环境,建立人与自然的友好伙伴关系,实现生态的可持续发展。

(5) 公平正义原则。正义与无私相关,包含着平等的含义。公平正义原则要求工程技术人员的伦理行为要有利于他人和社会,尤其是面对利益冲突时要坚决按照道德原则行动。

公平正义原则还要求工程师不把从事工程活动视为名誉、地位、声望的敲门砖,反对用不正当的手段在竞争中抬高自己。在工程活动中体现尊重并保障每个人合法的生存权、发展权、财产权、隐私权等个人权益,工程技术人员在工程活动中应该时时处处树立维护公众权利的意识,不任意损害个人利益,对不能避免的或已经造成的利益损害给予合理的经济补偿。

对化工设计进行伦理约束,可以提升工程师伦理素养,加强工程从业者的社会责任,推动可持续发展,促进人与自然的协同进化,协调利益关系,因此是非常有必要的。

本章思考题

1. 化工设计的原则和特点是什么? 化工设计人员应具备哪些能力和素质?
2. 简述国内化工厂设计的工作程序。
3. 根据化工过程开发程序,我国化工工程设计可分为哪些类别?
4. 根据项目性质,我国化工工程设计可分为哪些类别?
5. 简述施工图设计的内容及设计成果。
6. 可行性研究可以为化工设计的哪些环节提供依据?
7. 项目建议书应包括哪些基本内容?
8. 环境影响评价的意义、目的和作用是什么?
9. 什么是化工安全评价? 常用的化工安全评价方法有哪些?
10. 节能评估的主要内容有哪些?



答案

化工工艺流程设计

本章主要内容：

- 工艺路线选择。
- 工艺流程设计。
- 工艺流程图绘制。
- 化工典型设备的自控流程。

化工工艺流程设计总步骤：在工艺流程设计前首先进行工艺路线的选择和论证，当工艺路线和生产规模确定后，即可开始工艺流程设计，并且随着物料衡算、能量衡算、设备工艺计算等工作的开展，工艺流程设计也要由浅入深地不断修改、完善，相应地完成物料流程图、工艺流程图、工艺控制图和物料平衡表的绘制，最终根据工艺操作要求、说明等资料绘制完成各种版本的管道及仪表流程图(piping & instrument diagram, P&ID)。

2.1 工艺路线选择

化工生产的特点之一就是生产方法的多样性。同一化工产品可采用不同的原料和不同的生产方法制得，即使采用同一种原料，也可采用不同的生产方法、不同的生产工艺。随着化工生产技术的发展，可供选择的工艺路线和流程也越来越多，所以要科学严谨地选择工艺路线。某个产品若只有一种固定的生产方法，就无须选择；若有几种不同的生产方法，就要逐个进行分析研究，通过全面地比较分析，从中选出技术先进、经济合理、安全可靠的工艺路线，以保证项目投产后能满足各项指标的要求。

2.1.1 选择原则

1. 先进性

工艺路线的先进性体现在两个方面，即技术先进和经济合理，两者缺一不可。技术先进是指项目建设投产后，生产的产品质量指标、产量、运转的可靠性及安全性等既先进又符合国家标准；经济合理指生产的产品具有经济效益或社会效益。在设计中，既不能片面地考虑技术先进而忽视经济合理的一面，也不能片面地只求经济合理而忽视技术上是否先进。工艺路线是否先进应具体体现在以下几个方面：

- (1) 是否符合国家有关的政策及法规；
- (2) 生产能力大小；
- (3) 原、辅材料和水、电、汽(气)等公用工程的单耗；

- (4) 产品质量优劣;
- (5) 劳动生产率高低;
- (6) 建厂时的投资、占地面积、产品成本以及投资回收期等;
- (7) “三废”治理;
- (8) 安全生产。

环境保护是建设化工厂必须重点审查的一项内容。化工厂容易产生“三废”,设计时应防止新建的化工厂对周围环境产生严重污染,给国家和人民造成重大的经济损失,并影响人民的身体健康,为此应避免采用“三废”污染严重的工艺路线。新建工厂的排放物必须达到国家规定的排放标准,符合我国环境保护法律法规的规定。

安全生产是化工厂生产管理的重要内容。化学工业是一个易发生火灾和爆炸的行业,因此要从技术路线上、设备上、管理上对安全予以重视,严格制定规章制度,对工作人员进行安全培训。同样,对有毒化工产品或化工生产中产生的有毒介质,应采用相应的措施避免外溢,从而达到安全生产的目的。

总之,先进性是一个综合性的指标,它必须由各个具体指标反映出来。

2. 可靠性

工艺路线的可靠性是指所选择的技术路线的成熟程度,只有具备工业化生产的工艺技术路线才能称得上是成熟的工艺技术路线。工厂设计工作的最终产品是拟建项目的蓝图,直接影响未来工厂的产量、质量、劳动生产率、成本和利润。如果所采用的技术不成熟,就会影响工厂正常生产,甚至不能投产,造成极大的浪费,因此工厂设计必须可靠。在工艺流程设计中对于尚在试验阶段的新技术、新工艺、新设备、新材料,应采取积极而又慎重的态度,防止只考虑新的一面,而忽视不成熟、不稳妥的一面。未经生产实践考验的新技术不能用于工厂设计。以往建厂的经验教训证明,工厂设计必须坚持一切经过试验的原则,只有经过一定时间的试验生产,并证明技术成熟、生产可靠、有一定经济效益的,才能进行正式设计,不允许把生产工厂当作试验厂来进行设计。

3. 适用性

工艺路线的选择,从技术角度上,应尽量采用新工艺、新技术,并吸收国外的先进生产装置,进行综合考虑。

上述三项原则中可靠性是生产方法和工艺流程选择的首要原则,在可靠性的基础上全面衡量,综合考虑。设计人员必须在总结以往经验和教训的基础上,采取全面对比分析的方法,根据建设项目的具体要求,选择先进可靠的工艺技术,竭力发挥有利的一面,设法减少不利的因素,从而使新建的化工厂在产品质量、生产成本以及建厂难易等主要指标上达到较理想的水平。

2.1.2 工作步骤

1. 调查研究,收集资料

调查研究、收集资料是确定工艺路线及工艺流程设计的准备阶段。在此阶段,要根据建设项目的产品方案及生产规模,有计划、有目的地收集国内外同类型生产厂家的相关资料。内容包括各国的生产情况、生产方法及工艺流程;原材料的来源、产品及副产品的规格和性

质以及各种消耗定额；安全生产和劳动保护以及综合利用与“三废”治理；工艺生产的机械化、自动化、大型化程度；水、电、汽(气)燃料的消耗及供应；厂址、地质、水文、气象等方面资料；车间(装置)环境与周围的情况等。

2. 落实关键设备

设备是完成生产过程的重要条件,在确定工艺路线和工艺流程设计时,必然涉及设备,而对关键设备的研究分析,对确定工艺路线和完成工艺流程设计是十分重要的。由于解决不了关键设备,或中断,或改变原定的工艺路线和工艺流程的情况时有发生。因此,对各种生产方法所采用的关键设备,必须逐一进行研究分析,看看哪些已有定型产品,哪些需要设计制造,哪些国内已有,哪些需要进口。如需要进口,从哪个国家进口,质量、性能和价格如何等;如需要设计制造,根据质量、进度、价格等要求落实到哪家工厂。这些都要研究和分析,最后做出具体方案。

3. 全面比较与确定

针对不同的工艺路线和工艺流程,进行技术、经济、安全等方面的全面对比,从中选出既符合国情又切实可行的生产方法。比较时要仔细领会设计任务书提出的各项原则和要求,要对收集到的资料进行加工整理,提炼出能够反映本质的、突出主要优缺点的数据材料,作为比较的依据。需全面对比的内容很多,一般要从以下几个主要方面进行比较:

- (1) 几种工艺路线在国内外采用的现状及其发展趋势;
- (2) 产品质量和规格;
- (3) 生产能力;
- (4) 原材料、能量消耗;
- (5) 综合利用及“三废”治理;
- (6) 建厂投资及产品最终成本。

2.2 工艺流程设计

2.2.1 工艺流程设计原则

工艺流程设计是一项复杂的技术工作,需要从技术、经济、社会、安全和环保等多方面考虑,并要遵循以下设计原则。

1. 技术成熟先进,产品质量优良原则

尽可能采用先进的生产设备和成熟的生产工艺,以保证产品的质量。技术的成熟程度是流程设计首先应考虑的问题,在保证可靠性的前提下,应尽可能选择先进的工艺技术路线。如果先进性和可靠性二者不可兼得,则宁可选择可靠性大而先进性可满足要求的工艺技术作为流程设计的基础。

2. 节能减排,资源合理利用原则

科学生产,努力从各方面提高利用率和生产率,从而降低原材料消耗及水、电、汽(气)的消耗,降低投资和操作费用,即降低产品的生产成本,以便获得最佳的经济效益。

3. 安全生产原则

生产过程中确保操作人员和机械设备的安全,充分预计生产的危险因素,保证生产的安全稳定性。

4. 环境保护原则

在开始进行工艺路线选择和流程设计时,就必须考虑生产过程中产生的“三废”的来源和防治措施,做到原材料的综合利用,变废为宝,减少废弃物的排放。如果是因工艺上的不成熟或工艺路线的不合理而导致污染问题不能解决,则绝不能建厂。

5. 经济效益原则

这是一个综合的原则,应从原料性质、产品质量和品种、生产能力以及发展等多方面考虑。

2.2.2 工艺流程设计中要解决的问题

工艺流程设计就是要确定生产过程的具体内容、顺序、组织方式、操作条件、控制方案,并确定“三废”治理方案和安全生产措施等,以达到加工原料制得所需产品的目的,其具体工作内容如下。

1. 确定工艺流程

工艺流程反映了由原料制得产品的全过程。首先确定工艺生产的全部操作单元或工序,进而确定每个操作单元或工序具体流程,再确定各个操作单元或工序之间的衔接。

2. 确定操作条件

根据工艺流程和生产要求来确定各个操作单元或工序的设备的操作条件,在安全生产的前提下,完成生产任务。

3. 确定控制方案

为了正确实现并保持各操作单元或工序的设备的操作条件,以及实现各个操作单元或工序的正确联系,需要确定合理的控制方案,选用合适的仪表。除正常生产外,还要考虑开停车、事故处理和检修的需要等,最终体现在管道及仪表流程图中。

4. 确定物料和能量的综合利用方案

要合理地做好物料和能量的综合利用,节能减排,提高各个操作单元或工序的效率,进而提高生产过程的总收率。

5. 确定环保方案

制定整个生产过程中“三废”的综合利用和处理方案,不可随意排放,污染环境。

6. 确定安全生产措施

应当对工艺生产过程中存在的安全危险因素进行安全评价,再遵照相应的设计规范、吸取以往的经验教训,制定出切实可行的安全生产措施。

7. 工艺流程的逐步完善

在确定整个工艺流程后,要全面检查、分析各个操作单元或工序,在满足安全生产的前提下,增补遗漏的管线、阀门、采样、放净、排空等设施。

8. 在工艺流程设计的不同阶段,绘制不同的工艺流程图

流程图种类有许多种,在不同的设计阶段,工艺流程图的内容及设计深度要求也不一

样,要按相应的设计要求完成各阶段、各版本的工艺流程图。

2.2.3 工艺流程设计的方法与步骤

工艺流程设计的方法包括:根据现有的工程技术资料,直接进行工程化设计或在此基础上进行技术改进和完善;根据现有的生产装置进行工艺流程设计,如在工厂实习中,要求学生根据现场装置及技术人员的讲解,绘制工艺流程图;根据小试、中试的科研成果进行工艺流程设计。因为前两种设计方法比较简单,这里不再赘述,本书重点介绍由小试、中试的科研成果,自概念设计开始逐步完成各阶段工艺流程设计的过程。

根据实验室科研成果进行生产工艺流程设计的步骤如下。

- (1) 进行概念设计,根据反应式或工艺流程简述设计出方框流程示意图;
- (2) 在方框流程示意图的基础上进一步以设备形式定性地表示出各个操作单元的设备及各物流的流向,逐步修改、完善,设计出工艺流程草图;
- (3) 进一步修改、完善,设计出概念设计阶段的工艺流程草图;
- (4) 经物料衡算和能量衡算后,设计绘制出工艺物料流程图;
- (5) 当设备、管道计算及选型结束和工艺控制方案确定后,开始绘制基础设计或工艺包需要的管道及仪表流程图;
- (6) 将基础设计的流程图进一步工程化,设计出基础工程阶段的管道及仪表流程图;
- (7) 只有当车间设计结束,进一步修改流程图后才能最后绘制出正式的详细设计(施工图)阶段的管道及仪表流程图。

总之,工艺流程设计通过由浅入深,由定性到定量,分阶段进行设计,最后才能完成施工版的生产工艺流程图。

2.2.3.1 概念设计阶段

工艺流程概念设计的步骤是:将实验步骤工艺流程化,得到实验流程的方框流程示意图;将实验流程生产化,得到满足生产需要的方框流程示意图;方框流程图设备化,将方框流程图各个工序换成有形的设备,用物料线连接起来,转化为工艺流程简图;流程简图的工程化,按工程设计的需要,完成工艺流程的概念设计。

1. 实验步骤的工艺流程化

工艺流程化是指以方框图形式将产品生产的每个工序按流程顺序串联起来的过程。

根据反应原理或实验的工艺流程简述的内容,借助工艺学、化学工程、化工原理等专业知识,按照工艺流程简述将工艺过程流程化,然后再根据产品质量、工艺的需要,完善、细化工艺流程图。

2. 实验流程的生产化

为了满足实际工业化生产的需要,在实验流程基础上要增加原料的贮存、预处理,产品的计量包装及贮存等生产工序。考虑环保及经济效益,在生产流程设计上还要增加“三废”处理流程及副产品回收流程。

3. 方框流程图的设备化

在方框流程图中,每一方框代表一个工序、一个步骤或一个单元操作。有关单元操作的

基础理论、工艺过程、设备结构,在化工原理、反应工程等理论课程中都有详尽介绍,可以利用所学到的知识,将每个单元操作过程的设备采用简图形式表示出来,然后再用物料流程线连接起来,就可得到工艺流程简图。对于单台设备能完成的单元操作,直接将该工序换成相应设备简图即可。图 2-1 是以煤为原料生产甲醇的方框流程图。

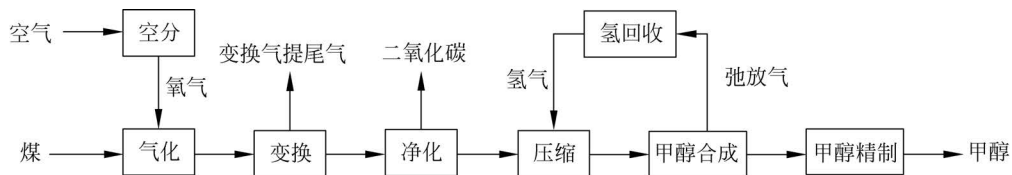


图 2-1 以煤为原料生产甲醇的方框流程图

流程简图画法参考本书附录 1 管道及仪表流程图中设备、机器图例。有些工序单元操作、干燥、浓缩等,不是单一设备能完成的,需要一套生产装置完成,那么就需要将该单元操作换成一套装置的设备简图。

4. 流程简图的工程化

根据上述得到的流程简图进行工艺计算和设备选型,然后将流程简图中设备外形进一步修改完善,得到与生产实际接近的流程简图。在此基础上还需要进一步对工艺管道进行补充完善,添加管件、阀门、仪表控制点、自动化控制等。管道、阀门、仪表、自动化控制的设计主要考虑工艺、操作、安全生产、事故处理、开停车、设备安装和检修等需要。补充完善后,得到概念设计的工艺流程简图。图 2-2 为 Lurgi 低压法甲醇合成工段的工艺流程简图。

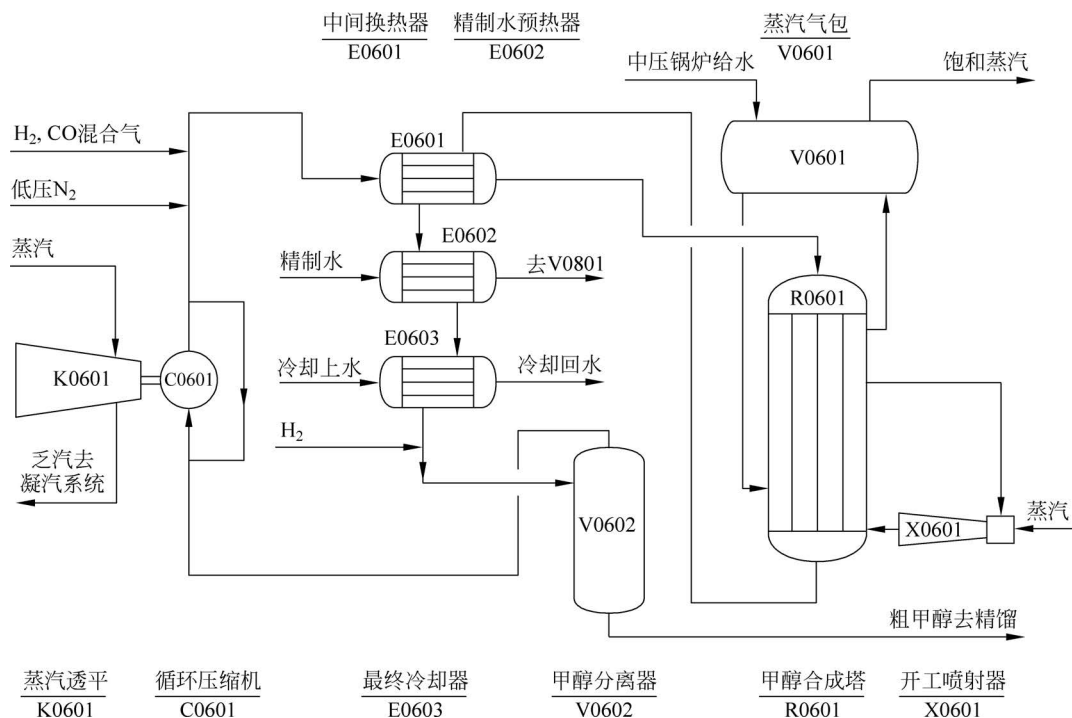


图 2-2 Lurgi 低压法甲醇合成工段的工艺流程简图

下面分别简单介绍管道、阀门、仪表、自动化控制的设计要求,以及自动化控制、公用工程、工艺流程方案的设计要求。

1) 管道和阀门的设计

管道设计包括主要工艺管道设计和辅助工艺管线设计。主要工艺管道设计是按物料工艺流程顺序从原料输入到产品流出,由一台设备流向另一台设备;辅助工艺管线设计,包括“三废”处理管线、物料循环管线、事故处理管线、安全生产管线、旁路管线、检修切换设备管线、开停车管线,还有排气、排液、装置放空管线,设备保护管线等。

阀门、管件的设计主要基于生产、操作、工艺、安全、维修等的需要。在大多数设备的进出口一般要加切断阀,以满足生产及设备更换维修的需要;在需要调节流量或压力的管道上要加阀门;切断管道或设备的地方要加阀门;排液、排净管道上要加阀门;超压易发生事故的地方要加安全阀,如锅炉、高压设备及管路;高压流体进入低压设备或管道处要加减压阀,低压设备或管道上还要加安全阀;排出冷凝水的地方要加疏水阀;在管道中存有高压流体,一旦设备停车,发生流体倒流易发生事故时,或其他不允许流体反向流动的管道上,要加止回阀;在容积式泵、压缩机进口要加管道过滤器,有旁路调节的需要加阀,出口要加安全阀;大管道与小管道相接加变径接头;有温升较大的管道要加管道膨胀节;需要观察管道流量变化的要在管道上加视盅。一般切断流体选用球阀,调节流量选用截止阀,大管径的气体管道一般选闸阀、蝶阀。

2) 工艺流程中仪表的设计

仪表控制点的设计主要基于工艺、操作、生产、安全的需要进行设计。

有压力显著变化的管道和设备要加装压力表,如泵、压缩机、真空泵的出口,其目的是观察工艺及设备运转情况;需要观察、控制压力技术指标的地方(如密闭的反应设备)要装压力表;加热会产生压力的设备(如锅炉等)上要装压力表;在接入设备的公用工程(如蒸汽总管、空气总管、冷凝水总管)上要装压力表,以便显示管道中的介质是否满足工艺要求。

需要控温的地方(如反应釜、各种炉窑、干燥装置、蒸馏等)要加装温度表;有热交换的设备经常需要测温显示。

有需要计量或控制流量的地方(如反应釜加料、精馏塔进料、出料、回流)要加流量计。

有需要计量、显示、限制或控制液位的地方(如大型贮罐、中间罐、计量罐)要加液位计;精馏塔塔釜液、反应液液位高度的控制需要装液位计来实现。

在工艺系统中,需要对现场原材料、中间过程、中间产品、终产品取样检测的地方,在流程图上要加取样点表示符号。

在此设计阶段,流程图中的仪表符号可以简单化表示:用 $\phi 10\text{mm}$ 的细线圆表示,圆内注明检测参量代号。

3) 自动化控制的设计

在施工图设计前,自动化控制一般简单画出,但在施工图设计中,尽量使图纸与工程实际接近,以便更好地满足设计、安装施工的需要。

根据以上设计方法和步骤,将图 2-2 的工艺流程简图进一步完善,根据生产实际装置修正主要设备形状,为了保证整个生产过程连续、稳定运行,在实际生产中,一般对压缩机、泵等运转设备需要考虑检修时的备用,这些需要在流程图中表示出来。进一步对流程、设备外形、管道连接修改完善,再添加阀门、仪表符号等,即得到带控制点流程简图的主体部分图,

本书附录 2 中施工图自动化控制的图例供参考。

4) 确定动力使用和公用工程的配套

在工艺流程概念设计阶段的后期,还要考虑反应流程中使用的水、蒸汽、压缩空气、导热油、冷冻盐水、氮气等公用工程,流程设计时要考虑周全,加以配套供应。

5) 工艺流程方案比较,选出最优方案

组成工艺流程的操作单元或装置的顺序、选用的设备等可能有不止一种方案,对这些方案进行综合比较是十分必要的。通过物料衡算和能量衡算,从设备、工艺参数、人员操作、安全、环保、消防等方面对工艺流程进行综合评价,选择一个最优方案。

6) 完善优化

进一步完善优化,使其达到基础设计、工艺包设计所要求的内容和深度。

2.2.3.2 初步设计阶段

初步设计就是在概念设计、基础设计的基础上,将流程深化,对工艺流程和各操作单元深入细致地加以完善。通过物料和热量衡算,对工艺流程进行逐步完善,查漏补缺,全面系统地研究物料、能量、操作、控制,使各化工单元过程完整地衔接和匹配,能量得到充分利用。在对化工工艺流程进行逐项工艺计算的同时,要确定各设备和各操作环节的控制方法和控制参数,从而系统、全面地完善工艺流程方案,直至设计出最终版管道及仪表流程图。

1. 初步设计阶段概念设计的完善

对工艺流程的概念设计,可从以下几个方面加以完善设计。

1) 生产能力和操作弹性

在设计和完善流程方案时,首先考虑主反应装置的生产能力,确定年工作日和生产时间、维修时间、保养维护时间等,按照设计的主产品产量要求,设计留有一定的操作弹性,尤其是一些较复杂的反应,对于控制条件的不精确造成的生产不稳定,要做充分估计。

2) 工艺操作条件的确定和流程细节安排

在初步设计中,最重要的工作是校审各工艺装置的工艺操作条件,包括温度、压力、催化剂投入、投料配比、反应时间、反应的热效应、操作周期、物料流量、浓度等。这些条件直接关系到流程中使用一些辅助设备和必要的控制装置,比如有些反应需要在一定的高压条件下进行,则流程中一定要有加压设备,如压缩机;有些反应要在负压下操作,则流程中要有真空装置;有的不仅是主反应过程,包括流程的各环节、各装置都有其特定的操作条件,也一定要有相应的供热、蒸汽稳压分配、供冷、计量、混合、进料、排渣、降温、换热、液位控制等装置或设施;有些反应过程中需要定期清理的装置,如旋风分离器、过滤器、压缩机等,还要考虑设备的平行切换;有些设备需要定期更换介质或需要再生辅助的装置,如酸(碱)吸收塔、干燥塔、分子筛吸附塔等,当工艺要求到某一浓度或规定工作多少时间即要求切换使用,也应有相应的再生装置和切换备用的流程线、排料收集装置等。如此通过对工艺操作条件的确定和落实,必然产生对流程细节的要求,在初步设计中应加以完善。

3) 操作单元的衔接和辅助设备的完善

在化工计算,特别是对物料、能量和功的衡算中,应在充分利用物质和能量时,也考虑诸如废热锅炉、热泵、换热装置、物料捕集、废气回收、循环利用装置等其他因素。

在进行化工装置平面布置过程中,有时为了节省厂房造价和合理布置建筑物,并不片面

追求利用位差输送物料,而是设计输送机械。有时在平面布置中,还会对工艺流程进行修改,如检修工作的安排、物料的进口和出口都可能要求适当地变动装置。

对于公用工程的安排,有时可能在流程中设计附加设备,如将水输入到高层厂房顶部的冷凝器,靠自然水压运输不可靠时,则应设计专门的高扬程水泵。通过全流程的工艺计算和设备计算、平面布置,可能对工艺流程做一些细节的补充、修正,使流程更趋于完善。

4) 确定操作控制过程中各参数控制点

在初步设计中,考虑开车、停车、正常运转情况下,操作控制的指标、方式,在生产过程中取样、排净、连通、平衡和各种参数的测量、传递、反馈、连动控制等,设计出流程的控制系统和仪表系统,补充可能遗漏的管道装置、小型机械、各类控制阀门、事故处理的管道等,使工艺流程设计不仅有物料系统、公用工程系统,还有仪表和自动控制系统。

2. 初步设计阶段工艺流程的内容深度

初步设计工艺流程图主要反映工艺、设备、配管、仪表等组成部分的总体关系,至少应包括以下内容。

(1) 列出全部有位号的设备、机械、驱动机及备台,有未定设备的应在备注栏中说明,或用通用符号或长方形图框暂时表示,应初步标注主要技术数据、结构材料等。

(2) 主要工艺物料管道标注物料代号、公称直径,可暂不标注管道顺序号、管道等级和绝热、隔声代号,但要表明物料的流向。

(3) 与设备或管道相连接的公用工程、辅助物料管道,应标注物料代号、公称直径,可暂不标注管道顺序号、管道等级和绝热、隔声代号,但要标明物料的流向。蒸汽管道的物料代号应反映压力等级,如 LS、MS、HS。

(4) 应标注对工艺生产起控制、调节作用的主要阀门,管道上的次要阀门、管件、特殊管(阀)件可暂不表示;如果要表示,可不用编号和标注。

(5) 应标注主要安全阀和爆破片,但不标注尺寸和编号。

(6) 全部控制阀不要求标注尺寸、编号和增加的旁路阀。

(7) 标注主要检测与控制仪表以及功能标识,标明仪表显示和控制的位置。

(8) 标注管道材料的特殊要求(如合金材料、非金属材料高压管道)或标注管道等级。

(9) 标明有泄压系统和释放系统的要求。

(10) 必需的设备关键标高和关键的设计尺寸,对设备、管道、仪表有特定布置的要求和其他关键的设计要求说明(如配管对称要求、真空管路等)。

(11) 首页图上文字代号、缩写字母、各类图形符号,以及仪表图形符号。

2.2.3.3 施工图设计阶段

该阶段以被批准的初步设计阶段的工艺流程为基础,进一步为设备、管道、仪表、电气、公用工程等工程的施工安装提供指导性设计文件。

在初步设计方案的基础上,完善管道和仪表的设计,各种物料、公用工程、全部设备、管道、管件、阀门、全部的控制点、检测点、自动控制系统装置及其管道、阀门的设计。作为安装施工指导的工艺流程设计,最终表现为绘制“管道及仪表流程图”。图 2-3 为甲醇合成工段管道及仪表流程图。

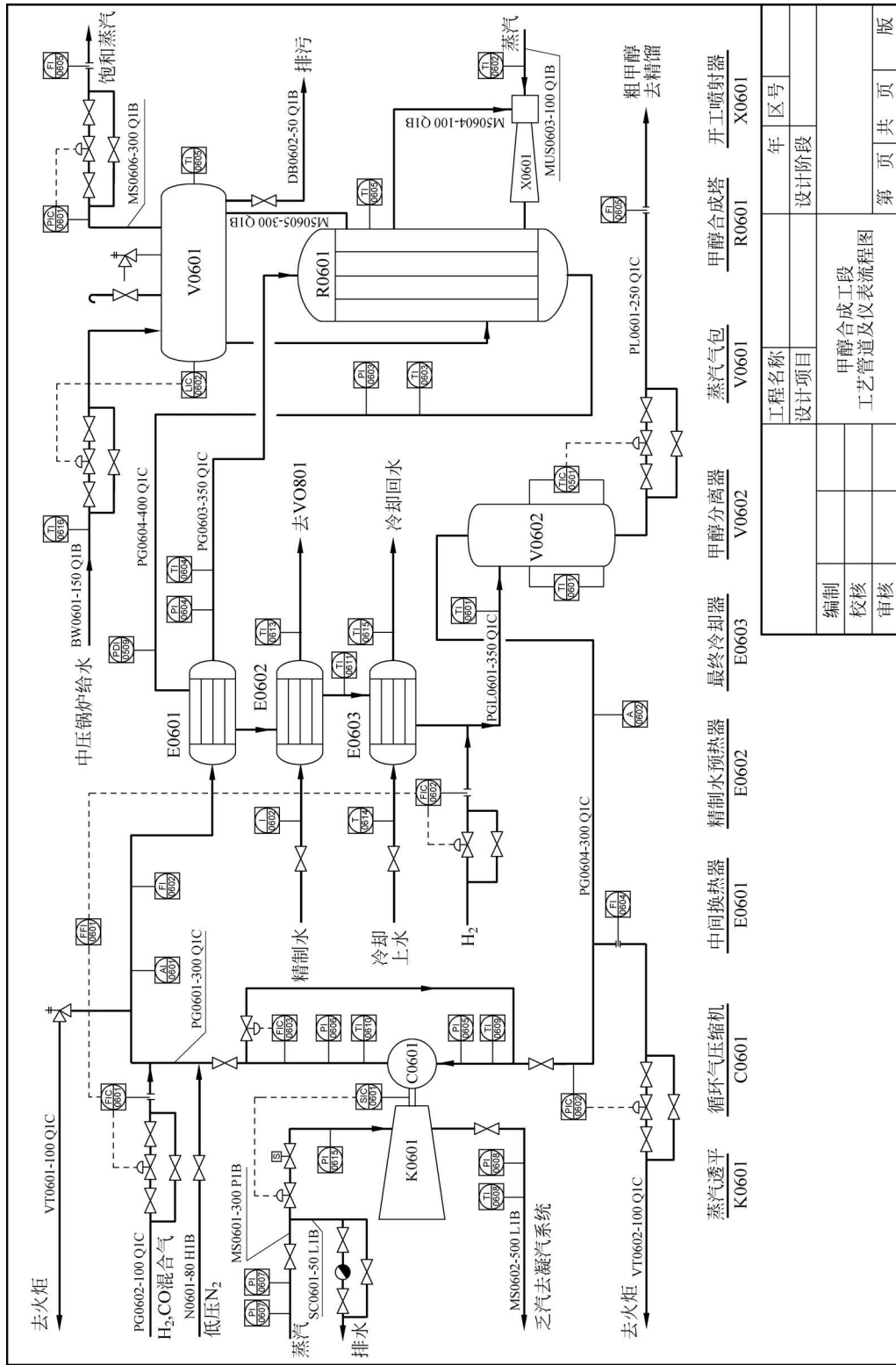


图 2-3 甲醇合成工段管道及仪表流程图

工程名称	年	区号
设计项目	设计阶段	
编制	甲醇合成工段 工艺管道及仪表流程图	
审核	第	共
审核	页	版

管道及仪表流程图是所有流程图最重要的一张图,是施工、安装、编制操作手册,指导开车、生产和事故处理的依据,而且对今后整个生产装置的操作运行和检修也是不可缺少的指南资料。

有关 P&ID 施工版的主要内容和深度如下。

- (1) 绘出工艺设备一览表中所列的全部设备(机器),并标注其位号(包括备用设备);
- (2) 绘出和标注全部工艺管道以及与工艺有关的一段辅助或公用系统管道,包括上述管道上的阀门、管件和管道附件(不包括管道之间的连接件)均要绘出和标注,并注明其编号;
- (3) 绘出和标注全部检测仪表、调节控制系统、分析取样系统;
- (4) 成套设备(或机组)的供货范围;
- (5) 特殊的设计要求,一般包括设备间的最小相对高差(有要求时)、液封高度、管线的坡向和坡度、调节阀门的特殊位置、管道的曲率半径、流量孔板等,必要时还需有详图表示;
- (6) 设备和管道的绝热类型。

上述的工艺管道是指正常操作的物料管道、工艺排放系统管道和开、停车及必要的临时管道。

2.3 工艺流程图绘制

各个阶段工艺流程设计的成果都是通过绘制各种流程图和表格表达出来的,按照设计阶段的不同,先后有方框流程图、工艺流程简图、工艺物料流程图、管道及仪表流程图(P&ID),也有用带控制点的工艺流程图代替 P&ID 的情况。

由于各种工艺流程图要求的深度不一样,流程图上的表示方式也略有不同,方框流程图、流程简图只是工艺流程设计中间阶段产物,只作为后续设计的参考,本身并不作为正式资料收集到初步设计或施工图设计说明书中,因此其流程简图的制作没有统一规定,设计者可根据工艺流程图的规定,简化一套图例和规定,便于同一设计组的人员阅读即可。下面在简单介绍方框流程图和工艺流程简图的基础上,着重介绍现在国内比较通用的工艺物料流程图和 P&ID 的一些设计规定。

2.3.1 工艺流程图中阀门、管件的图形符号

管道上的阀门、管件和管道附件(如视镜、阻火器、异径接头、盲板、下水漏斗等)按 HG/T 20519.2—2009 规定的图形符号,见本书附录 2。

其他一般的连接管件,如法兰、三通、弯头、管接头、活接头等,若无特殊要求均可不予画出。绘制阀门时,全部用细实线绘制,其宽度为物流线宽度的 4~6 倍,长度为宽度的 2 倍。在流程图上所有阀门的大小应一致,水平绘制的不同高度阀门应尽可能排列在同一垂直线上,而垂直绘制的不同位置阀门应尽可能排列在同一水平线上,且在图上表示的高低位置应大致符合实际高度。在实际生产工艺流程中使用的所有控制点(即在生产过程中用以调节、控制和检测各类工艺参数的手动或自动阀门、流量计、液位计等)均应在相应物流线上用标准图例、代号或符号加以表示。所有控制阀组都应画出。

2.3.2 仪表参数代号、仪表功能符号和仪表图形符号

仪表及控制点、控制元件的代号及图形符号应符合 HG/T 20505—2014 标准的规定。

1. 仪表控制点的代号和符号

仪表和控制点应该在有关管道上,大致按照安装位置,以代号、符号表示出来。常用的仪表功能标志的字母代号如表 2-1 所示。

表 2-1 仪表功能字母代号(摘自 HG/T 20505—2014)

	首位字母 ^①		后继字母 ^②		
	被测变量或引发变量	修饰词	读出功能	输出功能	修饰词
A	分析 ^③		报警		
B	烧嘴、火焰		供选用 ^④	供选用 ^④	供选用 ^④
C	电导率			控制	关位
D	密度	差			
E	电压(电动势)		检测元件,一次元件		
F	流量	比率			
G	毒性气体或可燃气体		视镜、观察 ^⑤		
H	手动				高 ^⑥
I	电流		指示		
J	功率		扫描		
K	时间、时间程序	变化速率 ^⑦		操作器 ^⑧	
L	物位		灯 ^⑨		低 ^⑥
M	水分或湿度				中、中间 ^⑥
N	供选用 ^④		供选用 ^④	供选用 ^④	供选用 ^④
O	供选用 ^④		孔板、限制		
P	压力		连接或测试点		
Q	数量	积算、累积	积算、累积		
R	核辐射		记录		运行
S	速度、频率	安全 ^⑩		开关	停止
T	温度			传送(变送)	
U	多变量 ^⑪		多功能 ^⑫	多功能 ^⑫	
V	振动、机械监视			阀、风门、百叶窗	
W	重量、力		套管,取样器		
X	未分类 ^⑬	X 轴	附属设备,未分类 ^⑬	未分类 ^⑬	未分类 ^⑬
Y	事件、状态 ^⑭	Y 轴		辅助设备 ^⑮	
Z	位置、尺寸	Z 轴		驱动器、执行元件、未分类的最终控制元件	

注: ①“首位字母”在一般情况下为单个表示被测变量或引发变量的字母(简称变量字母),在首位字母附加修饰字母后,首位字母则为首位字母+修饰字母。

②“后继字母”可根据需要为一个字母(读出功能)、两个字母(读出功能+输出功能)或三个字母(读出功能+输出功能+读出功能)等。

③“分析(A)”指本表中未予规定的分析项目,当需指明具体的分析项目时,应在表示仪表位号的图形符号(圆圈或

正方形)旁标明。如分析二氧化碳含量,应在图形符号外标注 CO_2 ,而不能用 CO_2 代替仪表标志中的“A”。

④“供选用”指此字母在本表的相应栏目中未规定其含义,可根据使用者的需要确定其含义,即该字母作为首位字母表示一种含义,而作为后继字母时则表示另一种含义。并在具体工程的设计图例中规定。

⑤“视镜、观察(G)”表示用于对工艺过程进行观察的现场仪表和视镜,如玻璃液位计、窥视镜等。

⑥“高(H)、低(L)、中(M)”应与被测量值相对应,而非与仪表输出的信号值相对应。H、L、M 分别标注在表示仪表位号的图形符号(圆圈或正方形)的右上、下、中处。

⑦“变化速率(K)”在与首位字母 L、T 或 W 组合时,表示测量或引发变量的变化速率。如 WKIC 可表示重量变化速率控制器。

⑧“操作器(K)”表示设置在控制回路内的自动-手动操作器,如流量控制回路中的自动-手动操作器为 FK,它区别于 HC 手动操作器。

⑨“灯(L)”表示单独设置的指示灯,用于显示正常的工作状态,它不同于正常状态的“A”报警灯。如果“L”指示灯是回路的一部分,则应与首位字母组合使用,例如表示一个时间周期(时间累计)终了的指示灯应标注为 KQL。如果不是回路的一部分,可单独用一个字母“L”表示,例如电动机的指示灯,若电压是被测变量,则可表示为 EL;若用来监视运行状态则表示为 YL。不要用 XL 表示电动机的指示灯,因为未分类变量“X”仅在有限场合使用,可用供选用字母“N”或“O”表示电动机的指示灯,如 NL 或 OL。

⑩“安全(S)”仅用于紧急保护的检测仪表或检测元件及最终控制元件。例如“PSV”表示非常状态下起保护作用的压力泄放阀或切断阀。也可用于事故压力条件下进行安全保护的阀门或设施,如爆破膜或爆破板用 PSE 表示。

⑪首位字母“多变量(U)”用来代替多个变量的字母组合。

⑫后继字母“多功能(U)”用来代替多种功能的字母组合。

⑬“未分类(X)”表示作为首位字母或后继字母均未规定其含义,它在不同地点作为首位字母或后继字母均可有任何含义,适用于一个设计中仅一次或有限的几次使用。例如 XR-1 可以是应力记录,XX-2 则可以是应力示波器。在应用 X 时,要求在仪表图形符号(圆圈或正方形)外注明未分类字母“X”的含义。

⑭“事件、状态(Y)”表示由事件驱动的控制或监视响应(不同于时间或时间程序驱动),也可表示存在或状态。

⑮“辅助设备(Y)”是指由“控制(C)”、“变送(T)”和“开关(S)”信号驱动的设备或功能,用于连接、断开、传输、计算和(或)转换气动、电子、电动、液动或电流信号;输出功能“辅助设备(Y)”包括但不仅限于电磁阀、继电器、计算器(功能)和转换器(功能);输出功能“辅助设备(Y)”用于信号的计算或转换等功能时,应在图纸中的仪表图形符号外标注其具体功能,在文字性文件中进行文字描述。

2. 测量点图形符号

测量点图形符号一般可用细线绘制。检测、显示、控制等仪表图形符号用直径约 10mm 的细实线圆圈表示,如表 2-2 所示。

表 2-2 测量点图形符号(摘自 HG/T 20505—2014)

序号	名称	图形符号	备注
1	工艺管线上的仪表		测量点在工艺管线上,圆圈内应标注仪表位号
2	设备中的仪表		测量点在设备中,圆圈内应标注仪表位号
3	孔板		
4	文丘里管及喷嘴		
5	无孔板取压接头		
6	转子流量计		圆圈内应标注仪表位号
7	其他嵌在管路中的仪表		圆圈内应标注仪表位号

3. 仪表设备与功能的图形符号(表 2-3)

表 2-3 仪表设备与功能的图形符号(摘自 HG/T 20505—2014)

序号	共享显示、共享控制		C 计算机系统 及软件	D 单台(单台仪表 设备或功能)	安装位置与可接近性
	A	B			
	首选或基本 过程控制系统	备选或安全 仪表系统			
1					位于现场; 非仪表盘、柜、控制台安装; 现场可视; 可接近性——通常允许
2					位于控制室; 控制盘/台正面; 在盘的正面或视频显示器上可视; 可接近性——通常允许
3					位于控制室; 控制盘背面; 位于盘后的机柜内; 在盘的正面或视频显示器上不可视; 可接近性——通常不允许
4					位于现场控制盘/台正面; 在盘的正面或视频显示器上可视; 可接近性——通常允许。
5					位于现场控制盘背面; 位于现场机柜内; 在盘的正面或视频显示器上不可视; 可接近性——通常不允许

4. 仪表位号的编注

仪表位号由字母代号和阿拉伯数字编号组成。仪表位号中第一位字母表示被测变量,后继字母表示仪表的功能。数字编号可按装置或工段进行编制,不同被测参数的仪表位号不得连续编号,编注仪表位号时,应按工艺流程自左至右编排。

按装置编制的数字编号,只编同路的自然顺序号,如图 2-4 所示。

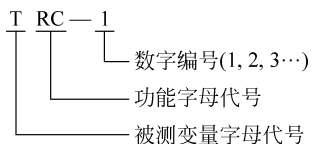


图 2-4 按装置编制仪表位号

按工段编制的数字编号,包括工段号和回路顺序号,一般用三位或四位数字表示,如图 2-5 所示。

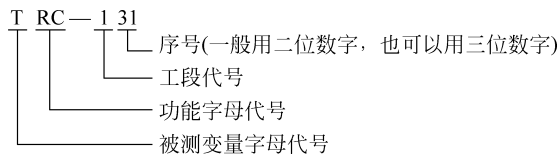


图 2-5 按工段编制仪表位号

5. 仪表位号的标注方法

上半圆中填写字母代号, 下半圆中填写数字编号。检测仪表在工艺流程图上的图示与标注如图 2-6 所示。

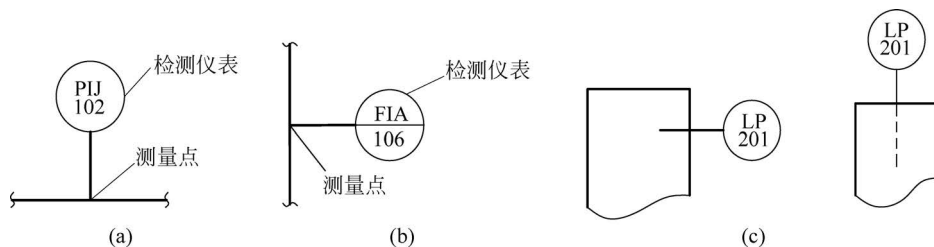


图 2-6 检测仪表的图示与标注

(a) 水平管道; (b) 垂直管道; (c) 设备

2.3.3 物料代号

工艺流程图中常见的物料代号见表 2-4。

表 2-4 工艺流程图中的物料代号(摘自 HG/T 20519—2009)

代号类别	物料代号	物料名称	代号类别	物料代号	物料名称			
工艺物料代号	PA	工艺空气	辅助、公用工程物料代号	水	BW	锅炉给水		
	PG	工艺气体			CSW	化学污水		
	PGL	气液两相流工艺物料			CWR	循环冷却水回水		
	PGS	气固两相流工艺物料			CWS	循环冷却水上水		
	PL	工艺液体			DNW	脱盐水		
	PLS	液固两相流工艺物料			DW	自来水、生活用水		
	PS	工艺固体			FW	消防水		
	PW	工艺水			HWR	热水回水		
	辅助、公用工程物料代号	空气			AR	空气	HWS	热水上水
CA					压缩空气	RW	原水、新鲜水	
IA					仪表空气	SW	软水	
蒸汽、冷凝水		HS			高压蒸汽	WW	废水	
		LS			低压蒸汽	燃料	FG	燃料气
		MS			中压蒸汽		FL	液体燃料
		SC		蒸汽冷凝水	FS		固体燃料	
		TS		伴热蒸汽	LNG		液化天然气	
		LPG		液化石油气				
		NG		天然气				

续表

代号类别		物料代号	物料名称	代号类别		物料代号	物料名称
辅助、 公用工 程物料 代号	油	DO	污油	辅助、 公用工 程物料 代号	其他	H	氢
		FO	燃料油			N	氮
		GO	填料油			O	氧
		HO	导热油			AD	添加剂
		LO	润滑油			CAT	催化剂
		RO	原油			DR	排液、导淋
		SO	密封油			FLG	烟道气
	制冷剂	AG	气氨			FSL	熔盐
		AL	液氨			FV	火炬排放空
		ERG	气体乙烯或乙烷			IG	稀有气体
		ERL	液体乙烯或乙烷			SL	泥浆
		FRG	氟利昂气体			VE	真空排放气
		PRG	气体丙烯或丙烷			VT	放空
		PRL	液体丙烯或丙烷			WG	废气
		RWR	冷冻盐水回水			WS	废渣
		RWS	冷冻盐水上水			WO	废油

注：对于表中没有的物料代号，可用英文代号补充表示，且应附注说明。

2.3.4 工艺设备位号

设备位号由设备分类代号、主项代号、设备顺序号、相同设备的数量尾号等组合而成。主项代号一般为车间、工段或装置序号，用两位数表示，从 01 开始，最大 99，按工程项目经理给定的主项编号填写；设备顺序号按主项内同类设备在工艺流程中的先后顺序编制，也用两位数表示，从 01 开始，最大 99；相同设备的数量尾号，用以区别同一位号、数量不止一台的相同设备，用 A、B、C…表示。常用设备类别代号参见表 2-5。

表 2-5 常用设备类别代号(摘自 HG/T 20519—2009)

序号	设备类别	代号	序号	设备类别	代号
1	泵	P	7	塔	T
2	反应器	R	8	火炬、烟囱	S
3	换热器	E	9	起重运输设备	L
4	压缩机、风机	C	10	计量设备	W
5	工业炉	F	11	其他机械	M
6	容器(槽、罐)	V	12	其他设备	X

设备位号在流程图、设备布置图及管道布置图中,在规定的位号画一条宽度 0.6mm 的粗实线——设备位号线。线上方写设备位号,线下方在需要时写设备名称。

2.3.5 物料流程图

当化工工艺计算即物料衡算和能量衡算完成后,应绘制物料流程图,简称物流图,有些书中称为带物料衡算的工艺流程图。

物料流程图是在完成系统的物料和能量衡算之后绘制的,它以图形与表格相结合的方式表达了一个生产工艺过程中的关键设备或主要设备,关键节点的物料性质(如温度、压力)、流量及组成,通过物料流程图可以对整个生产工艺过程和与该工艺有关的基础资料有一个根本性的了解,为设备选型、原料消耗计算、环评等设计提供设计参数,为详细的 P&ID 设计提供依据。图 2-7 为甲醇合成工段的物料流程图。

2.3.5.1 图纸规格

应采用 A1 号、A2 号或 A3 号图,如果采用 A2 或 A3 号图,需要延长时,其长度尽量不要超过 1 号图的长度。

2.3.5.2 图纸内容及要求

图纸中内容应简明地表示出装置的生产方法、物料平衡和主要工艺数据。具体内容包
括:主要设备;主要工艺管道及介质流向;主要参数控制方法;主要工艺操作条件;物料
的流率及主要物料的组成和主要物性数据;加热及冷却设备的热负荷;流程中产生的“三
废”,也应在有关管线中注明其组分、含量、排放量等。

2.3.5.3 设备的表示方法

以展开图形式,从左到右按流程顺序画出与生产流程有关的主要设备,不画辅助设备及
备用设备,对作用相同的并联或串联的同类设备,一般只表示其中的一台(或一组),而不
必将全部设备同时画出。常用设备的画法按本书附录 1 中的设备图例绘制,没有图例的
设备参考实际设备外形绘制。设备大小可以不按比例画,但其规格应尽量有相对的概念。
有位差要求的设备,应示意出其相对高度位置。有的设备(如换热器等)可简化为符号。

设备外形用细实线绘制,在图上要标注设备名称和设备位号,设备名称用中文写,设备
位号是由设备代号和设备编号两部分组成。设备代号按设备的功能和类型不同而分类,
用英文单词的第一个字母表示,设备代号规定见表 2-5。设备编号一般是由四位数字组
成,第一、第二位数字表示设备所在的主项代号(车间/工段/装置),第三、第四位数字
表示主项内同类设备的顺序号,如 R0318 表示第三工段(车间)的第 18 号设备。功能
作用完全等同的多台设备,则在数字之后加大写的英文字母进行区分,如 R0318A、
R0318B 等,详细标注方法见 2.3.7 管道及仪表流程图部分。

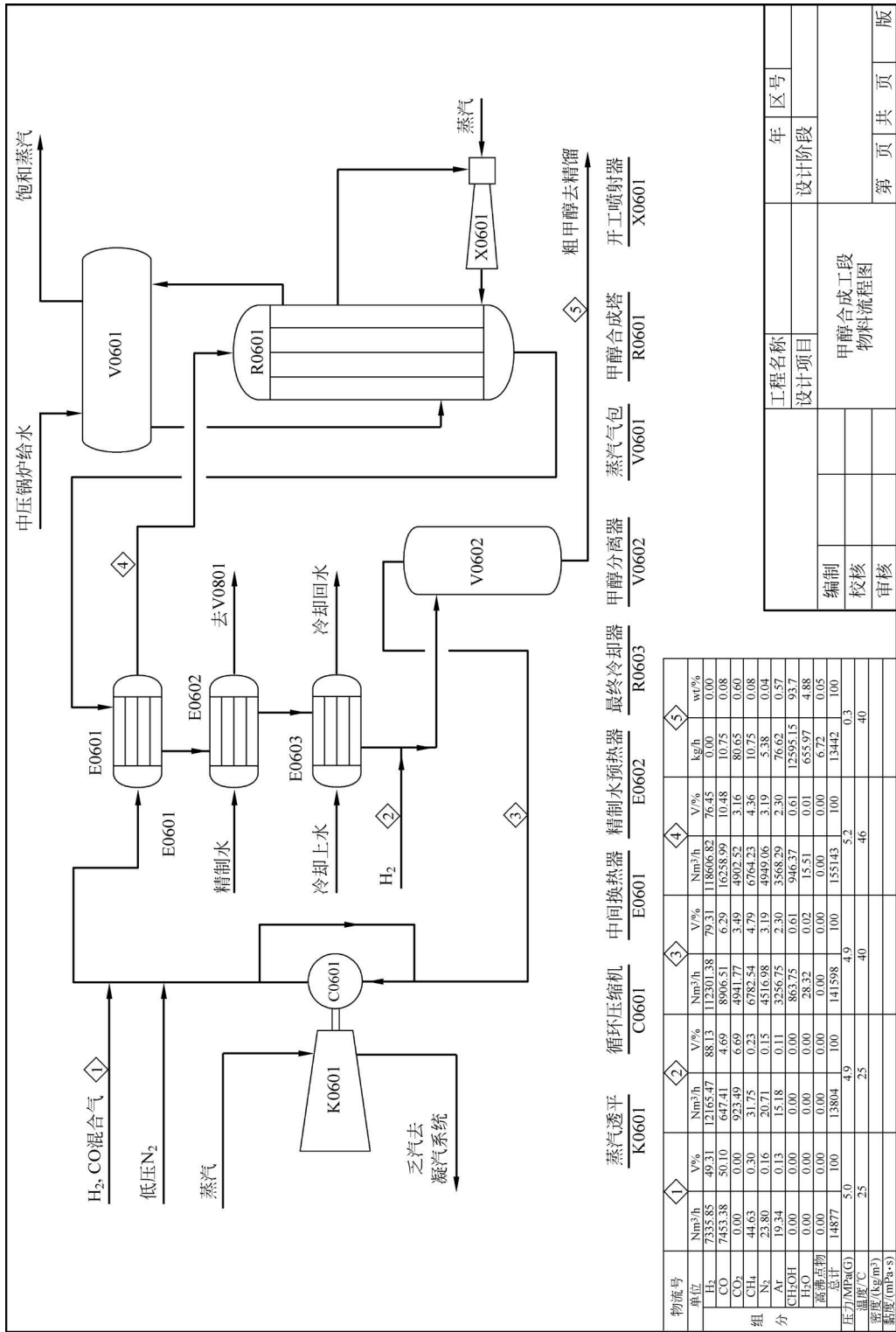


图 2-7 甲醇合成工段物料流程图

工程名称	甲醇合成工段	年	区号
设计项目	物料流程图	设计阶段	
编制		第	页
审核		共	页
审核		版	

2.3.5.4 物料管线表示方法

(1) 设备之间的主要物流线用粗实线表示,辅助物料、公用工程物流线等用中粗实线表示,并用箭头表示管内物料的流向,箭头尽量标注在设备的进出口处或拐弯处。

(2) 正常生产时使用的水、蒸汽、燃料及热载体等辅助管道,一般只在与设备或工艺管道连接处用短的细实线示意,以箭头表示进出流向,并注明物料名称或用介质代号表示,介质代号与管道及仪表流程图相同。正常生产时不用的开停工、事故处理、扫线及放空等管道,一般不需要画出,也不需要用短的细实线示意。

(3) 除有特殊作用的阀门外,其他手动阀门均不需画出。

(4) 流程图应自左至右按生产过程的顺序绘制,分多张图纸绘制时,在管道的来源和去向处要绘制接续标志,进出装置或主项的管道或仪表信号线的图纸接续标志如图 2-8(a)所示,同一装置或主项内的管道或仪表信号线的图纸接续标志如图 2-8(b)所示,相应的图纸编号填写在空心箭头内,在空心箭头上方注明来或去的设备位号、管道号或仪表位号。

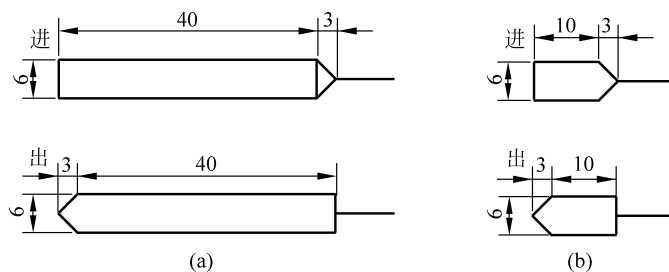


图 2-8 流程的始末端进出界区物料画法

(5) 在图上要标出各物流点的编号,只要有物料组成发生变化的,就应该绘制一个物流点编号。绘制方法:用细实线绘制适当尺寸的菱形框,菱形边长为 8~10mm,框内按顺序填写阿拉伯数字,数字位数不限,但同一车间物流点编号不得相同。菱形可在物流线的正中,也可紧靠物流线,也可用细实线引出,如图 2-9 所示。

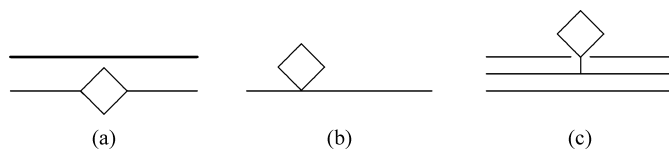


图 2-9 物流点在管道上的表示

(a) 菱形在物流线的正中; (b) 菱形紧靠物流线; (c) 菱形用细实线引出

2.3.5.5 仪表的表示方法

工艺流程中应表示出工艺过程的控制方法,画出调节阀、控制点及测量点的位置,如果有联锁要求,也应表示出来,一般压力、温度、流量、液位等测量指示仪表均不予表示,即进 DCS 的仪表要画,主要控制要画,就地仪表不表示。

2.3.5.6 物料流率、物性及操作条件的表示方法

(1) 原料、产品(或中间产品)及重要原材料等的物料流率均应表示,已知组成的多组分

混合物应列出混合物总量及其组成。物性数据一般列在说明书中,如有特殊要求,个别物性数据也可表示在物料流程图中。

(2) 装置内的加热及冷换设备一般应标注其热负荷及介质的进出口温度,但空冷器可不标注空气侧的条件,蒸汽加热设备的蒸汽侧只标注其蒸汽压力,可不标注温度。

(3) 必要的工艺数据,如温度、压力、流量、密度、换热量等应予表示。表示方法以细实线绘制的内有竖格隔开的长方框或它们的组合体表示,并用细实线与相应的设备或管线相连。在框内竖格的左面填写工艺条件对应的单位名称,例如温度可填写摄氏度($^{\circ}\text{C}$)或开尔文(K);压力可填写帕斯卡(Pa),换热量可填写焦耳每小时(J/h),以此类推。在框内竖格右面填写数值,该长方框的尺寸一般采用(5~6mm) \times (30~40mm)。在同一张图内尽可能采用同一尺寸规格的框。

(4) 如果是间断操作,应注明一次操作的时间和投料量。

(5) 物料流率、重要物性数据和操作条件的标注格式一般有下列两种,可根据要求选择其中一种或两种并用。

① 直接标注在需要标注的设备或管线的邻近位置,并用细实线与之相连。

② 对于流程相对复杂或需要表达的参数较多时,宜采用集中表示方法。将流程中要求标注的各部位参数汇集成总表,表示在流程图的下部或右部,各部位的物流应按流程顺序编号(用阿拉伯数字列入 $\langle \rangle$ 内表示)标在流程的相应位置。参数汇集成总表,形式同表 2-6 所示。

表 2-6 物料平衡表示样

物流号		1				2				3			
		kg/h	wt%	kmol/h	mol%	kg/h	wt%	kmol/h	mol%	kg/h	wt%	kmol/h	mol%
组分	1												
	2												
	3												
	4												
	5												
	合计												
温度/ $^{\circ}\text{C}$													
压力/MPa													
密度/(kg/m^3)													
黏度/($\text{mPa}\cdot\text{s}$)													

- 注: (1) 物流点编号与物料流程图要一致;
 (2) 根据需要,可以画若干栏物料,格式同样,向右延伸;
 (3) 根据需要物料组成的序号可多可少;
 (4) 可根据需要增加物理量,如导热系数、比热容等;
 (5) 本表可以放在物料流程图下方,也可以单独成为一份图纸。

2.3.5.7 物料平衡表

物料平衡表是反映物料流程图上各点物料编号的物料平衡。物料平衡表可以合并并在物料流程图上,如图 2-7 所示,也可以单独绘制。其内容一般包括:序号、物料流程图上各点物料编号、物料名称和状态、流量(分别列出各流股的总量,其中的气、液、固体数量,组分量,

组分的质量分数、体积分数或摩尔分数)、操作条件(温度、压力)、相对分子质量、密度、黏度、导热系数、比热容、表面张力、蒸汽压等。物料平衡表可参考表 2-6 式样设计。

2.3.6 带控制点工艺流程图

带控制点的工艺流程图由物料流程、控制点和图例三部分组成。它是在工程技术人员完成设备设计而且过程控制方案也基本确定之后绘制的。它与方案流程图一样,但其内容更为详细,主要反映各车间内部的工艺物料流程。它是以方案流程图为依据,综合各专业技术人员要求的设计结果,是在方案流程图的基础上经过进一步的修改、补充和完善而绘制出来的图样。此类图纸的基本特征如下:

(1) 按工艺流程次序自左至右展开,按标准图例详细画出一系列相关设备、辅助装置的图形和相对位置,并配以带箭头的物料流程线,同时在流程图上标注出各物料的名称、管道规格与管段编号、控制点的代号、设备的名称与位号,以及必要的尺寸、数据等。

(2) 在流程图上按标准图例详细绘制需配置的工艺控制用阀门、仪表、重要管件和辅助管线的相对位置,以及自动控制的实施方案等有关图形,并详细标注仪表的种类与工艺技术要求等。

(3) 图纸上常给出相关的标准图例、图框与标题栏,以及设备位号与索引等。

施工设计阶段带控制点工艺流程图也称管道及仪表流程图。

2.3.7 管道及仪表流程图

当工艺计算结束、工艺方案定稿、控制方案确定之后就可以绘制管道及仪表流程图。在之后的车间设备平面布置设计时,可能会对流程图进行一些修改,最终定稿,作为正式的设计成果编入设计文件中。

2.3.7.1 主要内容

管道及仪表流程图应表示出全部工艺设备、物料管道、阀件以及工艺和自控的图例、符号等。其主要内容一般是设备图形、管线、控制点和必要数据、图例、标题栏等。管道及仪表流程图上常用的图例见本书附录 1。

1. 图形

将生产过程中全部设备的简单形状按工艺流程次序,展示在同一平面上,配以连接的主辅管线及管件、阀门、仪表控制点符号等。

2. 标注

标注设备位号及名称、管段编号、控制点代号、必要的尺寸、数据等。

3. 图例

代号、符号及其他标注的说明,有时还有设备位号的索引等。有的设计单位将图例放入首页图中。

4. 标题栏、修改栏

标注设计项目、设计阶段、图号等,便于图纸统一管理。注明版次修改说明。

2.3.7.2 绘制的规定及要求

1. 图幅

绘制时一般以一个车间或工段为主进行绘制,原则上一个主项绘一张图样,不建议把一个完整的产品流程划分得过多,尽量有一个流程的“全貌”感。在保证图样清晰的前提下,流程图尽量在一张图纸上完成。图幅一般采用 A1 或 A2 的横幅绘制,流程图过长时,幅面也常采用标准幅面的加长,长度以方便阅览为宜,也可分张绘制。

2. 比例

管道及仪表流程图不按比例绘制,因此标题栏中“比例”一栏不予注明,但应示意出各设备相对位置的高低,一般在图纸下方画一条细实线作为地平线,如有必要还可以将各楼层高度表示出来。一般设备(机器)图例只取相对比例,实际尺寸过大的设备(机器)比例可适当缩小,实际尺寸过小的设备(机器)比例可适当放大。整个图面应协调、美观。

3. 图线和字体

(1) 所有图线都要清晰、光洁、均匀,宽度符合要求。平行线间距至少要大于 1.5mm,以保证复制件上的图线不会分不清或重叠。图线用法的一般规定见表 2-7。

表 2-7 图线用法的一般规定(摘自 HG/T 20519—2009)

类 别		图线宽度/mm			备 注
		0.6~0.9	0.3~0.5	0.15~0.25	
工艺管道及仪表流程图		主物料管道	其他物料管道	其他	设备、机械轮廓线 0.25mm
辅助管道及仪表流程图		辅助管道总管	支管	其他	
公用系统管道及仪表流程图		公用系统总管			
设备布置图		设备轮廓	设备支架 设备基础	其他	动设备(机泵等)如只绘出设备基础,图线宽度用 0.6~0.9mm
设备管口方位图		管口	设备轮廓 设备支架 设备基础	其他	—
管 道 布 置 图	单线(实线或虚线)	管道	—	法兰、阀门及其他	—
	双线(实线或虚线)	—	管道		—
管道轴测图		管道	法兰、阀门承插焊螺纹连接的管件的表示线	其他	—
设备支架图		设备支架及管架	虚线部分	其他	—
特殊管件图		管件	虚线部分	其他	—

注:凡界区线、区域分界线、图形接续分界线的图线采用双点画线,宽度均用 0.5mm。

(2) 汉字宜采用长仿宋体或者正楷体(签名除外)并要以国家正式公布的简化汉字为标准,不得任意简化、杜撰,字体高度见表 2-8。

表 2-8 图纸中字体高度(摘自 HG/T 20519—2009)

书写内容	推荐字高/mm	书写内容	推荐字高/mm
图表中的图名及视图符号	5~7	图名	7
工程名称	5	表格中的文字	5
图纸中的文字说明及轴线号	5	表格中的文字(格高小于 6mm 时)	3
图纸中的数字及字母	2~3		

4. 设备的绘制和标注

绘出工艺设备一览表所列的所有设备(机器)。

设备图形用细实线绘出,可不按绝对比例绘制,只按相对比例将设备的大小表示出来。设备、机器图形按《化工工艺设计施工图内容和深度统一规定》(HG/T 20519—2009)绘制,见本书附录 1。

未规定的设备、机器的图形可以根据其实际外形和内部结构特征绘制,不仅外形相似,更要神似,只取相对大小,不按实物比例。设备图形外形和主要轮廓接近实物,显示设备的主要特征,有时其内部结构及具有工艺特征的内构件也应画出,如列管换热器、反应器的搅拌形式、内插管、精馏塔板、流化床内部构件加热管、盘管、活塞、内旋风分离器、隔板、喷头、挡板(网)、护罩、分布器、填充料等,这些可以用细实线表示,也可以用剖面形式来表示内部构件。

设备、机器的支承和底(裙)座可不表示。设备、机器自身的附属部件与工艺流程有关者,例如柱塞泵所带的缓冲罐、安全阀,列管换热器管板上的排气口,设备上的液位计等,它们不一定需要外部接管,但对生产操作和检修都是必需的,有的还要调试,因此在图上应予以表示。电机可用一个细实线圆内注明“M”表达。

设备、机器上的所有接口(包括人孔、手孔、卸料口等)宜全部画出,其中与配管有关以及与外界有关的设备上的管口(如直连阀门的排液口、排气口、放空口及仪表接口等)则必须画出。用方框内一位英文字母加数字表示管口编号(目前国内大部分流程图、管道布置图上还没有加管口编号),管口一般用单细实线表示,也可以与所连管道线宽度相同,允许个别管口用双细实线绘制。设备管口法兰可用细实线绘制。

对于需绝热的设备和机器要在其相应部位画出一段绝热层图例,必要时注明其绝热厚度;有伴热者也要在相应部位画出一段伴热管,必要时可注明伴热类型和介质代号。

地下或半地下设备、机器在图上应表示出一段相关的地面。

图样采用展开图形式,设备的排列顺序应符合实际生产过程,按主要物料的流向从左到右画出全部设备示意图。

相同的设备或两级以上的切换备用系统,通常也应画出全部设备,有时为了省略,也可以只画一套,其余数套装置应当用双点画线勾出方框,表示其位置,并有相应的管道与之连通,在框内注明设备位号、名称。

5. 相对位置

设备间的高低和楼面高低的相对位置,除有位差要求者外,可不按绝对比例绘制,只按

相对高度表示设备在空间的相对位置,有特殊高度要求的可标注其限定尺寸,其中相互间物流关系密切者(如高位槽液体自流入贮罐、反应釜,液体由泵送入塔顶等)的高低相对位置要与设备实际布置相吻合。低于地面的设备须画在地平线以下,并尽可能地符合实际安装情况。至于设备横向间距,通常亦无定规,视管线绘制及图面清晰的要求而定,以不疏不密为宜,既美观又便于管道连接和标注,应避免管线过长或过密而导致标注不便、图面不清晰。设备横向顺序应与主要物料管线一致,不要使管线形成过量往返。

6. 设备名称和位号

1) 标注的内容

设备在图上应标注位号及名称,其编制方法应与物料流程保持一致。设备位号在整个车间(装置)内不得重复,施工图设计与初步设计中的编号应一致,不要混乱。如果施工图设计中设备有增减,则位号应按顺序补充或取消,设备的名称也应前后一致。

2) 标注的方式

在管道及仪表流程图上,一般要在两个地方标注设备位号:一处是在图的上方或下方,要求排列整齐,并尽可能与设备对正,在位号线的下方标注设备名称;另一处是在设备内或近旁,此处只标注位号,不标注名称。若在同一高度方向出现两个以上设备图形时,则可按设备的相对位置将某些设备的标注放在另一设备标注的下方,也可水平标注。

在图上要标注设备位号及名称,有时还注明某些特性数据,标注方式如图 2-10 所示。

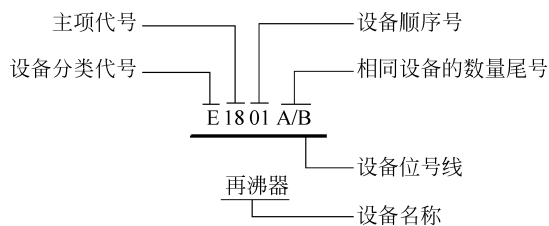


图 2-10 设备标注

7. 管道的绘制和标注

绘出和标注全部管道,包括阀门、管件、管道附件。

绘出和标注全部工艺管道以及与工艺有关的一段辅助及公用管道,标上流向箭头、说明。工艺管道包括正常操作所用的物料管道,工艺排放系统管道,开、停车和必要的临时管道。绘出和标注上述管道上的阀门、管件和管道附件,不包括管道之间的连接件,如弯头、三通、法兰等,但为安装和检修等原因所加的法兰、螺纹连接件等仍需绘出和标注。

管线的伴热管必须全部绘出,夹套管只要绘出两端头的一小段即可,其他绝热管道要在适当部位绘出绝热图例。有分支管道时,图上总管及支管位置要准确,各支管连接的先后位置要与管道布置图相一致。辅助管道系统及公用管道系统比较简单时,可将其总管道绘制在流程图的上方,其支管道则下引至有关设备,当辅助管线比较复杂时,辅助管线和主物料管线分开,画成单独的辅助管线流程图、辅助管线控制流程图。此时流程图上只绘出与设备相连接位置的一段辅助管线(包括操作所需要的阀门等)。如果整个公用工程系统略显复杂,也可单独绘制公用工程系统控制流程图。公用工程系统也可以按水、蒸汽、冷冻系统绘制各自的控制点系统图。

图上的管道与其他图纸有关时,一般将其端点绘制在图的左方或右方,以空心箭头标出物流方向(进或出),在空心箭头上方注明管道编号或来去设备、机器位号、主项号、装置号(或名称)、管道号(管道号只标注基本管道号)或仪表位号及其所在的管道及仪表流程图号,该图号或图号的序号写在前述空心箭头内。所有出入图纸的管线都要有箭头,并注出连接图纸号、管线号、介质名称和相连接设备的位号等相关内容,如图 2-11 所示,按 HG/T 20519—2009 规定的续接标志用中线条表示。

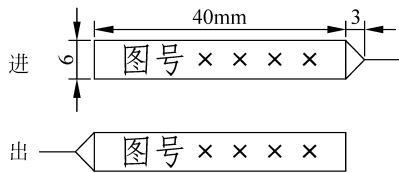


图 2-11 管道续接的标注

1) 管道的画法

(1) 线形规定。图线宽度分三种:粗线 0.6~0.9mm,中粗线 0.3~0.5mm,细实线 0.15~0.25mm。平行线间距至少要大于 1.5mm,以保证复制图纸时不会分不清或重叠。有关管道图例及图线宽度按 HG/T 20519—2009 执行,常用管道图示符号见本书附录 2。

(2) 交叉与转弯。交叉与转弯绘制管道时,应避免穿过设备或使管道交叉,确实不能避免时,一般执行“细让粗”的规定。当同类物料管道交叉时应将横向管道线断开一段,断开处约为线宽度的 5 倍。管道要画成水平和垂直,不用斜线或曲线。图上管道转弯处,一般应画成直角,而不是画成圆弧形。

(3) 放气、排液及液封。管道上取样口、放气口、排液管等应全部画出。放气口应画在管道的上边,排液管则画在管道的下方,U 形液封管应按实际比例长度表示。

2) 管道的标注

管道及仪表流程图(P&ID)中的管道应标注的内容有四个部分,即管段号(由三个单元组成)、管径、管道等级和绝热(或隔声)代号,总称管道组合号。管段号和管径为一组,用短横线隔开;管道等级和绝热(或隔声)代号为另一组,用短横线隔开;两组间留适当空隙。水平管道宜平行标注在管道的上方,竖直管道宜平行标注在管道的左侧。在管道密集、无标注的地方,可用细实线引至图纸空白处水平(竖直)标注。标注内容及规范如图 2-12 所示。

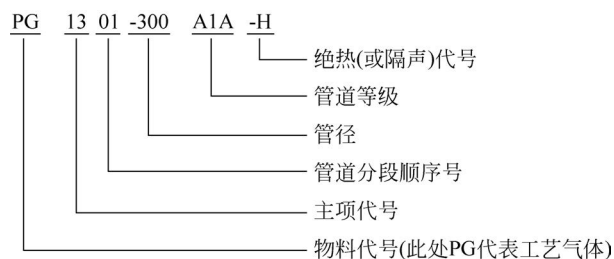


图 2-12 管道标注

管道标注常用物料代号按 HG/T 20519.2—2009 执行,表 2-4 中为部分物料代号。主项代号按工程规定的主项编号填写,采用两位数字,从 01 开始,至 99 为止;管道分段顺序号,相同类别的物料在同一主项内以流向先后为序,顺序编号,采用两位数字,从 01 开始,至 99 为止。

管径一般标注公称直径,以 mm 为单位,只标注数字,不标注单位。如 DN200 的公制管道,只需标注“200”,2in(约 5.08cm)的英制管,则表示为“2”。

管道等级号由管道公称压力等级代号、管道材料等级顺序号、管道材质代号组成。如图 2-13 所示。

管道公称压力等级代号用大写英文字母表示, A~K 用于 ANSI 标准压力等级代号(其中 I、J 不用), L~W 用于国内标准压力等级代号(其中 O、X 不用), 具体如表 2-9 所示。管道材料等级顺序号用阿拉伯数字表示, 由 1 开始。管道材质代号用大写英文字母表示, 具体如表 2-10 所示。

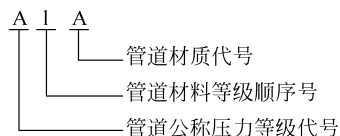


图 2-13 管道等级标注方法

表 2-9 管道公称压力等级代号(摘自 HG/T 20519—2009)

压力等级(用于 ASME 标准)		压力等级(用于国内标准)			
代号	公称压力/lb	代号	公称压力/MPa	代号	公称压力/MPa
A	150	H	0.25	R	10.0
B	300	K	0.6	S	16.0
C	400	L	1.0	T	20.0
D	600	M	1.6	U	22.0
E	900	N	2.5	V	25.0
F	1500	P	4.0	W	32.0
G	2500	Q	6.4		

注: lb 为英制单位磅, 1lb \approx 0.4536kg。

表 2-10 管道材质代号(摘自 HG/T 20519—2009)

管道材质代号	材 质	管道材质代号	材 质
A	铸铁	E	不锈钢
B	碳钢	F	有色金属
C	普通低合金钢	G	非金属
D	合金钢	H	衬里及内防腐

绝热及隔声代号, 按绝热及隔声功能类型的不同, 以大写英文字母作为代号, 如表 2-11 所示。

表 2-11 绝热及隔声代号(摘自 HG/T 20519—2009)

代号	功能类型	备 注	代号	功能类型	备 注
H	保温	采用保温材料	S	蒸汽伴热	采用蒸汽伴热管和保温材料
C	保冷	采用保冷材料	W	热水伴热	采用热水伴热管和保温材料
P	人身保护	采用保温材料	O	热油伴热	采用热油伴热管和保温材料
D	防结霜	采用保冷材料	J	夹套伴热	采用夹套管和保温材料
E	电伴热	采用电热带和保温材料	N	隔声	采用隔声材料

对于工艺流程简单,管道品种、规格不多的情况,管道等级和绝热(或隔声)代号可省略,则管道尺寸可直接填写管子的外径 \times 壁厚,并标注工程规定的管道材料代号,如 $\phi 57 \times 3.5E$ 。

管道上的阀门、管道附件的公称直径与所在管道公称直径不同时应注出它们的尺寸,必要时还需要注出它们的型号。对它们之中的特殊阀门和管道附件还应进行分类编号,必要时以文字、放大图和数据表加以说明。

同一管道号只是管径不同时,可只注管径,如图 2-14(a)、(b)所示。异径管的标注为大端管径乘小端管径,标注在异径管代号“ \triangleright ”的下方。

同一管道号而管道等级不同时,应表示出等级的分界线,并标注相应的管道等级,如图 2-14(c)所示。

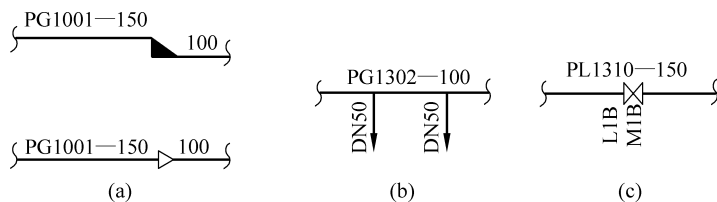


图 2-14 同一管道号不同直径、等级时的标注

(a) 同轴异径管及不同轴异径管标注; (b) 同管道号不同管径的标注; (c) 同管道号不同管道等级的标注

管线的伴热管要全部绘出,夹套管可在两端只画出一小段,绝热管则应在适当位置画出过热图例。一般将箭头画在管线上来表示物料的流向。

8. 阀门、管件和管道附件的表示法

管道上的阀门、管件和管道附件(如视镜、阻火器、异径接头、盲板、下水漏斗等)按 HG/T 20519—2009 规定的图形符号,见本书附录 2。

其他一般的连接管件,如法兰、三通、弯头、管接头、活接头等,若无特殊要求均可不予画出。绘制阀门时,全部用细实线绘制,其宽度为物流线宽度的 4~6 倍,长度为宽度的 2 倍。在流程图上所有阀门的大小应一致,水平绘制的不同高度阀门应尽可能排列在同一垂直线上,而垂直绘制的不同位置阀门应尽可能排列在同一水平线上,且在图上表示的高低位置应大致符合实际高度。在实际生产工艺流程中使用的所有控制点(即在生产过程中用以调节、控制和检测各类工艺参数的手动或自动阀门、流量计、液位计等)均应在相应物流线上用标准图例、代号或符号加以表示。所有控制阀组一般都应画出。

9. 仪表的绘制和标注

仪表控制点应在有关的管道或设备上按大致安装位置引出的管线上,用图形符号、字母符号、数字编号表示,用细实线绘制在安装位置上。检测、控制等仪表在图上用细实线圆(直径约 10mm)表示,一般仪表的信号线、指引线均以细实线绘制,指引线与管道(或设备)线垂直,必要时可转折一次。

1) 调节与控制系统的图示

在工艺流程图上的调节与控制系统,一般由检测仪表、调节阀、执行机构和信号线四部分构成。常见的执行机构有气动执行、电动执行、活塞执行和电磁执行四种方式,如图 2-15 所示。

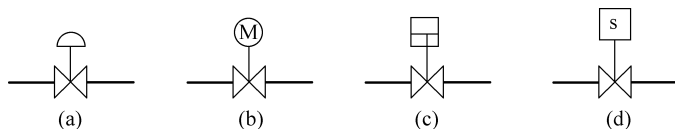


图 2-15 执行机构的图示

(a) 气动执行；(b) 电动执行；(c) 活塞执行；(d) 电磁执行

控制系统常见的连接信号线有三种,连接方式如图 2-16 所示。

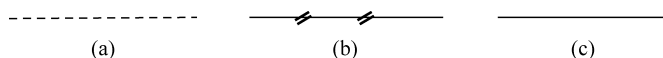


图 2-16 控制系统常见的连接信号线的图示

(a) 过程连接或机械连接；(b) 气动信号连接；(c) 电动信号连接

2) 分析取样点

分析取样点在选定的位置(设备管口或管道)标注和编号,其取样阀组、取样冷却器也要绘制和标注或加文字注明。如图 2-17 所示,为直径约 10mm 的细实线圆,A 表示人工取样点,1301 为取样点编号(13 为主项编号,01 为取样点序号)。

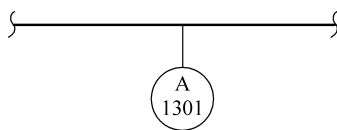


图 2-17 分析取样点画法

10. 图例和索引

在工艺流程图上,图例是必不可少的。流程图简单时,一般绘制于第一张图纸的右上方,若流程较为复杂,图样分成数张绘制时,代、符号的图例说明及需要编制的设备位号的索引等往往单独绘制,作为工艺流程图的第一张图纸称首页图。

图例通常包括管段标注、物料代号、控制点标注等,使阅图者不用查阅手册通过图例即可看懂图中的各种文字、字母、数字符号,即使是那些有规定的图例,凡图中出现的符号,均要一一列出。图例的具体内容包括下列四点。

(1) 图形标志和物料代号。将图上出现的阀门、管道附件、所有物料代号等一一加以说明。

(2) 管道标注说明。取任一管段为例,画出图例并对管段上标注的文字、数字一一加以说明。

(3) 控制点符号标注。将图上出现的控制点标注方式举例说明。

(4) 控制参数和功能代号。将图上出现的所有代号表达的参数含义或功能含义一一加以说明。

11. 附注

设计中一些特殊要求和有关事宜在图上不宜表示或表示不清楚时,可在图上加附注,采用文字、表格、简图的方式加以说明。例如:对高点放空、低点排放设计要求的说明;泵入口直管段长度要求;限流孔板的有关说明等。一般附注加在标题栏附近。

12. 标题栏、修改栏

标题栏也称图签,标题栏位于图纸的右下角,其格式和内容如图 2-18 所示,在标题栏中要填写设计项目、设计阶段、图号等,便于图纸统一管理,在修改栏中填写修改内容。每个设

计院的图纸中标题栏的格式略有不同。

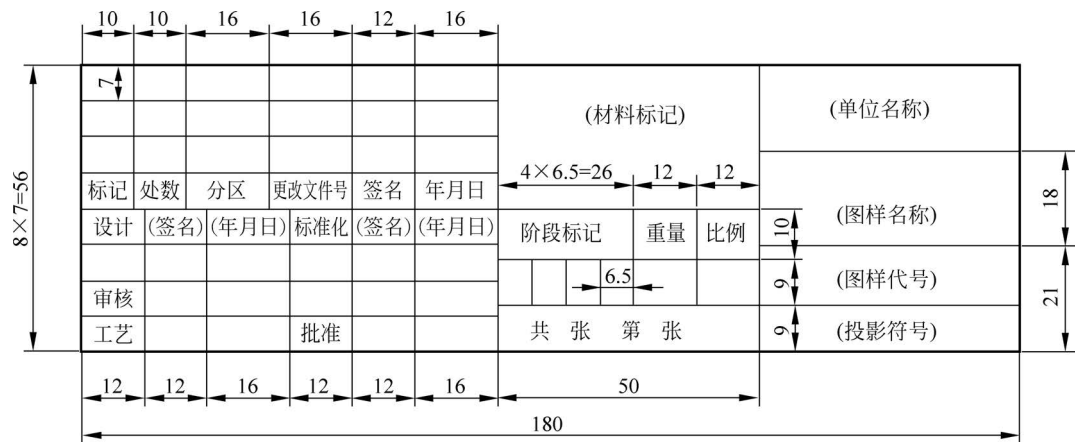


图 2-18 标题栏图例

2.3.7.3 流程图绘制步骤

以前化工设计是完全靠手工在图纸上一笔一笔地完成大量的工程图纸的绘制,随着计算机技术的高速发展,现代设计是借助计算机辅助完成,下面介绍使用 AutoCAD 计算机辅助设计软件完成工艺流程图的设计步骤。

(1) 建立图层,并对图层、线形进行设置。为了使图纸清晰、有层次感,同时为以后修改、编辑、打印方便,必须建立图层,在不同的层,完成不同的内容。需要建立的图层有图框层、设备层、主物料层、辅助物料层、阀门层、仪表层、文字层、虚线层、中心线层等。不同的层要设置不同的颜色。图层设置的原则是在够用的基础上越少越好。

线形设置,除虚线层、中心线层等特殊线形外,一般选连续线,线宽按表 2-7 规定设置,主物料管道设置 0.6~0.9mm,辅助物料管道设置 0.3~0.5mm,其他 0.15~0.25mm,线宽也可选默认,但在打印时要进行线宽设置。线形、线宽、颜色要随层而定。

(2) 在图框层,绘制图框及标题栏,注意内框线宽为 0.6~0.9mm。实际工程图一般按 A2 图纸加长绘制,学生练习可采用 A3 图纸图框,若图纸太长,不方便阅读,可按一个车间或一个工序单独绘制。

(3) 图框内部偏下部分,用细实线画出厂房的地平线,作为设备高度位置的参考。

(4) 在设备层,按照流程顺序从左至右用细实线按大致的位置和近似的外形比例尺寸,绘出流程中各个设备的简化图形(示意图),各简化图形之间应保留适当距离,以便绘制各种管线及标注。

(5) 在主物料层,用粗实线画出主要物料的流程线,在流程上画上流向箭头,并在流程线的起始和终了处注明物料来源和去向等。

(6) 辅助物料层,用稍粗于细实线的实线画出其他物料的流程线,并标注流向箭头。

(7) 在阀门层,绘制阀门及管件。

(8) 在文字层,在流程图的下方或上方,列出各设备的位号及名称,注意要排列整齐;在设备附近或内部也要注明设备位号。

- (9) 在仪表层,标注仪表控制点,自动化控制。
 (10) 在文字层,完成每条管道的管道标注与附加说明。

2.4 化工典型设备的自控流程

仪表和计算机自动控制系统在化工过程中发挥着重要作用,可以强化化工流程的自动化控制,是化工生产过程的发展趋势和方向。

化工流程自动化控制的优点:提高关键工艺参数的操作精度,从而提高产品产量和质量;保证化工流程安全、稳定地运行;对间歇过程,还可减少批间差异,保证产品质量的稳定性和重复性;降低工人的劳动强度,减少人为因素对化工生产过程的影响。

下面是典型设备控制方案,供学习参考。

2.4.1 泵的控制方案

1. 离心泵

离心泵流程设计一般包括:

- (1) 泵的入口和出口均需设置切断阀;
- (2) 为了防止离心泵未启动时物料的倒流,在其出口处应安装止回阀;
- (3) 在泵的出口处应安装压力表,以便观察其工作压力;
- (4) 泵出口管线的管径一般与泵的管口一致或放大一档,以减少阻力;
- (5) 泵体与泵的切断阀前后的管线都应设置放空阀,并将排出物送往合适的排放系统。

一般离心泵工作时,要对其出口流量进行控制,可以采用直接节流法、旁路调节法和改变泵的转速法。

(1) 直接节流法是在泵的出口管线上设置调节阀,利用阀的开度变化而调节流量,如图 2-19 所示。这种方法因简单易行而得到普遍的采用,但它不适宜于介质正常流量低于泵的额定流量的 30% 以下的场合。

(2) 旁路调节法是在泵的进出口旁路管道上设置调节阀,使一部分液体从出口返回到进口管线以调节出口流量,如图 2-20 所示。这种方法会使泵的总效率降低,它的优点是调节阀直径较小,可用于介质流量偏低的场合。

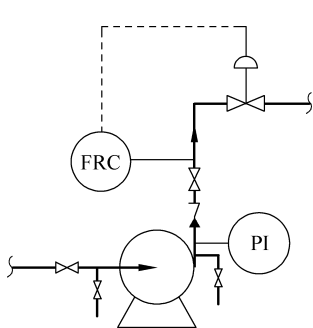


图 2-19 离心泵出口直接节流控制

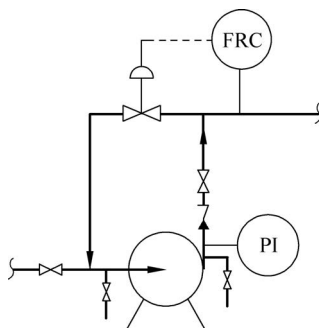


图 2-20 离心泵的旁路控制

(3) 当泵的驱动机选用汽轮机或可调速电机时就可以采用调节汽轮机或电机的转速以调节泵的转速,从而达到调节流量的目的。这种方法的优点是节约能量,但驱动机及其调速设施的投资较高,一般只适用于较大功率的机泵。

当离心泵设有分支路时,即一台离心泵要分送几路并联管路时,可采用图 2-21 所示的调节方法。

2. 容积式泵(往复泵、齿轮泵、螺杆泵和旋涡泵)

当流量减少时容积式泵的压力急剧上升,因此不能在容积式泵的出口管道上直接安装节流装置来调节流量,通常采用旁路调节或改变转速,改变冲程大小来调节的流程。图 2-22 是旋涡泵的流量调节流程,此流程也适用于其他容积式泵。

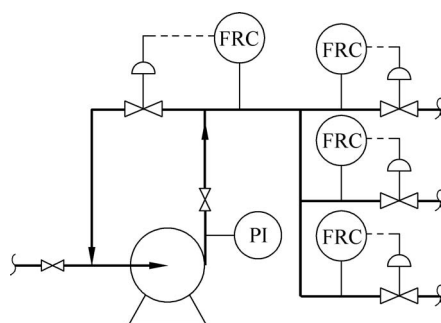


图 2-21 设有分支路的离心泵调节方法

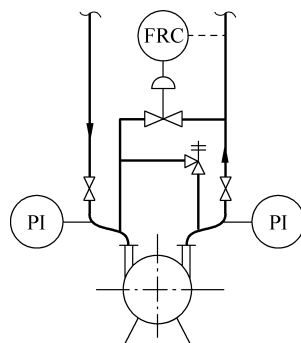


图 2-22 容积式泵的旁路调节

3. 真空泵

真空泵可采用吸入支管调节和吸入管阻力调节的方案,如图 2-23 所示。蒸汽喷射泵的真空气度可以用调节蒸汽的方法来调节,如图 2-24 所示。

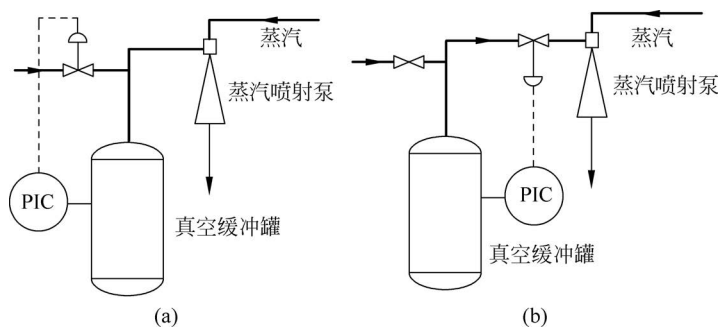


图 2-23 真空泵的流量调节

(a) 真空吸入支管调节; (b) 真空吸入管阻力调节

4. 离心压缩机

离心压缩机在石油化工、煤化工等工业生产中应用广泛,是重要的化工气体压缩运输设备。如果因压缩机喘振、超速等引发联锁停机,会导致物料回流循环、增加能耗或放火炬,造成重大经济损失和环境污染危害,因此,保护压缩机高效运转和安全稳定运行意义重大。离心压缩机的自控流程一般包括:

(1) 压缩机的进、出口管道上均应设置切断阀,但自大气抽吸空气的往复式空气压缩机的吸入管道上可不设切断阀。

(2) 压缩机出口管道上应设置止回阀。离心式氢气压缩机的出口管道,如压力等级大于或等于 4MPa,可设置串联的双止回阀。

(3) 氢气压缩机进、出口管道上应设置双切断阀。多级往复式氢气压缩机各级间进、出口管道上均应设置双切断阀。在两个切断阀之间的管段上应设置带有切断阀的排向火炬系统的放空管道。

(4) 压缩机吸入气体中,如经常夹带机械杂质,应在进口管嘴与切断阀之间设置过滤器。

(5) 往复式压缩机各级吸入端均应设置气液分离罐,当凝液为可燃或有害物质时,凝液应排入相应的密闭系统。

(6) 离心式压缩机应设置反飞动放空管线。空气压缩机的反飞动线可接至安全处排入大气,有毒、有腐蚀性、可燃气体压缩机的反飞动线应接至工艺流程中设置的冷却器或专门设置的循环冷却器,将压缩气体冷却后返回压缩机入口切断阀上游的管道中。

(7) 可燃、易爆或有毒介质的压缩机应设置带三阀组盲板的惰性气体置换管道,三阀组应尽量靠近管道成 8 字形的连接点处,置换气应排入火炬系统或其他相应系统。

为了使离心式压缩机正常稳定操作,防止喘振现象的产生,单级叶轮压缩机的流量一般不能小于其额定流量的 50%,多级叶轮(例如 7~8 级)的高压压缩机的流量不能小于其额

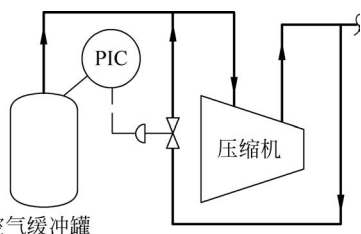


图 2-25 压缩机进口压力调节原理图

定流量的 75%~80%。常用的流量调节方法有进口流量调节旁路法、改变进口导向叶片的角度和改变压缩机的转速等。改变转速法是一种最为节能的方法,应用比较广泛。由于调节转速有一定的限度,所以需要设置放空设施。

压缩机的进口压力调节一般可采用在压缩机进口前设置一缓冲罐,从出口端引出一部分介质返回缓冲罐以调节缓冲罐的压力,如图 2-25 所示。

2.4.2 换热器的控制方案

管壳式换热设备管壳程流体的选择,应能满足提高总传热系数、合理利用压降、便于维护检修等要求。为了提高换热效率,应尽量采用逆流换热流程。一般情况下,高压流体,有腐蚀性、有毒性、易结焦、易结垢、含固体物、黏度较小的流体以及普通冷却水等应走管程,要求压降较小的流体一般可走壳程;进入并联的换热设备的流体应采用对称形式的流程,换热器冷、热流体进、出口管道上及冷却器、冷凝器热流体进、出口管道上均不宜设置切断阀,但需要调节温度或不停工检修的换热设备可设置旁路和旁路切断阀。两种流体的膜传热系数相差很大时,膜传热系数较小者可走壳程,以便选用螺纹管、翅片管或折流管等冷换设备。按传热的两侧有无相变化的不同情况,管壳式换热器控制方案介绍如下。

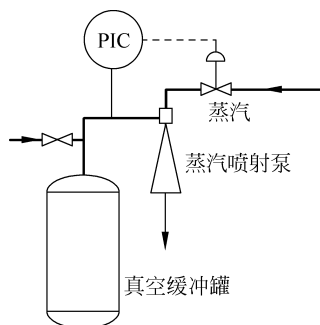


图 2-24 蒸汽喷射泵的流量调节

1. 无相变的管壳式换热器流程情况

(1) 当热流温差($T_1 - T_2$)小于冷流温差($t_2 - t_1$)时,冷流体流量的变化将会引起热流体出口温度 T_2 的显著变化,调节冷流体效果较好,如图 2-26 所示。

(2) 当热流温差($T_1 - T_2$)大于冷流温差($t_2 - t_1$)时,热流体流量的变化将会引起冷流体出口温度 t_2 的显著变化,调节热流体效果较好,如图 2-27 所示。

(3) 当热流体进、出口温差大于 150°C 时,不宜采用三通调节阀,可采用两个两通调节阀,一个气开,一个气关,如图 2-28 所示。

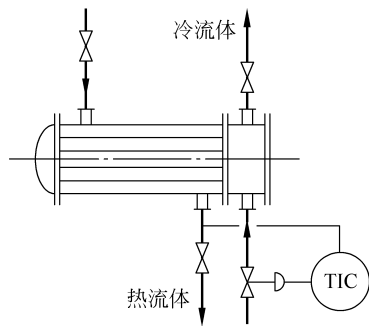


图 2-26 调节无相变的管壳式换热器冷流体的方案

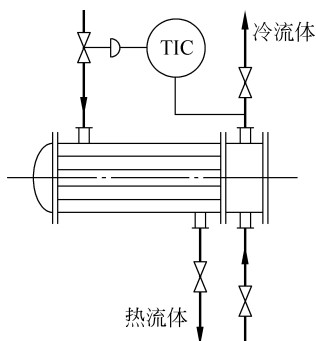


图 2-27 调节无相变的管壳式换热器热流体的方案

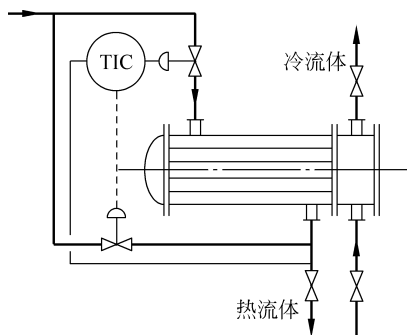


图 2-28 两个调节阀的调节方案

2. 一侧有相变的管壳式换热器

(1) 蒸汽冷凝供热的加热器。当蒸汽压力本身比较稳定时可采用图 2-29 所示的简单控制方案。通过改变加热蒸汽量来稳定被加热介质的出口温度。当阀前蒸汽压力有波动时,可对蒸汽总管加设压力定值控制,或者采用温度与蒸汽流量(或压力)的串级控制。另一种方式是控制换热器的有效换热面积。如图 2-30 所示,将控制阀装在冷凝液管线上。如果被加热物料出口温度高于给定值,说明传热量过大,可将冷凝液控制阀关小,冷凝液就会积聚起来,减少了有效的蒸汽冷凝面积,使传热量减小,工艺介质出口温度就会降低。反之,如果被加热物料出口温度低于给定值,可开大冷凝液控制阀,增大有效传热面积,使传热量相应增加。

(2) 再沸器常用的控制方式是将调节阀装在热介质管道上,根据被加热介质的温度调节热介质的流量,如图 2-31 所示,当热介质的流量不允许改变时(如工艺流体),可在冷介质管道上设置三通调节阀以保持其流量不变,如图 2-32 所示。

3. 两侧有相变的管壳式换热器

两侧有相变的换热器有用蒸汽加热的再沸器及蒸发器等,与一侧有相变的换热器相类似,其控制方法是改变蒸汽冷凝温度,即改变其传热温差(调节阀装在蒸汽管道上)的方法;或是改变换热器的传热面积的方法(调节阀装在冷凝水管道上),其取温点设在精馏塔下部或其他相应位置上。

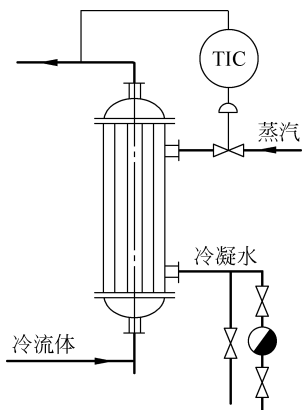


图 2-29 调节传热温差

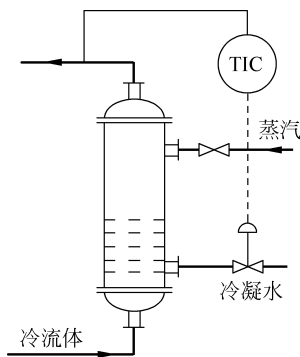


图 2-30 改变传热面积

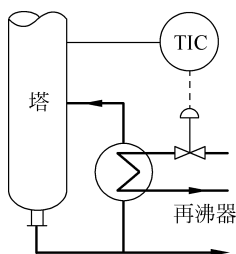


图 2-31 调节阀装在热介质管上

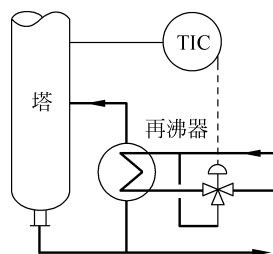


图 2-32 三通阀装在冷介质管上

2.4.3 精馏塔的控制方案

精馏塔是用来实现分离混合物的传质过程设备,在化工、炼油厂中出现较多。精馏塔的自控流程设计中应注意以下问题:

- (1) 当塔顶产品量少,回流罐内液位需要较长时间才能上升时,为缩短开工时间,宜在开工前预先装入部分塔顶物料,为此需考虑设置相应的装料管道。
- (2) 塔顶应设置供开车、吹扫放空用的排气阀,阀门宜直接连接在塔顶开口处。
- (3) 塔底应设置供开车的排液阀,阀门宜直接连接在塔底开口处。
- (4) 设有多个进料口的塔,其每条进料管道上均应设置切断阀。
- (5) 对于同一产品有多个抽出口的塔,每条抽出管道上均应设置切断阀。
- (6) 根据工艺过程要求向塔顶馏出线注入其他介质(如氨、缓蚀剂等)时,其接管上应设置止回阀和切断阀。

精馏塔的自动控制比较复杂,控制变量多、控制方案多,这里仅介绍压力、温度、进料流量及液位的几种控制方法。

1. 塔顶压力控制

精馏塔塔顶压力稳定是平稳操作的重要因素。塔顶压力的变化必将引起塔内气相流量和塔板上气液平衡条件的变化,结果会使操作条件改变,最终将影响到产品的质量。因此,

一般精馏塔都要设置控制系统,以维持塔顶压力的恒定。

塔顶气体不冷凝时,塔顶压力用塔顶线上调节阀调节,如图 2-33 所示。例如气体吸收塔。

塔顶气体部分冷凝时,压力调节阀装在回流罐出口不凝气线上,如图 2-34 所示。

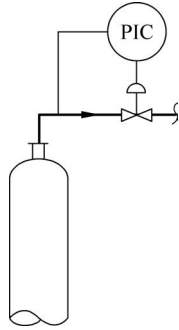


图 2-33 塔顶压力调节(调节阀装在塔顶线上)

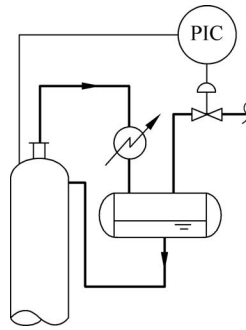


图 2-34 塔顶压力调节(调节阀装在回流罐出口不凝气线上)

塔顶全部冷凝时,塔顶压力调节可采用以下方法。

1) 常压塔

在常压塔精馏过程中,一般对塔顶压力的要求都不高,因此不必设置压力控制系统,可在冷凝器或回流罐上设置一段连通大气的管道来平衡压力,以保持塔内压力接近于环境压力。只有在对压力稳定的要求非常高的情况下才采用一定的控制。

2) 减压塔

减压塔真空度的获得一般都依靠蒸汽喷射泵或电动真空泵,因此减压塔真空度的控制涉及真空泵的控制。其控制方法有:

(1) 改变不凝性气体的抽吸量。如图 2-35 所示,如果真空抽吸装置为蒸汽喷射泵,那么在真空度控制的同时,应在蒸汽管路上设置蒸汽压力控制系统。如图 2-36 所示,由于真空度与蒸汽压力之间有着严重的非线性,不宜用蒸汽压力或流量来直接控制真空度。如果真空抽吸装置采用的是电动真空泵,通常把调节阀安装在真空泵返回吸入口的旁路管线上,如图 2-37 所示。

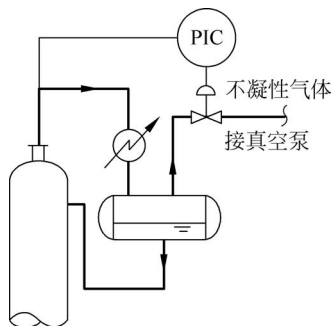


图 2-35 改变不凝性气体的抽吸量控制塔压

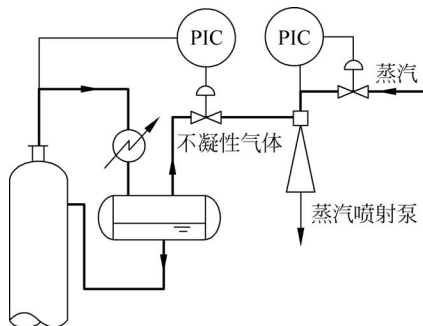


图 2-36 用蒸汽喷射泵真空控制塔压

(2) 改变旁路吸入空气或惰性气体量。在回流罐至真空泵的吸入管上连接一根通大气或某种惰性气体的旁路,并在该旁路上安装一调节阀,通过改变经旁路管吸入的空气量或惰性气体量,即可控制塔的真空气度,如图 2-38 所示。

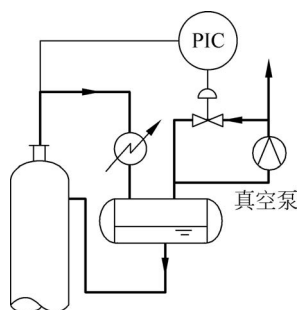


图 2-37 用电动真空泵控制真空的塔压控制

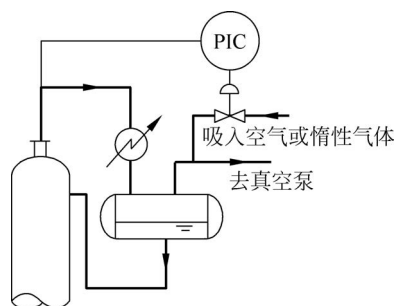


图 2-38 改变旁路吸入空气或惰性气体用量控制塔压

3) 加压塔

加压塔操作过程中,压力控制非常重要,它不仅会影响到产品质量还关系到设备和生产的安全。加压塔控制方案的确定,不仅与塔顶馏出物的状态是气相还是液相密切相关,而且还和塔顶馏出物中不凝性气体量的多少有关。下面仅讨论塔顶馏出物的状态是液相,即塔顶全凝、液相采出的情况。

(1) 在馏出物中不含或仅含微量不凝性气体。

当冷凝器位于回流罐上方时,可以采用以下各种方案来控制塔压。

① 用冷凝器的制冷剂流量来控制塔压,如图 2-39 所示。该方案的优点是所用的调节阀口径较小,节约投资,且可节约冷却水;缺点是冷凝速率与冷却水流量之间为非线性关系。在冷却水流量波动较大时,可设置塔压与冷却水流量串级控制,以克服冷却水流量波动对塔压的影响。

② 直接调节顶部气相流量来控制塔压,如图 2-40 所示。该方案的优点是压力调节快捷、灵敏,可调范围也大;缺点是所需调节阀的口径较大,而且在气相介质有腐蚀性时需价格昂贵的耐腐蚀性材质的调节阀。

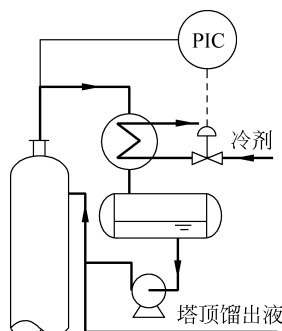


图 2-39 用制冷剂流量控制塔压的方案

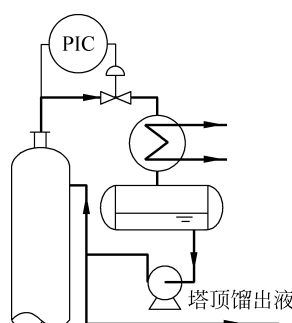


图 2-40 用塔顶气相流量控制塔压的方案

③ 用冷凝器排放量与热旁路相结合的方法控制塔压,如图 2-41 所示。这时压力调节器的输出控制两只调节阀而构成分程控制,优点是可以扩大调节阀的可调范围;缺点是需

采用两个调节阀,增加了投资。

④ 当冷凝器位于回流罐下方时,可采用浸没式冷凝器塔压控制方案,如图 2-42 所示。这时调节阀安装在通回流罐的气相管路上。这种控制方法,一般进入冷凝器的冷剂量大,保持过冷,用改变压差的方法使传热面积发生变化,以改变气相的冷凝量,从而达到控制塔压的目的。

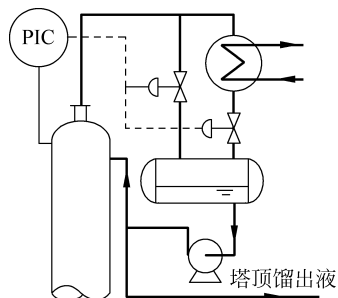


图 2-41 冷凝器排出液与热旁路相结合的塔压控制方案

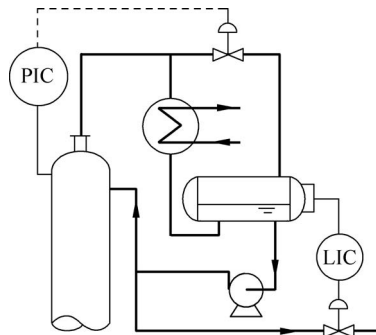


图 2-42 浸没式冷凝器塔压控制方案

(2) 馏出物中含有少量不凝性气体。

当塔顶气相中不凝性气体的含量小于塔顶气相总量的 2% 时,或者在塔的操作中预计只在部分时间里产生不凝性气体时,就不能采用将不凝性气体放空的方法控制塔压。因为这样做损失太大,会有大量未被冷凝下来的产品被排放掉。此时可采用如图 2-43 所示的分程控制方案对塔压进行控制。首先用冷却水调节阀控制塔压,如冷却水阀全开塔压还降不下来,再打开放空阀,以维持塔压的恒定。

(3) 馏出物中含有较多不凝性气体。

当塔顶馏出物中含有不凝性气体比较多时,塔压可以通过改变回流罐的气相排放量来实现,如图 2-44 所示。该方案适用于进料流量、组分、塔釜加热蒸汽压力波动不大,且塔顶蒸汽流经冷凝器的阻力变化也不大的条件。因为只有这样,回流罐上的压力才可以代替塔顶的压力。如果冷凝器阻力变化值可能接近或超过塔压波动的最大值,此时回流罐上的压力就不能代表塔顶压力。

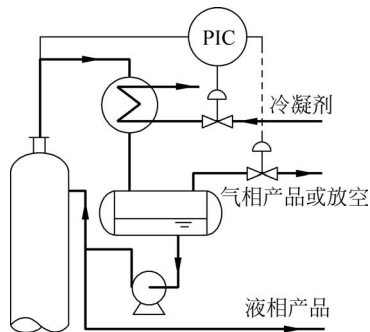


图 2-43 分程控制法控制塔压的方案

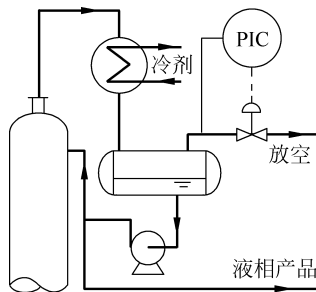


图 2-44 用回流罐气相排放量控制塔压的方案

2. 精馏塔的温度控制

1) 分馏塔塔顶温度控制

一般是用调节塔上段取出的热量进行控制,最常用的方法是调节塔顶冷凝液的回流量(图 2-45)或塔顶循环回流的流量。当塔顶产品纯度要求较高或接近纯组分时,回流量变化对塔顶温度影响较小,一般不直接控制塔顶温度,而使回流量维持不变或采用塔上部温差控制。

2) 再沸器温度控制

再沸器的温度调节阀一般装在热载体的管道上。对于液体热载体,调节阀一般装在出口管道上。当蒸汽作热载体时,调节阀一般装在进口蒸汽管上。但当被加热物料温度较低且选用的加热面积比需要的大得多时,如果调节阀装在进口蒸汽管上,蒸汽凝结温度可能接近被加热物料的温度,在该温度下蒸汽凝结水的平衡压力可能低于凝结水管网的压力,以致凝结水排出量不稳定,因而温度调节效果较差。在这种情况下,可将调节阀装在出口凝结水管线上,如图 2-46 所示,通过改变再沸器内凝结水液位而改变加热面积的方法以控制加入热量,从而调节再沸器的温度。

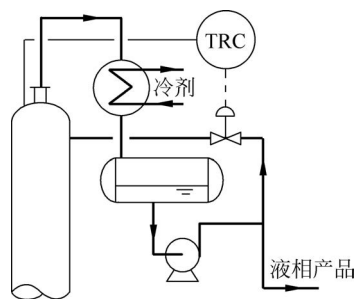


图 2-45 塔顶温度调节

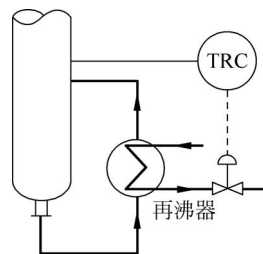


图 2-46 再沸器温度调节

3. 精馏塔流量的控制

精馏塔操作中的流量参数,即塔的进料流量、回流量等均与塔的稳定操作直接相关,控制方法如图 2-47 和图 2-48 所示。

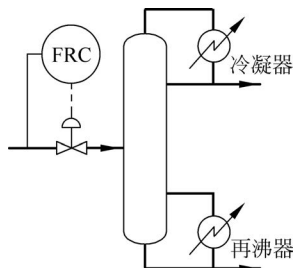


图 2-47 塔进料流量的控制方案

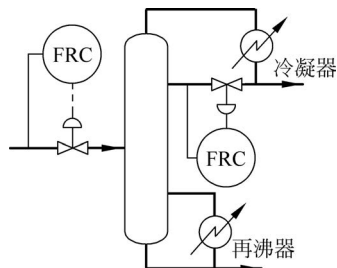


图 2-48 冷凝器的回流量控制

4. 精馏塔的液位控制

在精馏塔的设计中,塔釜、回流罐、塔侧出口、进料贮槽、成品贮槽等的液位必须设置相

应的检测和控制系統。其中塔釜、回流罐的液位控制更加重要,如图 2-49 和图 2-50 所示。

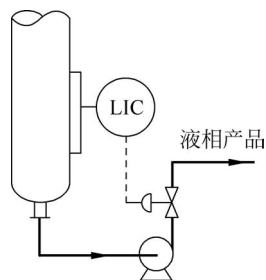


图 2-49 塔釜液位定值控制

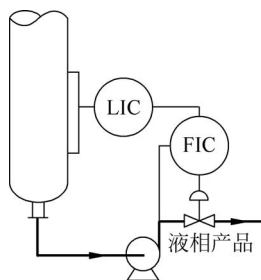


图 2-50 塔釜液位均匀控制

2.4.4 釜式反应器的控制方案

化学反应是化工生产中一个比较复杂的单元,反应物料、反应条件、反应速度及反应过程的热效应等不同,因此,各工艺过程的反应器不同,反应器的控制方案也不相同。但是,通过对各类反应器控制方案的分析归纳,可以找到它们的一些共同的规律。根据对化学反应器控制的要求,在设计反应器的控制方案时应满足质量指标、物料平衡和能量平衡等要求,以及约束条件的要求。

1. 釜式反应器的温度控制

1) 单回路温度控制方案

图 2-51 及图 2-52 所示为两个单回路温度控制方案,反应所产生的热量由冷却介质带走。图 2-51 所示方案的特点是通过冷却介质的温度变化来稳定反应温度。冷却介质采用强制循环式,流量大,传热效果好。但釜温与冷却介质温差比较小,能耗大。图 2-52 所示方案的特点是通过控制冷却介质的流量变化,稳定反应温度。冷却介质流量相对较小,釜温与冷却介质温差比较大,当内部温度不均匀时,易造成局部过热或局部过冷。

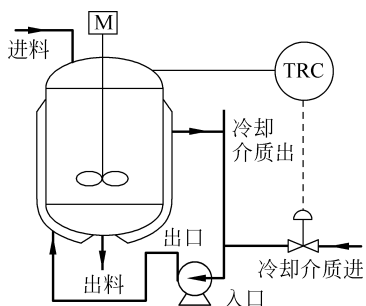


图 2-51 冷却剂强制循环的单回路温度控制方案

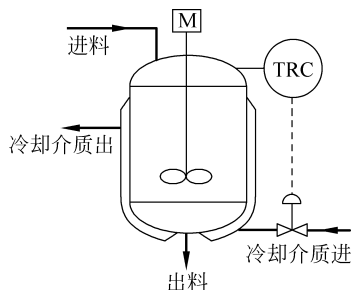


图 2-52 单回路温度控制方案

2) 串级温度控制方案

图 2-53 和图 2-54 所示是两种串级温度控制方案。图 2-53 为反应温度与载热体流量串级,副参数选择的是载热体的流量,它对克服载热体流量和压力的干扰较及时有效,但对载热体温度变化的干扰却得不到反映。图 2-54 方案副参数选为夹套温度,它能综合反映载热

体方面来的干扰,而且对来自反应器内的干扰也有一定的反映。

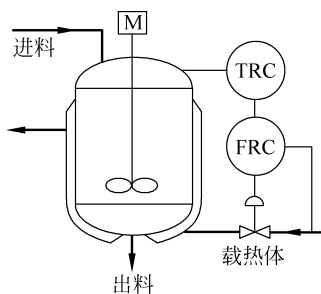


图 2-53 反应温度与载热体流量串级温度控制方案

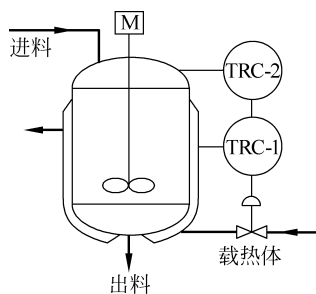


图 2-54 反应温度与夹套温度串级温度控制方案

2. 反应器进料流量的控制

反应器进料流量稳定不仅能保持物料平衡,还能保持反应所需的停留时间,避免由于流量变化而使反应物带入的热量和放出的热量发生变化,从而影响到反应温度的变化。因此,对进料流量进行控制是十分必要的。

3. 多种物料流量恒定控制方案

当反应器为多种原料各自进入时,可采用如图 2-55 所示的控制方案。图中对每一物料都设置一个单回路控制系统,以保证各进入量的稳定,同时也保证了各反应物之间的静态关系。当参加反应的物料均为气相,且反应器压力变化不大时,一般也保证了反应时间。如果反应物有液相参与时,为保证反应时间,可增加反应器的液位控制。

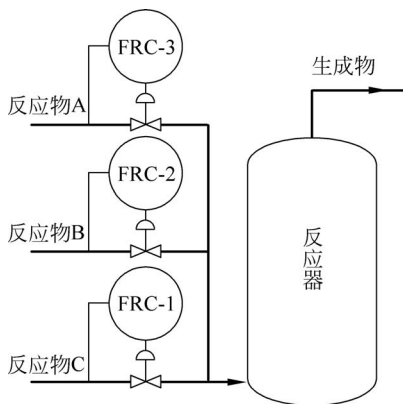


图 2-55 多种物料流量恒定控制方案

4. 多种物料流量比值控制方案

图 2-56 为物料比值控制方案。其中图 2-56(a)为两种物料流量比值控制方案,图 2-56(b)为多种物料流量比值控制方案。在这两种方案中反应物 A 为主物料,反应物 B、C 为从物料(亦称副物料),图中 KK、KK-1、KK-2 均为比值系数,根据具体的比值要求通过计算而设置。

一般选择比较贵重的反应物或是对反应起主导作用的反应物作为主物料,除主物料之外的其他反应物则为从物料。从物料一般都允许适当过量,以便主物料得到充分的利用。

图 2-56 所示比值控制方案是以各反应物的成分、压力、温度不变为前提的。如果这些量变化较大时,要保证实际的比值关系,必须引入成分、压力和温度校正。

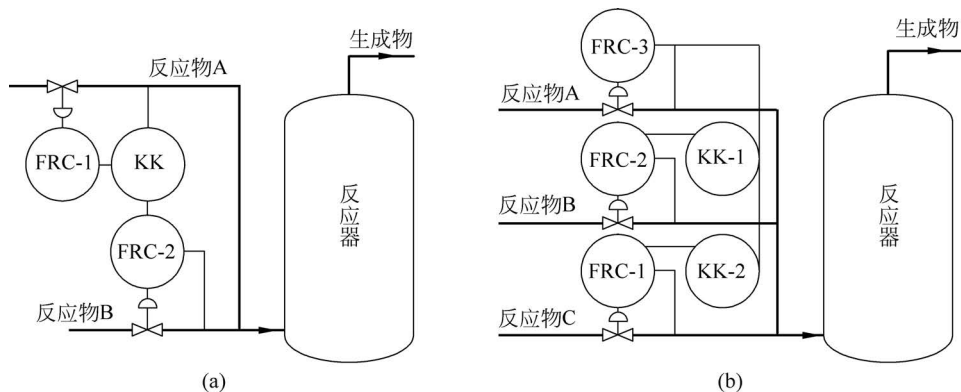


图 2-56 反应器流量比值控制方案

(a) 两种物料流量比值控制方案; (b) 多种物料流量比值控制方案

本章思考题

1. 选择工艺路线时应考虑的主要因素有哪些?
2. 工艺流程设计的主要内容包括哪些?
3. 为使设计出的工艺流程达到优质、高产、低耗和安全生产的要求,应注意解决好哪几个方面的问题?



答案

4. 工艺流程设计应包括哪些主要步骤?
5. 工艺流程图的种类有哪些? 分别在化工工艺设计的哪一阶段出现?
6. 离心泵的控制参数有哪些? 有哪些主要的控制方案?
7. 换热器的控制参数有哪些? 有哪些主要的控制方案?
8. 精馏塔的控制参数有哪些? 有哪些主要的控制方案?
9. 反应器的控制参数有哪些? 有哪些主要的控制方案?

物料衡算与热量衡算

本章主要内容：

- 设计计算前的准备工作。
- 物料衡算。
- 热量衡算。

物料衡算和热量衡算是工艺设计计算中最基本、最重要的内容之一。化工过程的物料衡算和热量衡算是利用物理与化学的基本定律,对化工过程单元系统的物料与能量平衡进行定量计算。

物料衡算指根据各种物料之间的定量转化关系对进出整个生产装置、生产工序或单台设备的各股物料的数量及组成进行平衡计算。它是在工艺流程确定后最先进行的工艺计算。

热量衡算是指根据能量守恒定律,利用能量传递和转化的规则,确定能量比例和能量转变的定量关系计算。能量是热能、电能、化学能、动能、辐射能的总称。化工生产中最常用的能量形式为热能,故化工设计中经常把能量衡算称为热量衡算。

通过对全过程或单元过程的物料衡算和热量衡算,可以确定工厂生产装置设备的设计规模和能力;计算主、副产品的生成量,废物的排出量,原材料消耗定额,生产过程的物料损耗以及“三废”的排放量,蒸汽、水、电、燃料等公用工程消耗;确定各物流的流量、组成和状态;确定每一个设备内物质转换与能量传递速度。从而为确定操作方式、设备选型以及设备尺寸,管路设施与公用工程的设计提供依据。同时也是过程评价、节能分析、过程最优化的重要基础。

3.1 设计计算前的准备工作

在对化工生产过程及设备进行准确的物料衡算和热量衡算时,还需要收集其工艺性和工程性的资料。

3.1.1 工艺性资料的收集

需收集的工艺性资料如下。

(1) 物料衡算提纲。包括:生产步骤和化学反应(包括主、副反应);各步骤所需的原料,中间体的规格和物理化学性质;成品的规格和物理化学性质;每批加料量或单位时间进料量;各生产步骤的产率等。

- (2) 工艺流程图及说明。
- (3) 热量计算参数和设备计算数据(ΔH 、 C_p 、 K 、 λ 、 α 等)。
- (4) 流体输送过程参数(黏度 μ 、密度 ρ 、摩擦系数等)。
- (5) 传质过程系数,相平衡数据。
- (6) 冷冻过程的热力学参数。
- (7) 具体的工艺操作条件(温度 T 、压力 P 、流量 G)。
- (8) 介质物性和材质性能,材质数据,腐蚀数据。
- (9) 车间平立面布置的参考资料。
- (10) 管道设计资料(管道配置、管道材质、架设方式、管件、阀件等)。
- (11) 环境保护、安全保护等规范和资料。

3.1.2 工程性资料的收集

需收集的工程性资料如下:

- (1) 气象、地质资料。
- (2) 公用工程的消耗量,辅助设施能力。
- (3) 总图运输、原料输送方式、储存方式。
- (4) 上、下水资料。
- (5) 配电工程资料。
- (6) 仪表自控资料等。

3.1.3 资料的来源

资料的来源包括:

- (1) 科研单位(研究报告)。
- (2) 设计单位(设计图纸、设计说明书)。
- (3) 基建单位(厂址方案、基建工程资料和安装工程资料)。
- (4) 生产单位(现场操作数据和实际的经济技术指标:车间原始资料、各种生产报表;工艺操作规程;设备岗位操作法;设备维护检修规程及设备维修记录卡;劳动保护及安全规程;车间化验室的分析研究资料;车间实测数据;工厂科室掌握的技改资料;供销科的产品目录和样本;财务科的产品原料单耗及成本分析资料;全厂职工劳动福利的生活资料等)。
- (5) 可行性研究报告、各国文摘和专利、各类工艺书籍、各类调查报告、各种化工过程与设备计算书籍等。

3.1.4 常用的化工数据手册和网络数据库

常用的数据手册有《化学技术百科全书》(*Encyclopedia of Chemical Technology*)、《科学与技术》(*Science and Technology*)、《CRC 化学与物理手册》(*CRC Handbook of Chemistry and Physics*)、《化学文摘》(*Chemical Abstracts (CA)*)、《化学工程师手册》(《佩里手册》)、《美国石油协会手册》、《化学化工数据手册》、《化工工艺设计手册》、《材料与零部

件手册》等。

常用的数据网站有美国化学工程师协会(AIChE)网站、美国化学学会(American Chemical Society)网站、美国国家标准与技术研究院(NIST)的 Chemistry WebBook、化学工程师资源等。

3.2 物料衡算

3.2.1 物料衡算的目的

通过物料衡算可以达到以下目的。

- (1) 确定原材料消耗定额,判断是否达到设计要求。
- (2) 确定各设备的输入及输出的物流量、以摩尔分数或其他形式表示的物料成分,并列表,在此基础上进行设备的选型及设计,并确定三废排放位置、数量及组成,以方便进一步提出三废治理的方法。
- (3) 作为热量计算的依据。
- (4) 根据计算结果绘出物流图,可进行管路设计及材质选择、仪表及自控设计等。

3.2.2 物料衡算的依据

- (1) 设计任务书中确定的技术方案、产品生产能力、年工作时长及操作方法。
- (2) 建设单位或研究单位所提供的要求、设计参数及实验室试验或中试等数据,主要有:①化工单元过程的主要化学反应方程式、反应物配比、转化率、选择性、总收率,催化剂状态及加入配比量、催化剂是否回收使用,安全性能(爆炸上下限)等;②原料及产品的分离方式,各步的回收率,采用物料分离剂时,加入分离剂的配比;③特殊化学品的物理性质,如沸点、熔点、饱和蒸汽压、闪点等。
- (3) 工艺流程示意图。

3.2.3 物料衡算的基本方法

3.2.3.1 化工过程的类型

化工过程操作状态不同,其物料或热量衡算的方程亦有差别。根据化工过程的操作方式可分为间歇操作、连续操作、半连续操作三类。或者将其分为稳定状态操作过程(稳态过程或定态过程)和不稳定状态操作过程(非稳态过程或非定态过程)两类。在对某个化工过程做物料或热量衡算时,必须先了解生产过程的类别。

原料在生产操作开始时一次性加入,然后进行反应或其他操作,一直到操作完成后,物料一次性排出,即为间歇操作过程。此过程的特点是在整个操作时间内,再无物料进出设备,设备中各部分的组成、条件随时间不断变化。

在整个操作期间,原料不断稳定地输入生产设备,同时不断从设备排出同样数量(总量)的物料。设备的进料和出料是连续流动的,即为连续操作过程。在整个操作期间,设备内各

部分组成与条件不随时间变化。

操作时物料一次输入或分批输入,而出料是连续的,或连续输入物料,而出料是一次或分批的即为半连续操作过程。

整个化工过程的操作条件(如温度、压力、物料量及组成等)不随时间变化,只是设备内不同点有差别的过程是稳定状态操作过程。操作条件随时间不断变化的过程是不稳定状态操作过程。

间歇过程及半连续过程是不稳定状态操作。连续过程在正常操作期间,操作条件比较稳定,此时属稳定状态操作;在开、停工期间或操作条件变化和出现故障时,则属不稳定状态操作。

3.2.3.2 物料衡算关系

物料平衡的理论依据是质量守恒定律,即在一个孤立体系中,无论物质发生怎样的变化,其总质量保持不变。依据衡算目标的不同,可将物料衡算分为总质量衡算、组分质量衡算和元素质量衡算三种。无论选定的衡算体系是否有化学反应发生,总质量衡算和元素质量衡算均符合质量守恒定律,即过程前后的总质量和元素量不发生变化,但对于组分质量衡算,若选定的衡算组分参与化学反应,其过程前后的质量是要发生变化的。

如 $2\text{H}_2 + \text{CO} = \text{CH}_3\text{OH}$ 。虽然进出物料的总量相等,但其分子种类却不同,无法采用组分平衡式,只能用元素平衡进行计算。

对稳态过程中的无化学反应过程和有化学反应过程,物料衡算关系式的适用情况如表 3-1 所示。

表 3-1 物料平衡形式(稳态过程)

分 类	物料平衡形式	无化学反应	有化学反应
总平衡式	总质量平衡式	是	是
	总物质的量平衡式	是	非
组分平衡式	组分质量平衡式	是	非
	组分物质的量平衡式	是	非
元素原子平衡式	元素原子质量平衡式	是	是
	元素原子物质的量平衡式	是	是

在选定的衡算体系和一定的衡算基准下,均存在下列基本衡算关系:

1. 总质量衡算

根据质量守恒定律,对于任意衡算体系,均有:

$$\sum \text{输入系统质量} = \sum \text{输出系统质量} + \sum \text{系统质量积累} + \sum \text{系统质量损失} \quad (3-1)$$

式中:积累项可以是正值,也可以是负值。当系统中的积累项为零时,即为稳态过程。

稳态过程时,式(3-1)可以转化为

$$\sum \text{输入系统质量} = \sum \text{输出系统质量} + \sum \text{系统质量损失} \quad (3-2)$$

对无化学反应的稳态过程,又可表示为

$$\sum \text{输入系统质量} = \sum \text{输出系统质量} \quad (3-3)$$

2. 组分质量衡算

在化学反应或非稳态操作情况下,衡算体系内每种组分的质量或物质的量将发生变化。对组分 i (质量或物质的量):

$$\text{输入系统的量} \pm \text{化学反应量} = \text{输出系统的量} + \text{系统积累量} + \text{系统损失量} \quad (3-4)$$

式中:若对反应物进行组分衡算,则化学反应量应取“ $-$ ”;若进行的是生成物的物料衡算,则化学反应量应取“ $+$ ”。

3. 元素质量衡算

在不发生裂变的情况下,衡算体系内的任一元素 j (质量或物质的量)均满足下列关系式:

$$\text{输入系统的量} = \text{输出系统的量} + \text{系统积累量} + \text{系统损失量} \quad (3-5)$$

列物料平衡式时应特别注意以下事项:

(1) 物料平衡是指质量平衡,而不是体积或物质的量平衡。若体系内有化学反应,则衡算式中各项以 mol/h 为单位时,必须考虑反应式中的化学计量系数,因为反应前后各元素原子数守恒。

(2) 对于无化学反应体系,能列出独立物料平衡式的最多数目等于输入和输出的物流里的组分数。例如,当给定两种组分的输入、输出物料时,可以写出两种组分的物料平衡式和一个总质量平衡式,这三个平衡式中只有两个是独立的,而另一个是派生出来的。

(3) 在写平衡方程式时,要尽量使方程式中所包含的未知数最少。

3.2.3.3 物料衡算基准

在物料衡算过程中,计算基准选择恰当,可以使计算简便,避免误差。

在一般的化工工艺计算中,根据过程特点,常选择的基准有时间基准、质量基准、体积基准和干湿基准。

1. 时间基准

对于连续生产,以 1s、1h、1d 等的一段时间间隔的投料量或生产的产品量为计算基准,这种基准可直接联系到生产规模和设备设计计算。如年产 10 万 t 甲醇装置,年操作时间为 8000h,则每小时的平均产量为 12.5t,即可以 12.5t/h 的甲醇生产速度为计算基准。对间歇生产,一般以一釜或一批料的生产周期,作为计算基准。如由两个反应釜并联操作的年产量为 10000t 的间歇本体法聚丙烯设备装置,一个反应釜的总操作时间为 8h,年操作时间为 8000h,则每个反应釜每批的生产量为 $5000 \times 8 \div 8000 = 5\text{t/批}$ 。

对于连续性生产,设计依据为年产量,一般常取年生产操作时间为 7200h、8000h 或 330d。

2. 质量基准

当系统介质为液体或固体时,可取某一基准物流的质量为 100kg,然后计算其他物流的质量。基准物质可以是产品,可以是原料,也可以是任何一个中间物流。一般情况下,取某一已知变量最多(或未知变量最少)的物流作为基准最为合适。如果所用的原料或产品系单

一化合物,或者由已知组成百分数和组分分子量的多组分组成,或者有化学反应的过程,那么用物质的量(mol)作基准更为方便。

3. 体积基准

对气体物料进行衡算时,一般选体积作为计算基准。这时应将实际操作条件下的体积换算为标准状况(STP)下的体积,即标准体积,用 m^3 表示。这样不仅排除了因温度、压力变化带来的影响,而且可直接换算为物质的量。在标准状况下,1mol 气体相当于 $22.4 \times 10^{-3} \text{m}^3$ 标准体积的气体。气体混合物中组分的体积分数同摩尔分数在数值上是相同的。

4. 干湿基准

生产中的物料,不论是气态、液态还是固态,均含有一定量的水分,因而在选用基准上就有算不算水分在内的问题。不计算水分在内的为干基,否则为湿基。如 100kg 湿物料,其中含水 10kg,以湿基计含水率为 10%,若以干基计含水率为 $10 \div (100 - 10) \times 100\% = 11.11\%$ 。又如,甲烷蒸气催化转化制取氢气,转化炉的进料量以干基计为 $7 \times 10^3 \text{m}^3/\text{h}$,而以湿基计则可达 $3 \times 10^4 \text{m}^3/\text{h}$ 。通常的化工产品,如化肥、农药均是指湿基。例如:年产尿素 480kt、年产甲醛 5kt 等均为湿基;而年产硝酸 50kt,则指的是干基。

选定计算基准,通常可以从年产量出发,由此算出原料年需要量和中间产品、“三废”的年产量。如果中间步骤较多或者年产量数值较大时,计算起来很不方便,从前往后计算比较简单,不过这样计算出来的产量往往与产品的生产量不一致。为了使计算简便,可以先按 100kg[或 100kmol、 10m^3 (标准状况下)、其他方便的数量]进行计算。算出产量后,和实际产量相比较,求出相差的倍数,以此倍数作为系数,分别乘以原来假设的量,即可得实际需要的原料量、中间产物和“三废”生成量。

实际计算时,究竟选择哪一种基准,必须根据具体情况进行选择,不可一概而论。

3.2.3.4 物料平衡的一般分析

一个系统的物料平衡就是通过系统的进料和出料的平衡。流入和流出的物料可以是单组分,也可以是多组分;可以是均相,也可以是非均相。物料衡算的任务就是利用过程中已知的某些物流的流量和组成,通过建立物料及组分的平衡方程式,求解其余未知的物流量及组成。为此,在进行物料衡算时,根据质量守恒定律而建立各种物料的平衡式和约束式。

1. 平衡式和约束式

物料衡算时可建立的平衡式和约束式有:

(1) 物料平衡方程式。系统总物料平衡方程式,各组分的平衡方程式,元素原子的平衡方程式。

(2) 物流约束式。归一方程,即构成物流各组分的分率之和等于 1,可写为

$$\sum x_j = 1 \quad (3-6)$$

式中: x_j —— j 组分的摩尔分率。

气液平衡方程式

$$y_j = K_j x_j \quad (3-7)$$

式中: y_j —— j 组分在气相中的摩尔分率;

K_j —— j 组分的平衡常数；
 x_j —— j 组分在液相中的摩尔分率。

除此之外，还有溶解度、恒沸组成等。

(3) 设备约束式。两物流流量比、回流比(蒸馏过程)、相比(萃取过程)等。

以上方程式中，总物料平衡方程式只有一个，与进出物流的数量无关。而组分平衡方程式或元素平衡方程式则取决于组分数或元素数，有几个组分或元素，就可以列出几个组分或元素的平衡方程式。物流约束式中，每一股物流就有一个归一方程。设备约束式与过程和设备有关。不同设备，其约束式也不同。

2. 变量

对于过程的变量，如果系统中各物流含有相同的组分数 N_c ，则每一物流的变量数等于该物流流量与组分数之和，即 $(N_c + 1)$ 。如果该系统有 N_s 股物流通过系统边界，有 N_s 个设备参数，那么系统的总变量数为

$$N_v = N_s(N_c + 1) + N_p \quad (3-8)$$

式中： N_v ——系统的总变量数；

N_c ——物流中的组分数；

N_s ——物流的股数；

N_p ——设备的参数。

实际上，过程中各股物流的组分数不一定相同，所以变量数要根据具体情况加以计算。

在进行物料衡算之前，要求赋值的变量称为设计变量。如果系统的总变量数为 N_v ，独立方程数为 N_e ，则设计变量数为 N_d

$$N_d = N_v - N_e \quad (3-9)$$

在求解物料衡算方程时，应该使所给定的设计变量数恰好等于需要的个数，否则就会出现无解或矛盾解的情况。

3.2.3.5 原材料的消耗定额

原材料的消耗与两个因素有关。一个因素是化学反应的理论量，即按照化学反应方程式的化学计量关系计算所得的消耗量，称为理论消耗量。理论量只与化学反应有关，如 $2\text{H}_2 + \text{CO} \longrightarrow \text{CH}_3\text{OH}$ ，每生产 1000kg 的甲醇，就要消耗氢气 125kg。另一个因素是在工业生产中，各种反应物的实际用量，极少等于化学反应方程式的理论量，在生产中的各个环节都会损失一定量的原料或半成品，如为了使反应能够顺利进行，并尽可能提高产物的量，往往将其中较为昂贵的或某些有毒物质(因不能排放)的原料消耗完，而使一些价廉或易回收的反应物过量。那么这些过量的反应物随产物一起排出后，要与产物分离，势必会带走一定量的产物，导致原材料的消耗增加。又如在某些反应中，由于现有的技术限制，在主反应发生时，伴随有副反应的发生，这样就又导致了原材料的消耗增加。

实际消耗量和理论消耗量的差别是允许的，因此，为评价和计算，在工业上常采用一些指标，以衡量生产情况。主要有以下几种：

1. 转化率

转化率是原料中某一反应物转化掉的量(mol)与初始反应物的量(mol)的百分比，它是

化学反应进行程度的一种标志。

工业生产中有单程转化率和总转化率，

$$\text{单程转化率} = \frac{\text{输入到反应器的反应物} - \text{从反应器输出的反应物}}{\text{输入到反应器的反应物}} \times 100\% \quad (3-10)$$

$$\text{总转化率} = \frac{\text{输入到过程的反应物} - \text{从过程输出的反应物}}{\text{输入到过程的反应物}} \times 100\% \quad (3-11)$$

可简写成

$$\text{转化率} = \frac{\text{反应物的反应量}}{\text{反应物的进料量}} \times 100\% \quad (3-12)$$

其数学表达式为

$$x_A = \frac{n_{A_0} - n_A}{n_{A_0}} \times 100\% \quad (3-13)$$

式中： x_A ——组分 A 的转化率，%；

n_{A_0} ——原料中某反应物的初始量，mol；

n_A ——反应后某反应物的量，mol。

注意：一个化学反应，由不同反应物可计算得到不同的转化率。因此，应用时必须指明某个反应物的转化率。若没有指明时，则往往是限制反应物的转化率。

2. 选择性

同一种原料可以转化为几种产物，即同时存在有主反应和副反应时，选择性表示实际转化为目标产物的量(mol)与被转化掉的原料的量(mol)的百分比。

$$\text{选择性} = \frac{\text{生成目标产物所消耗的反应物量}}{\text{原料的反应量}} \times 100\% \quad (3-14)$$

数学表达式为

$$\beta = \frac{(n_C - n_{C_0})/c}{(n_{A_0} - n_A)/a} \times 100\% \quad (3-15)$$

式中： β ——选择性，%；

n_{C_0} ——原料中目标产物 C 的量，mol；

n_C ——反应后目标产物 C 的量，mol；

n_{A_0} ——原料中反应物 A 的量，mol；

n_A ——反应后反应物 A 的量，mol；

a, c ——分别为原料和目标产物的计量系数。

3. 收率

收率表示原料转化为目标产物的量(mol)与进反应系统的初始量(mol)的百分比。

$$\text{收率} = \frac{\text{生成目标产物所消耗的反应物量}}{\text{反应物的进料量}} \times 100\% \quad (3-16)$$

数学表达式为

$$\phi = \frac{(n_C - n_{C_0})/c}{n_{A_0}/a} \times 100\% \quad (3-17)$$

式中： ϕ ——收率，%；其他符号同上。

4. 限制反应物

化学反应原料不按化学计量比配料时，其中以最小化学计量数存在的反应物称为限制反应物。

5. 过量反应物

不按化学计量比配料的原料中，某种反应物的量超过限制反应物完全反应所需的理论量，该反应物称为过量反应物。

过量百分数：过量反应物超过限制反应物所需理论量的部分占所需理论量的百分数。

$$\text{过量程度} = \frac{N_e - N_t}{N_t} \times 100\% \quad (3-18)$$

式中： N_e ——过量反应物的物质的量；

N_t ——与限制反应物完全反应所需的物质的量。

3.2.3.6 物料衡算的基本步骤

进行物料衡算时，为了避免错误，便于检查核对，必须采取正确的计算步骤。一般按以下程序进行。

1. 确定衡算的对象、体系和范围，并画出计算对象的草图

确定衡算的对象、体系和范围，如一个单元设备、一套装置或一个系统，并画出计算对象的草图。对于整个生产流程，要画出物料流程示意图（或流程方框图）。绘制物料流程图时，要着重考虑物料的种类和走向，输入和输出要明确，对设备的外形、尺寸、比例等并不严格要求。

2. 列出化学反应方程式

列出各个过程的主、副化学反应方程式和物理变化的依据，明确反应和变化前后的物料组成及各个组分之间的定量关系。

需要说明的是，当副反应很多时，对那些次要的且所占比重也很小的副反应，可以略去。而对于那些产生有害物质或明显影响产品质量的副反应，其量虽小，却不能随便略去。这是进行分离、精制设备设计和“三废”治理设计的重要依据。

3. 确定计算任务

明确哪些是已知项，哪些是待求项，选择适当的数学公式，力求计算方法简便。

4. 确定组分并编号

确定过程所涉及的组分，并对所有组分依次编号。

5. 对流通股编号

对流通股进行编号，并标注物流变量。组分、性质不变的流通股不编。

6. 收集数据资料

数据资料包括设计任务所规定的已知条件，以及与过程有关的物理化学参数。具体包括以下内容：

1) 生产规模和生产时间

生产规模一般在设计任务书中已明确,如年产多少吨的某产品,进行物料计算时可直接按规定的数字计算。如果是中间车间,应根据消耗定额确定生产规模,同时考虑物料在车间的回流情况。

生产时间即年工作小时数,应根据全厂检修、车间检修、生产过程和设备特性考虑每年有效的生产时数,一般生产过程无特殊现象(如易堵、易波动等),设备能正常运转(没有严重的腐蚀现象)或者已在流程上设有必要的备用设备(运转的泵、风机都设有备用设备)且全厂的公用工程系统又能保障供应的装置,年工作小时数可采用8000~8400h。

全厂(车间)检修时间较多的生产装置,年工作小时数可采用8000h。目前,大型化工生产装置一般都采用8000h。

对于生产难以控制,易出不合格产品,或因堵、漏常常停产检修的生产装置,或者试验性车间,生产时数一般采用7200h,甚至更少。

2) 有关的消耗定额

有关的消耗定额是指生产每吨合格产品需要的原料、辅助原料及试剂等的消耗量。消耗定额低说明原料利用得充分,反之,消耗定额高势必增加产品成本,加重“三废”治理的负担,所以说消耗定额是反映生产技术水平的一项重要经济指标,同时也是进行物料衡算的基础数据之一。

3) 原料、辅助材料、产品、中间产品的规格

进行物料衡算必须要有原材料及产品等的组成及其规格,这些数据主要通过向有关生产厂家咨询或查阅有关产品的质量标准获得。

4) 与过程计算有关的物理化学参数

计算中用到很多物理化学参数,如临界参数、密度或比体积、状态方程参数、蒸汽压、气液平衡常数或平衡关系、黏度、扩散系数等,需要注意的是,在收集有关数据时,应注意其可靠性、准确性和适用范围。一些特殊物质的物理化学参数难以获得或查找不全时,可根据物理化学的基本定律进行计算。

7. 列出物料平衡方程式及约束式

列出过程的全部独立物料平衡方程式及其他相关约束式。对于有化学反应发生的,要明确反应前后的物料组成和各个组分之间的定量关系,必要时还应指出其转化率和选择性,为计算做准备。约束式有归一化方程、恒沸组成、相平衡数据、化学平衡方程、回流比、相比等。

8. 选择计算基准

根据问题的性质及采用的计算方法,选择合适的计算基准。过程的物料衡算及热量衡算应在同一基准上进行。在特殊情况下,计算过程中如需要改变基准时,必须予以说明。

9. 进行物料平衡计算

通过物料衡算,得到流股流量及组成,并可在此基础上进一步进行热量衡算及其他计算,如设备尺寸设计等。

10. 整理并校核计算结果

在工艺计算过程中,每一步都要认真计算并认真校核,以便及时发现差错,以免差错延

续,造成大量计算工作返工。当计算全部完成后,对计算结果进行认真整理,并列成表格即物料衡算表(表 3-2)。表中的计量单位可采用 kg/h,也可以用 kmol/h 或 m^3/h 等,要视具体情况而定。

物料衡算表可以直接检查计算是否准确,分析结果组成是否合理,并易于发现设计上(生产上)存在的问题,从而判断其合理性,提出改进方案。物料衡算表可使其他校、审人员一目了然,大大提高工作效率。

表 3-2 物料衡算表

组分	进料(输入)		出料(输出)	
	进料流量/(kg/h 或 kmol/h)	质量(或摩尔) 分数/%	出料流量/(kg/h 或 kmol/h)	质量(或摩尔) 分数/%
合计				

11. 绘制物料流程图(表)

根据各个工序的物料衡算结果绘制出完整的工艺物料流程图(表)。物料流程图(表)是物料衡算结果的一种简单而清楚的表示方法,它最大的优点是查阅方便,并能清楚地表示出物料在流程中的位置、变化结果和相互比例关系。物料流程图(表)一般作为设计成果编入正式设计文件。

3.2.4 无化学反应的物料衡算

在化工过程中,有些只有物理变化,不发生化学反应的单元操作,如混合、蒸馏、蒸发、干燥、吸收、结晶、萃取等。这些过程都可以根据物料衡算式,列出总物料和各组分的衡算式,再用代数法求解,其示意图如图 3-1 所示。

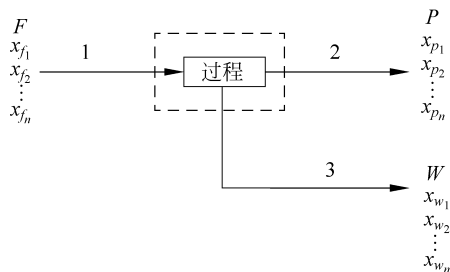


图 3-1 无化学反应的连续过程物料衡算示意图

F 表示进料, P 、 W 表示出料; $1, 2, \dots, n$ 表示组分; x 表示质量分数(或摩尔分数)

根据图 3-1,若每个流股有 n 个组分,则可以列出以下衡算式:

总物料衡算式

$$F = P + W$$

各组分的衡算式

$$F x_{f_1} = P x_{p_1} + W x_{w_1}$$

$$Fx_{f_2} = Px_{p_2} + Wx_{w_2}$$

$$\vdots$$

$$Fx_{f_n} = Px_{p_n} + Wx_{w_n}$$

可见,有 n 个组分的物料,可列出 n 个组分衡算式及一个总物料衡算式,共 $n+1$ 个衡算方程。但是,在同一个物料中,各组分的质量分数(或摩尔分数)之和等于 1。即

$$x_{f_1} + x_{f_2} + \cdots + x_{f_n} = 1 \quad \text{即} \quad \sum x_{f_i} = 1$$

$$x_{p_1} + x_{p_2} + \cdots + x_{p_n} = 1 \quad \text{即} \quad \sum x_{p_i} = 1$$

$$x_{w_1} + x_{w_2} + \cdots + x_{w_n} = 1 \quad \text{即} \quad \sum x_{w_i} = 1$$

所以 $n+1$ 个方程中,只有任意 n 个方程是独立的,由这 n 个独立方程用代数运算可以得到另一个方程。

因此,有 n 个组分的体系,最多只能求解 n 个未知量。

3.2.4.1 简单过程的物料衡算

简单过程是指仅有一个设备或把整个过程简化为一个设备单元的过程。设备的边界就是系统的边界。

【例 3-1】 一种废酸的组成: $w(\text{HNO}_3)$ 为 0.23, $w(\text{H}_2\text{SO}_4)$ 为 0.57, $w(\text{H}_2\text{O})$ 为 0.20,加入质量分数为 0.93 的浓 H_2SO_4 和质量分数为 0.90 的浓 HNO_3 ,要求混合成含 $w(\text{HNO}_3)$ 为 0.27 和 $w(\text{H}_2\text{SO}_4)$ 为 0.60 的混合酸,计算所需废酸及加入浓酸的数量。

解: 设 m_1 ——废酸质量,kg;

m_2 ——浓 HNO_3 质量,kg;

m_3 ——浓 H_2SO_4 质量,kg;

m_4 ——混合酸质量,kg。

画物料流程简图,如图 3-2 所示。

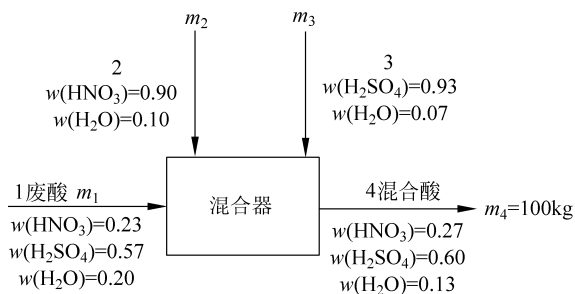


图 3-2 混合过程物料流程示意简图

选择基准: 因为 4 种酸的组成均已知,选任何一种作基准都很方便。选 $m_4=100\text{kg}$ 混合酸为衡算基准。

列物料衡算式: 该系统有 3 种组分,可列出 3 个独立方程,能求出 3 个未知量。

总物料衡算式: $m_1 + m_2 + m_3 = m_4 = 100\text{kg}$

HNO_3 的衡算式: $0.23m_1 + 0.90m_2 = 0.27m_4 = (100 \times 0.27)\text{kg} = 27\text{kg}$

H_2SO_4 的衡算式: $0.57m_1 + 0.93m_3 = 0.60m_3 = (100 \times 0.60)\text{kg} = 60\text{kg}$

联立方程求解, 可得

$$m_1 = 41.8\text{kg}, \quad m_2 = 19.2\text{kg}, \quad m_3 = 39\text{kg}$$

即由 41.8kg 废酸、19.2kg 浓 HNO_3 、39kg 浓 H_2SO_4 可以混合成 100kg 混合酸。

为核对以上结果, 做系统 H_2O 平衡:

$$(41.8 \times 0.2 + 19.2 \times 0.1 + 39 \times 0.07)\text{kg} = 13\text{kg}$$

混合后的酸, $w(\text{H}_2\text{O})$ 为 0.13, 证明计算结果正确。

以上物料衡算式也可选总物料衡算式及 H_2SO_4 与 H_2O 两个组成衡算式, 或 H_2SO_4 、 HNO_3 和 H_2O 三个组成衡算式进行计算, 均可以求得上述结果。

列出物料衡算表:

组分	废酸(1)		浓 HNO_3 (2)		浓 H_2SO_4 (3)		混合酸(4)	
	质量/kg	$w/\%$	质量/kg	$w/\%$	质量/kg	$w/\%$	质量/kg	$w/\%$
H_2SO_4	23.83	0.57	—	—	36.28	0.93	60	0.60
HNO_3	9.61	0.23	17.28	0.90	—	—	27	0.27
H_2O	8.36	0.20	1.92	0.10	2.72	0.07	13	0.13
合计	41.8	1.00	19.2	1.00	39	1.00	100	1.00

3.2.4.2 多单元系统

在化工生产中, 常常会遇到多单元系统, 有些虽然由数个单元设备组成, 但由于只考虑过程的输入和输出, 所以属简单情况。但如果对系统中的每一个设备都要计算其流量及组成, 这种系统称为多单元系统。

【例 3-2】 有两个蒸馏塔的分离装置, 将含 50% (摩尔分数) 苯、30% 甲苯和 20% 二甲苯的混合物分成较纯的 3 个馏分, 其流程图及各流股组成如图 3-3 所示。计算蒸馏 1000mol/h 原料所得各流股的量及进塔 II 物料的组成。

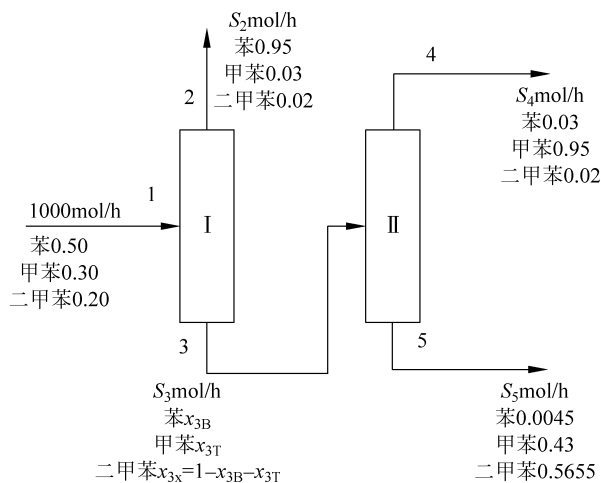


图 3-3 两个蒸馏塔的分离过程物料流程示意图

解：设 S_2, S_3, S_4, S_5 为各流股物料量, mol/h;

x_{3B}, x_{3T}, x_{3x} 为流股 3 中苯、甲苯、二甲苯的组成

该蒸馏过程中共可列出 3 组物料衡算方程, 每组选 3 个独立方程。即

$$\text{体系 A(塔 I): 总物料衡算式} \quad 1000 = S_2 + S_3 \quad (1)$$

$$\text{苯} \quad 1000 \text{ mol/L} \times 0.50 = 0.95S_2 + x_{3B} S_3 \quad (2)$$

$$\text{甲苯} \quad 1000 \text{ mol/L} \times 0.30 = 0.03S_2 + x_{3T} S_3 \quad (3)$$

$$\text{体系 B(塔 II): 总物料衡算式} \quad S_3 = S_4 + S_5 \quad (4)$$

$$\text{苯} \quad x_{3B} S_3 = 0.03S_4 + 0.0045S_5 \quad (5)$$

$$\text{甲苯} \quad x_{3T} S_3 = 0.95S_4 + 0.43S_5 \quad (6)$$

$$\text{体系 C(整个过程): 总物料衡算式} \quad 1000 = S_2 + S_4 + S_5 \quad (7)$$

$$\text{苯} \quad 1000 \text{ mol/L} \times 0.50 = 0.95S_2 + 0.03S_4 + 0.0045S_5 \quad (8)$$

$$\text{甲苯} \quad 1000 \text{ mol/L} \times 0.30 = 0.03S_2 + 0.95S_4 + 0.43S_5 \quad (9)$$

以上 9 个方程, 只有 6 个是独立的。因为(1)+(4)=(7), 同样(2)+(5)=(8)及(3)+(6)=(9)。因此, 解题时可以任选二组方程, 由题意, 应选体系 C(整个过程), 因为 3 个流股 2、4、5 的组成均已知, 只有 S_2, S_4, S_5 3 个未知量, 可以从(7)、(8)、(9)三式直接求解, 得

$$S_2 = 520 \text{ mol/h}, \quad S_4 = 150 \text{ mol/h}, \quad S_5 = 330 \text{ mol/h}$$

再任选一组体系 A 或 B 的衡算方程, 可解得

$$S_3 = 480 \text{ mol/h}, \quad x_{3B} = 0.0125, \quad x_{3T} = 0.5925, \quad x_{3x} = 0.395$$

3.2.5 反应过程的物料衡算

化学反应过程的物料衡算, 与无化学反应过程的物料衡算相比要复杂些。这是由于化学反应中原子与分子重新形成了完全不同的新的物质, 所以各化学物质的输入与输出的摩尔或质量流率是不平衡的。此外, 在化学反应中, 还涉及化学反应速率、转化率、产物的收率等因素。为了有利于反应的进行, 往往某一反应物需要过量, 因此在进行反应过程的物料衡算时, 应考虑以上这些因素。

3.2.5.1 直接计算法

直接计算法是根据化学反应方程式, 运用化学计量系数进行计算的方法, 也是常用的方法之一。

3.2.5.2 利用反应速率进行物料衡算

在以物质的量(或质量)进行衡算时, 由于发生化学反应, 则输入与输出速率之差 R_C 定义为物质 C 的摩尔生成速率, 即

$$R_C = F_{C, \text{输出}} - F_{C, \text{输入}} \quad (3-19a)$$

因此, 化学反应过程的物料衡算式可写成

$$F_{C, \text{输出}} = F_{C, \text{输入}} + R_C \quad (3-19b)$$

设有一化学反应



根据化学反应原理, A、B、C、D 各物质的反应速率是不相同的(除 $a=b=c=d$ 以外), 设以 σ_C 表示物质 C 的化学计量系数, 则反应速率 r 可定义为

$$r = \frac{R_C}{\sigma_C} \quad (3-20)$$

式中: 生成物的计量系数 σ_C 为正, 反应物的为 σ_C 负。

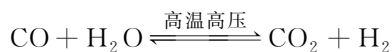
根据这一定义, 任意物质 C 的生成速率(通常称为 C 的反应速率)则等于反应速率 r 乘以计量系数, 即

$$R_C = \sigma_C r \quad (3-21)$$

因此, 物质 C 的组分物质的量平衡方程式可写为

$$F_{C, \text{输出}} = F_{C, \text{输入}} + \sigma_C r \quad (3-22)$$

【例 3-3】 工业上, 合成氨原料气中 CO 通过变换反应器而除去, 如图 3-4 所示。在反应器 1 中 CO 大部分转化, 在反应器 2 中被完全脱去。原料气由发生炉煤气(78% N_2 , 20% CO , 2% CO_2) 和水煤气(50% H_2 , 50% CO) 混合而成, 在反应器中与水蒸气发生反应:



最后得到物流中的 H_2 与 N_2 之比为 3 : 1, 假定水蒸气流量是原料气总量(干基)的 2 倍, 同时反应器 1 中 CO 转化率为 80%, 试计算中间物流 4 的组成。

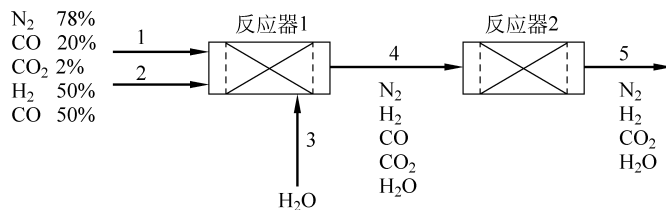


图 3-4 合成氨变换过程

解: 选择计算基准: 物流 1 的摩尔流率为 100 mol/h , 即 $F_1 = 100 \text{ mol/h}$, 正反应的反应速率为 $r (\text{mol/h})$ 。

过程先由总单元过程物质的量衡算式进行计算, 总衡算式为

$$N_2 \text{ 平衡} \quad F_{5, N_2} = 0.78 \times 100 \text{ mol/h} = 78 \text{ mol/h}$$

$$CO \text{ 平衡} \quad 0 = 0.2 \times 100 + 0.5F_2 - r$$

$$H_2O \text{ 平衡} \quad F_{5, H_2O} = F_3 - r$$

$$CO_2 \text{ 平衡} \quad F_{5, CO_2} = 0.02 \times 100 \text{ mol/h} + r$$

$$H_2 \text{ 平衡} \quad F_{5, H_2} = 0.5F_2 + r$$

已知 H_2 与 N_2 之比为 3 : 1, 即 $F_{5, H_2} = 3F_{5, N_2} = 3 \times 78 \text{ mol/h} = 234 \text{ mol/h}$

水蒸气与原料气(干基)之比为 2 : 1, 即 $F_3 = 2(F_1 + F_2)$

将 H_2 和 CO 平衡式相加, 消去 r , 得物流 2, $F_2 = (234 - 20) \text{ mol/h} = 214 \text{ mol/h}$

将 F_2 值代入 CO 平衡式, 得反应速率, $r = (20 + 0.5 \times 214) \text{ mol/h} = 127 \text{ mol/h}$

由此可得物流 3, $F_3 = 2 \times (100 + 214) \text{ mol/h} = 628 \text{ mol/h}$

最后, 由 CO 和 H_2O 平衡式得到

$$F_{5, CO_2} = (0.02 \times 100 + 127) \text{ mol/h} = 129 \text{ mol/h} \quad F_{5, H_2O} = (628 - 127) \text{ mol/h} = 501 \text{ mol/h}$$

要得到物流 4 的组成, 先要计算反应器 1 的反应速率。

由反应速率的定义式得

$$r = \frac{(F_{C, \text{输出}} - F_{C, \text{输入}})}{\sigma_C} = - \frac{F_{C, \text{输入}} \cdot x_C}{\sigma_C}$$

x_C 为 C 物质的转化率

已知反应器 1 中 CO 的转化率为 80%, 由此可得反应器 1 的反应速率

$$r = - \frac{F_{\text{CO, 输入}} \cdot x_{\text{CO}}}{\sigma_{\text{CO}}} = 0.8 \times (0.2 \times 100 + 0.5 \times 214) \text{ mol/h} = 101.6 \text{ mol/h}$$

已知 r 后, 物流 4 中每一物质的流率可以用物料衡算求得, 即

$$\text{N}_2 \text{ 平衡} \quad F_{4, \text{N}_2} = 0.78 \times 100 \text{ mol/h} = 78 \text{ mol/h}$$

$$\text{CO 平衡} \quad F_{4, \text{CO}} = (127 - r) \text{ mol/h} = 25.4 \text{ mol/h}$$

$$\text{H}_2\text{O 平衡} \quad F_{4, \text{H}_2\text{O}} = (628 - r) \text{ mol/h} = 526.4 \text{ mol/h}$$

$$\text{CO}_2 \text{ 平衡} \quad F_{4, \text{CO}_2} = (2 + r) \text{ mol/h} = 103.6 \text{ mol/h}$$

$$\text{H}_2 \text{ 平衡} \quad F_{4, \text{H}_2} = (107 + r) \text{ mol/h} = 208.6 \text{ mol/h}$$

于是, 物流 4 的组成(摩尔分数)为

$$\text{N}_2: 0.083; \text{CO}: 0.027; \text{H}_2\text{O}: 0.559; \text{CO}_2: 0.110; \text{H}_2: 0.221$$

3.2.5.3 元素平衡法

由于化学反应中物质发生了化学变化, 故常常采用元素平衡的方法进行物料衡算。

设输入物流有 i 股, 输出物流有 j 股, 则物质 S 的净输出速率为

$$F_S = \sum_j F_{jS} - \sum_i F_{iS} \quad (3-23)$$

令 α_{eS} 为物质 S 中元素 e 的原子数, 称 α_{eS} 为原子系数, 则对给定系统, 可由原子系统列出原子矩阵。根据这一定义, 物质 S 中的元素 e 的净原子流出速率为 $\sum_S \alpha_{eS} F_S$ 。

因为元素是守恒的, 所以 $\sum_S \alpha_{eS} F_S = 0$ 。

因此系统的元素平衡方程式可写为

$$\sum_S \alpha_{eS} F_S = 0 \quad (3-24)$$

如果以 A_e 表示元素 e 的相对原子质量, 上面的原子平衡式又可表示为质量单位为

$$A_e \sum_S \alpha_{eS} F_S = 0 \quad (3-25)$$

总的平衡方程式为

$$\sum_e A_e \sum_S \alpha_{eS} F_S = 0 \quad (3-26)$$

物质 S 的相对分子质量可表示为 $M_S = \sum_e A_e \alpha_{eS}$

由此可得

$$\sum_S M_S F_S = 0 \quad (3-27)$$

【例 3-4】 由甲醇(CH_3OH)和空气在催化剂上发生部分氧化制甲醛(CH_2O), 在最佳反应条件下, 含摩尔分数 40% 的甲醇和空气反应转化率约为 55%。除主产品外, 还有副产

品如一氧化碳(CO)、二氧化碳(CO₂)和少量的甲酸(HCOOH)。因此,反应器输出物流一般用洗涤进行分离,得到含有 CO、CO₂、H₂ 和 N₂ 的气体物流和含有未反应的 CH₃OH、产品 CH₂O、H₂O 及 HCOOH 的液体物流。假设液相物流中含有等量的 CH₃OH、CH₂O 和 0.5% 的 HCOOH,而气体物流中含有 7.5% 的 H₂,试计算两股物流的组成。

解: 流程如图 3-5 所示。

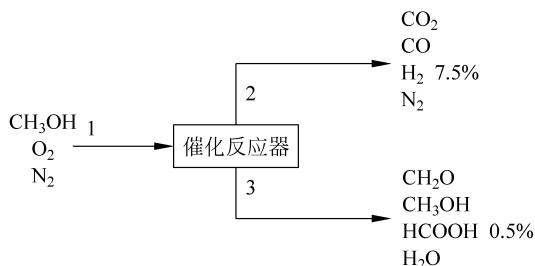


图 3-5 甲醇氧化制甲醛的物料平衡

由图 3-5 可知,该系统包含有 4 种元素和 9 种化学物质,以元素和物质列出原子系数矩阵:

$$\begin{array}{cccccccccc}
 & \text{O}_2 & \text{H}_2 & \text{CO} & \text{N}_2 & \text{CO}_2 & \text{CH}_3\text{OH} & \text{CH}_2\text{O} & \text{HCOOH} & \text{H}_2\text{O} \\
 \left. \begin{array}{l} \text{O} \\ \text{H} \\ \text{C} \\ \text{N} \end{array} \right\} & \begin{pmatrix} 2 & 0 & 1 & 0 & 2 & 1 & 1 & 2 & 1 \\ 0 & 2 & 0 & 0 & 0 & 4 & 2 & 2 & 2 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 1 & 1 & 1 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 2 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{pmatrix}
 \end{array}$$

基准: 进料量 1000mol/d

已知 CH₃OH 含量为 40%,空气中 O₂、N₂ 之比为 21 : 79,可得

$$F_1 = \begin{cases} 400\text{mol/d} & \text{CH}_3\text{OH} \\ 126\text{mol/d} & \text{O}_2 \\ 474\text{mol/d} & \text{N}_2 \end{cases}$$

求出甲醇的输入速率和转化率后,可计算得到甲醇的输出速率为

$$F_{3,\text{CH}_3\text{OH}} = 400 \times (1 - 0.55)\text{mol/d} = 180\text{mol/d}$$

已知 $F_{3,\text{CH}_3\text{OH}} = F_{3,\text{CH}_2\text{O}}$,则 $F_{3,\text{CH}_2\text{O}} = 180\text{mol/d}$

由以上数据,计算物质的净输出速率如下:

$$F_{\text{O}_2} = (0 - 126)\text{mol/d} = -126\text{mol/d}$$

$$F_{\text{H}_2} = 0.075F_2 - 0 = 0.075F_2$$

$$F_{\text{CO}} = F_{2,\text{CO}} - 0 = F_{2,\text{CO}}$$

$$F_{\text{N}_2} = F_{2,\text{N}_2} - 474$$

$$F_{\text{CO}_2} = F_{2,\text{CO}_2} - 0 = F_{2,\text{CO}_2}$$

$$F_{\text{CH}_3\text{OH}} = (180 - 400)\text{mol/d} = -220\text{mol/d}$$

$$F_{\text{CH}_2\text{O}} = (180 - 0)\text{mol/d} = 180\text{mol/d}$$

$$F_{\text{HCOOH}} = 0.005F_3 - 0 = 0.005F_3$$

$$F_{\text{H}_2\text{O}} = F_{3,\text{H}_2\text{O}} - 0 = F_{3,\text{H}_2\text{O}}$$

根据系数矩阵,可以列出4种元素的平衡式:

$$\begin{aligned} \text{O平衡} \quad & 2 \times (-126) + 0(F_{\text{H}_2}) + 1(F_{2,\text{CO}}) + 0(F_{\text{N}_2}) + 2(F_{2,\text{CO}_2}) + \\ & 1 \times (-220) + 1 \times 180 + 2(0.005F_3) + 1(F_{3,\text{H}_2\text{O}}) = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H平衡} \quad & 0(F_{\text{O}_2}) + 2(0.075F_2) + 0(F_{2,\text{CO}}) + 0(F_{\text{N}_2}) + 0(F_{2,\text{CO}_2}) + \\ & 4 \times (-220) + 2 \times 180 + 2(0.005F_3) + 2(F_{3,\text{H}_2\text{O}}) = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C平衡} \quad & 0(F_{\text{O}_2}) + 0(F_{\text{H}_2}) + 1(F_{2,\text{CO}}) + 0(F_{\text{N}_2}) + 1(F_{2,\text{CO}_2}) + \\ & 1 \times (-220) + 1 \times 180 + 1(0.005F_3) + 0(F_{3,\text{H}_2\text{O}}) = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N平衡} \quad & 0(F_{\text{O}_2}) + 0(F_{\text{H}_2}) + 0(F_{\text{CO}}) + 2(F_{\text{N}_2}) + 0(F_{\text{CO}_2}) + 0(F_{\text{CH}_3\text{OH}}) + \\ & 0 \times (F_{\text{CH}_2\text{O}}) + 0(F_{\text{HCOOH}}) + 0(F_{\text{H}_2\text{O}}) = 0 \end{aligned}$$

因为 N_2 是惰性的,N平衡说明 N_2 的净流率应为零,即 $F_{2,\text{N}_2} - 474 = 0$

除此之外,其余三个平衡方程式可转化为

$$F_{2,\text{CO}} + 2F_{2,\text{CO}_2} + 0.01F_3 + F_{3,\text{H}_2\text{O}} = 292$$

$$0.15F_2 + 0.01F_3 + 2F_{3,\text{H}_2\text{O}} = 520$$

$$F_{2,\text{CO}} + F_{2,\text{CO}_2} + 0.005F_3 = 40$$

此外物流2和物流3应满足

$$F_2 = F_{2,\text{CO}} + F_{2,\text{CO}_2} + 0.075F_2 + 474$$

$$F_3 = 180 + 180 + 0.005F_3 + F_{3,\text{H}_2\text{O}}$$

整理得 $0.15F_2 + 2F_3 = 1240$, $0.925F_2 + 0.005F_3 = 514$

由此解得 $F_2 = 552.55 \text{ mol/d}$, $F_3 = 578.56 \text{ mol/d}$

解方程得 $F_{3,\text{H}_2\text{O}} = 215.67 \text{ mol/d}$, $F_{2,\text{CO}} = 3.67 \text{ mol/d}$, $F_{2,\text{CO}_2} = 33.44 \text{ mol/d}$

物流2和物流3的各组分流率即摩尔分数如下:

物流 2			物流 3		
组分名称	摩尔流量/(mol/d)	摩尔分数	组分名称	摩尔流量/(mol/d)	摩尔分数
CO_2	33.44	0.0605	CH_3OH	180	0.3111
CO	3.67	0.0067	CH_2O	180	0.3111
H_2	41.44	0.0750	HCOOH	2.89	0.0050
N_2	474	0.8578	H_2O	215.67	0.3728

3.2.5.4 以化学平衡进行衡算

化学反应中,各种初始物料的化学反应(正反应)总伴随有各种反应产物(逆反应)。最终,当正反应与逆反应的反应速率相等时,即达到化学平衡,在恒温、恒压且反应物的浓度不变时,平衡将保持稳定。

对反应

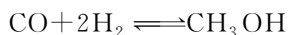


平衡时,其平衡常数为
$$K = \frac{[C]^c [D]^d}{[A]^a [B]^b}$$

式中: K 为化学反应的平衡常数,其也可以表示为 K_0 (浓度以 mol/L 表示)、 K_p (浓度以分压表示)或 K_n (浓度以摩尔分数表示)。

【例 3-5】 试计算合成甲醇过程中反应混合物的平衡组成。设原料气中 H_2 与 CO 摩尔比为 4.5 : 1,惰性组分(I)含量为 13.8%(摩尔分数),压强为 30MPa,温度为 365℃,平衡常数为 $2.505 \times 10^{-3} \text{ MPa}^{-2}$ 。

解: 写出化学反应平衡方程式



设进料为 1mol,其组成为: $I=0.138\text{mol}$; $H_2=(1-0.138) \times 4.5 \div 5.5=0.7053\text{mol}$;
 $\text{CO}=(1-0.138) \div 5.5=0.1567\text{mol}$ 。

基准: 1mol 原料气

设转化率为 x ,则出口气体组成为

$$\begin{aligned} \text{CO:} & \quad 0.1567(1-x); \\ \text{H}_2: & \quad 0.7053-2 \times 0.1567x; \\ \text{CH}_3\text{OH:} & \quad 0.1567x; \\ \text{I:} & \quad 0.138; \\ \text{求和得} & \quad 1-0.3134x \end{aligned}$$

计算出口气体各组分的分压:

$$\begin{aligned} p_{\text{CH}_3\text{OH}} &= \frac{0.1567x}{1-0.3134x} \times 30\text{MPa} & p_{\text{CO}} &= \frac{0.1567(1-x)}{1-0.3134x} \times 30\text{MPa} \\ p_{\text{H}_2} &= \frac{0.7053-2 \times 0.1567x}{1-0.3134x} \times 30\text{MPa} \end{aligned}$$

将以上代入平衡常数分压表达式,得

$$\begin{aligned} K_p &= \frac{p_{\text{CH}_3\text{OH}}}{p_{\text{CO}} p_{\text{H}_2}^2} = \frac{\left(\frac{0.1567x}{1-0.3134x} \times 30\right)}{\left[\frac{0.1567(1-x)}{1-0.3134x} \times 30\right] \left(\frac{0.7053-2 \times 0.1567x}{1-0.3134x} \times 30\right)^2} \text{MPa}^{-2} \\ &= 2.505 \times 10^{-3} \text{ MPa}^{-2} \end{aligned}$$

解得 $x=0.4876$,代入出口气体各组分表达式中,则有

CO: 0.0803mol, H_2 : 0.5525mol, CH_3OH : 0.0764mol, I: 0.138mol;
平衡时出口气体中各组成的摩尔分数为

$$\text{CO: } 0.0948, \quad \text{H}_2: 0.6521, \quad \text{CH}_3\text{OH: } 0.0902, \quad \text{I: } 0.1629$$

3.2.5.5 以结点进行衡算

在工艺流程的衡算中,以流程中某一点的汇集或分支处的交点即结点来进行衡算,可以使计算简化,如原料加入循环系统中、物料的混合、溶液的配制以及精馏塔塔顶回流和产品取出等,均需采用结点来进行计算。当某些产品的组成需要用旁路调节再送往下一工序时,这种计算方法则更加有用。图 3-6 为三股物流的结点示意图。



图 3-6 结点示意图

【例 3-6】 某厂用烃类气体转化制合成气生产甲醇,合成气体积为 $2321\text{m}^3/\text{h}$, $n(\text{CO}) : n(\text{H}_2) = 1 : 2.4$ 。但是由于转化后的气体组成(摩尔分数)为 $\text{CO} 43.12\%$ 、 $\text{H}_2 54.2\%$,不符合要求,为此需将部分转化气送去变换反应器,变换后气体体积组成(摩尔分数)为 $\text{CO} 8.76\%$ 、 $\text{H}_2 89.75\%$,此气体经脱 CO_2 后体积减小 2% 。用此变换气去调节转化气,使其达到合成甲醇原料气的要求,其原料气中 CO 与 H_2 的含量为 98% ,试计算转化气、变换气各应为多少。

解: 画出流程示意图如图 3-7 所示。

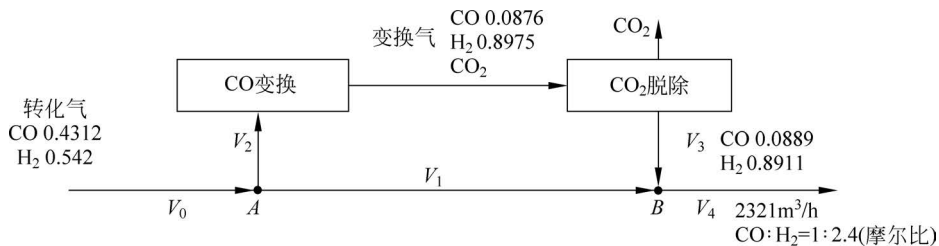


图 3-7 甲醇原料气配气流程

分析: V_2 从 A 点分流,在 B 点合并,合并时无化学变化和体积变化。A、B 两点称为结点。因此根据结点衡算原理,即在点范围进行衡算。

对 B 点进行物料衡算:

$$\text{总平衡} \quad V_1 + V_3 = V_4 = 2321\text{m}^3/\text{h}$$

$$\text{CO 平衡} \quad 0.4312V_1 + 0.0889V_3 = 2321n_{\text{CO}}$$

$$\text{H}_2 \text{ 平衡} \quad 0.542V_1 + 0.8911V_3 = 2321n_{\text{H}_2}$$

$$n_{\text{CO}} = \frac{0.98}{1+2.4} = 0.2882 \quad n_{\text{H}_2} = \frac{0.98 \times 2.4}{1+2.4} = 0.6918$$

$$\text{联立方程式,解得} \quad V_1 = 1349\text{m}^3/\text{h}, V_3 = 981\text{m}^3/\text{h}, V_2 = \frac{V_3}{1-2\%} = 1001\text{m}^3/\text{h}$$

$$V_0 = V_1 + V_2 = 2350\text{m}^3/\text{h} \quad \text{脱除 } \text{CO}_2 = V_2 - V_3 = 20\text{m}^3/\text{h}$$

3.2.5.6 利用联系组分进行衡算

惰性物料的数量在反应器的进口、出口物料中没有变化,计算时可以利用它在设备进、出口的数量(质量或物质的量)不变的关系列物料衡算方程。这种惰性物料被称为联系物。

【例 3-7】 天然气蒸汽转化法制造合成氨原料气的流程如图 3-8 所示。转化炉内进行烃类蒸汽转化反应,以甲烷为例,烃类蒸汽转化的反应方程式为 $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ 。天然气经一段转化炉转化后继续进入二段转化炉反应,在一段转化炉出口加入空气,以配合合成氨原料气中所需的 N_2 ,同时,一段转化气中的一部分 H_2 遇 O_2 燃烧供给系统热

量。二段转化后再经 CO 变换工序使混合气中的 CO 大部分转化为 CO_2 和 H_2 , CO 转化为 CO_2 和 H_2 的方程式为 $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$, 变换后的气体进入脱除 CO_2 工序脱除 CO_2 , 再经甲烷化工序除去残存的微量 CO 和 CO_2 后作为合成氨合格原料气。

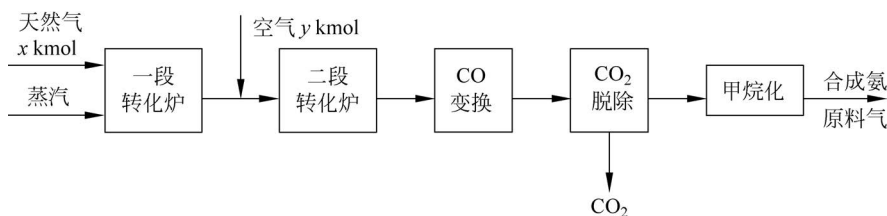


图 3-8 天然气蒸汽转化法制造合成氨流程图

已知某厂天然气的组成为：

组分	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10} (正)	C_4H_{10} (异)	C_5H_{12} (正)	C_5H_{12} (异)	N_2	CO_2	合计
含量(摩尔分数)/%	83.20	10.00	5.16	0.69	0.50	0.06	0.05	0.33	0.01	100

要求合成氨原料气的组成为：

组分	H_2	N_2	Ar	CH_4	合计
含量(摩尔分数)/%	73.97	24.64	0.31	1.08	100

计算天然气的用量和空气的用量。

解：以 100kmol 合成氨原料气为计算基准。

设天然气用量为 x kmol, 添加空气量为 y kmol。

(1) 作系统 N_2 平衡

因为在天然气蒸汽转化法制造合成氨原料气过程中, N_2 没有参加反应, 它的数量在反应器的进口、出口物料中没有变化, 作系统 N_2 平衡得

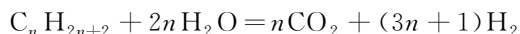
$$0.0033x + 0.79y = 24.64$$

(2) 作系统 H_2 平衡

甲烷转化制 H_2 的计量关系推导如下：



用同样的方法可推导出烃类蒸汽转化制 H_2 的计量关系通式为



因此, 100kmol 天然气可提供的理论 H_2 为

组 分	烃量/kmol	可提供的理论烃量/kmol
CH_4	83.20	$4 \times 83.20 = 332.80$
C_2H_6	10.00	$7 \times 10.00 = 70.00$

续表

组 分	烃量/kmol	可提供的理论烃量/kmol
C ₃ H ₈	5.16	10×5.16=51.60
C ₄ H ₁₀ (正)	0.69	13×0.69=8.97
C ₄ H ₁₀ (异)	0.50	13×0.50=6.50
C ₅ H ₁₂ (正)	0.06	16×0.06=0.96
C ₅ H ₁₂ (异)	0.05	16×0.05=0.80
N ₂	0.33	0
CO ₂	0.01	0
合计	100	471.63

因此, x kmol 天然气进料可提供的理论 H₂ 为 $\frac{471.63}{100}x$ kmol

氢气燃烧的反应过程 $2\text{H}_2 + \text{O}_2 = 2\text{H}_2\text{O}$

燃烧消耗的 H₂ 为 $2 \times 0.21y$ kmol

作系统 H₂ 平衡得 $\frac{471.63}{100}x - 2 \times 0.21y = 73.97 + 2 \times 1.08$

式中(2×1.08)是合成氨原料气的 CH₄ 折合为 H₂ 物质的量(mol)

解得 $x = 18.92$ kmol, $y = 31.19$ kmol

因此,制造 100kmol 的合成氨原料气需加入天然气 18.92kmol,一段转化炉出口需添加 31.19kmol 的空气。

3.2.6 复杂过程的物料衡算

3.2.6.1 循环过程

在过程中常会遇到流体返回(循环)至前一级的情况。尤其在反应过程中,由于反应物的转化率低于 100%,有些反应物投料过量,为了充分利用原料,降低原料消耗定额,在工厂生产中一般将未反应的原料与产品先进行分离,然后循环返回原料进料处,与新鲜原料一起再进入反应器反应。在无化学反应过程中,精馏塔塔顶的回流、过滤结晶过程滤液的返回都是循环过程的例子。

在没有循环时,一系列单元步骤的物料平衡可按顺序依次进行,每次可取一个单元。但是,如果有循环物流的话,由于循环返回处的流量尚未计算,所以循环量并不知道。因此,在不知道循环流量时,逐次计算并不能计算出循环量。这类问题通常可采用两种解法。

(1) 试差法。估计循环流量,并继续计算至循环回流的那一点。将估计值与计算值进行比较,并重新假定一个估计值,一直计算到估计值与计算值之差在一定的误差范围内。

(2) 代数解法。在循环存在时,列出物料平衡方程式,并求解。一般方程式中以循环流量作为未知数,应用联立方程的方法进行求解。

在只有一个或两个循环物流的简单情况下,只要计算基准及系统边界选择适当,计算常可简化。一般在衡算时,先进行总的过程衡算,再对循环系统列出方程式求解。对于这类物料衡算,计算系统选取得好坏是关键的解题技巧。

【例 3-8】 K_2CrO_4 从水溶液重结晶处理工艺是将流量为 4500mol/h 含 33.33% (摩尔分数) 的 K_2CrO_4 新鲜溶液和另一股含 36.36% (摩尔分数) K_2CrO_4 的循环液合并加入一台蒸发器中, 蒸发温度为 120°C , 用 0.3MPa 的蒸汽加热。从蒸发器放出的浓缩料液含 49.4% (摩尔分数) K_2CrO_4 进入结晶槽, 在结晶槽被冷却, 冷至 40°C , 用冷却水冷却 (冷却水进、出口温差 5°C)。然后过滤, 获得含 K_2CrO_4 结晶的滤饼和含 36.36% (摩尔分数) K_2CrO_4 的滤液 (这部分滤液即为循环液), 滤饼中的 K_2CrO_4 占滤饼总物质的量的 95% 。 K_2CrO_4 的分子量为 195 。试计算:

- (1) 蒸发器蒸发出水的量;
- (2) K_2CrO_4 结晶的产率;
- (3) 循环液和新鲜液的摩尔比;
- (4) 蒸发器和结晶槽的投料比 (mol)。

解: 为了明确理解该重结晶处理工艺, 先画出流程框图, 如图 3-9 所示。将每一股流编号且分析系统:

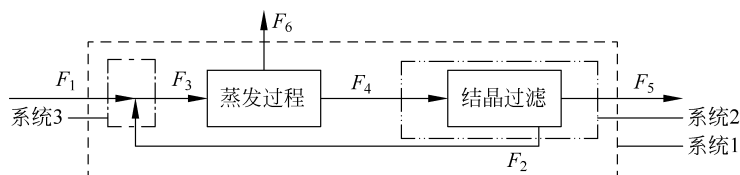


图 3-9 重结晶处理工艺流程框图

计算基准: 4500mol/h 新鲜原料, 以 K 表示 K_2CrO_4 , W 表示 H_2O 。

设: F_1 为进入蒸发器的新鲜物料流量 (mol/h);

F_2 为进入蒸发器的循环物料量即滤液量 (mol/h);

F_3 为新鲜液和循环液混合后的物料量 (mol/h);

F_4 为出蒸发器的物料量 (mol/h);

F_5 为结晶过滤后的滤饼总量 (mol/h);

F_6 为蒸发器蒸出的水量 (mol/h);

P_c 为结晶过滤后滤饼中 K 的物料量 (mol/h);

P_s 为结晶过滤后滤饼中滤液的物料量 (mol/h);

x_3 为新鲜液和循环液混合后的 K_2CrO_4 摩尔分数 (mol/h)。

从已知条件可看出, 滤饼里的溶液和结晶固体之间存在如下的关系:

$$P_s = 0.05 \times (P_c + P_s)$$

$$P_s = 0.05263 P_c$$

对系统 1, 物质 K 平衡: $0.3333 \times F_1 = P_c + 0.3636 P_s$

联立解得: $P_c = 1472\text{mol/h}$, $P_s = 77.5\text{mol/h}$

H_2O 物料平衡: $F_1(1 - 0.3333) = F_6 + F_5 \times 0.05 \times (1 - 0.3636)$

得: $F_6 = 2950.8\text{mol/h}$

为了求解其他未知数, 选择分体系建立物料衡算, 在新鲜物料和循环物料的混合点上的系统 3, 建立平衡方程式则有 F_2 、 F_3 和 x_3 三个未知数。蒸发器单元也涉及 F_3 、 x_3 和 F_4

三个未知数。但结晶过滤单元只有 F_2 和 F_4 两个未知数,所以选择系统 2 作物料平衡求解较为方便。

对系统 2:

结晶过滤的总物料平衡: $F_4 = P_c + P_s + F_2 = F_2 + 1549.5$

结晶器水的平衡: $F_4(1 - 0.494) = (F_2 + 1549.5 \times 0.05) \times (1 - 0.3636)$

联立求解得: $F_2 = 5634.6 \text{ mol/h}; F_4 = 7184 \text{ mol/h}$

则: 循环液/新鲜料液 = $5634.6/4500 = 1.25$

最后,通过混合点系统 3 的物料平衡或蒸发器的物料平衡求出 F_3 。

对系统 3,混合点的物料平衡: $F_1 + F_2 = F_3$

得: $F_3 = 10134.6 \text{ mol/h}$

由蒸发器的物料平衡可校核 F_3 的计算是否正确: $F_3 = F_4 + F_6$

因此,设计的蒸发器与结晶槽的投料比为: $F_3/F_4 = 10134.6/7184 = 1.41$

3.2.6.2 弛放过程

在带有循环物流的工艺过程中,有些惰性组分或某些杂质由于没有分离掉,在循环中逐渐积累起来,因而在循环气中惰性组分的量越来越大,会影响正常的生产操作。在工业上,为了使循环系统中的惰性气保持在一定浓度就需要将一部分循环气排放出去,这种排放称为弛放过程。

在连续弛放过程中,稳态的条件是

$$\text{弛放时惰性气体排出量} = \text{系统惰性气体的进料量} \quad (3-28)$$

弛放物流中任一组分的浓度与进行弛放那一点的循环物流浓度相同。因此,所需弛放的速度可由式(3-29)决定。

$$\text{料液流率} \times \text{料液中惰性气体浓度} = \text{弛放物流流率} \times \text{指定循环流中惰性气体浓度} \quad (3-29)$$

【例 3-9】 由氢和氮生产合成氨时,原料气中总含有一定量的惰性气体(如氩)和甲烷。为了防止循环氢、氮气中惰性气体的积累,因而需要设置放空装置,如图 3-10 所示。假如原料气的组成(摩尔分数)为: N_2 24.75%, H_2 74.25%, 惰性气体氩 1%。 N_2 单程转化率为 25%,循环物流中惰性气体为 12.5%, NH_3 3.75%(摩尔分数)。

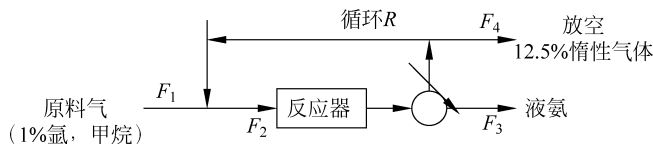


图 3-10 合成氨反应流程示意图

试计算:

- (1) N_2 的总转化率;
- (2) 循环物流量与原料气的摩尔比。

解: 确定基准 100mol 原料气

循环物流的组成:

I(惰性气体)的摩尔分数 = 0.125

NH_3 的摩尔分数 = 0.0375

N_2 的摩尔分数 = $(1 - 0.125 - 0.0375)/4 = 0.2094$

H_2 的摩尔分数 = $0.2094 \times 3 = 0.6282$

由式(3-29),可列方程: $100 \times 0.01 = 0.125F_4$

解得 $F_4 = 8\text{mol}$

N_2 组分衡算: $(0.2475F_1 + 0.2094R)(1 - 0.25) = (R + F_4) \times 0.2094$

将 $F_1 = 100\text{mol}$, $F_4 = 8\text{mol}$ 代入上式,得

$$(0.2475 \times 100 + 0.2094R)(1 - 0.25) = (R + 8) \times 0.2094$$

解得 $R = 322.58\text{mol}$

N_2 的总转化率为

$$[(100 \times 0.2475 + 322.58 \times 0.2094) \times 0.25] / (100 \times 0.2475) \times 100\% = 0.932 = 93.2\%$$

放空气与原料气的摩尔比: $8/100 = 0.08$

循环物流量与原料气的摩尔比为 $322.58/100 = 3.23$

3.2.6.3 旁路过程

在生产中,物流不经过某些单元而直接分流到后续工序去,这种方法称为旁路。旁路主要用于控制物流组成或温度,如图 3-11 所示。

具有旁路的物料衡算与具有循环物流的相类似,有时还要容易些,对物流旁路流向前工序的过程,计算上略有不同。

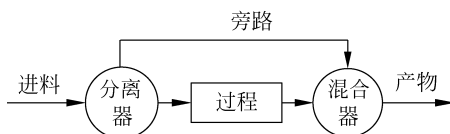


图 3-11 旁路示意图

3.2.6.4 过程物料衡算的一般求解方法

首先对各单元设备的变量、设计变量,列出方程式进行分析,确定其自由度。当自由度为零时,方程式可解。

处理稳态条件下的化工过程的物料和热量衡算,按式(3-30)计算:

$$\sum_{i=1}^{N_s} F_i x_{ij} = 0 \quad (3-30)$$

式中: F_i ——物流 i 的质量流率或摩尔流率,习惯上进入系统的物流为正,离开的为负;

N_s ——过程中物流的总数;

x_{ij} ——物流中组分的质量分数或摩尔分数,对每一组分 j 都有一个式(3-30)形式的方程式。

对于化学反应,有

$$\sum_{i=1}^{N_s} \sum_{j=1}^{N_s} F_i x_{ij} m_{jk} = 0 \quad (3-31)$$

式中: m_{jk} 为组分中元素的原子数。

参加化学反应的组分中的每一个元素都有一个式(3-31)形式的方程式。

【例 3-10】 如图 3-12 所示,一种干粉状高硫分烟煤,各元素质量分数为 C 72.5%、

H 5.0%、O 9.0%、S 3.5%和灰分 10%，同热合成气流接触生成粗煤油、高甲烷气和脱掉挥发分的焦炭。高甲烷气含有各干基的摩尔分数为 CH_4 11%、 CO 18%、 CO_2 25%、 H_2 42%和 H_2S 4%，每 100mol 干气中含水 48mol。粗煤油中各元素的质量分数为 C 82%、H 8%、O 8%、S 2%。每 1000kg 干煤大约可得 150kg 粗煤油。脱去挥发分焦炭从裂解炉 1 输送至裂解炉 2，并同水蒸气和氧气一起气化生成热的合成气，然后供给裂解炉 1，气体组成摩尔分数为 CH_4 3%、 CO 12%、 CO_2 23%、 H_2O 42%、 H_2 20%，同时得到含有碳和灰分的焦炭，粗产品气从裂解炉 1 送至净化系统，以脱除 H_2S 、 CO_2 和 H_2O 。所得产品气含有 CH_4 的摩尔分数为 15%， $\text{CO} : \text{H}_2 = 1 : 3$ ，可进一步甲烷化。这部分气体大部分循环返回加氢系统。在加氢系统粗煤油再加氢生成含 C 87.5%（摩尔分数）和少量硫的粗油，加氢系统基本上从粗油中除去 C 和 O，而 H 含量有一些增加，从加氢系统出来的气体每 1mol 水含有 4mol CO 和 15mol H_2 ，只有 0.4mol H_2S ，再送至净化系统除掉 H_2S 和 H_2O ，试计算流程中的全部物流量。

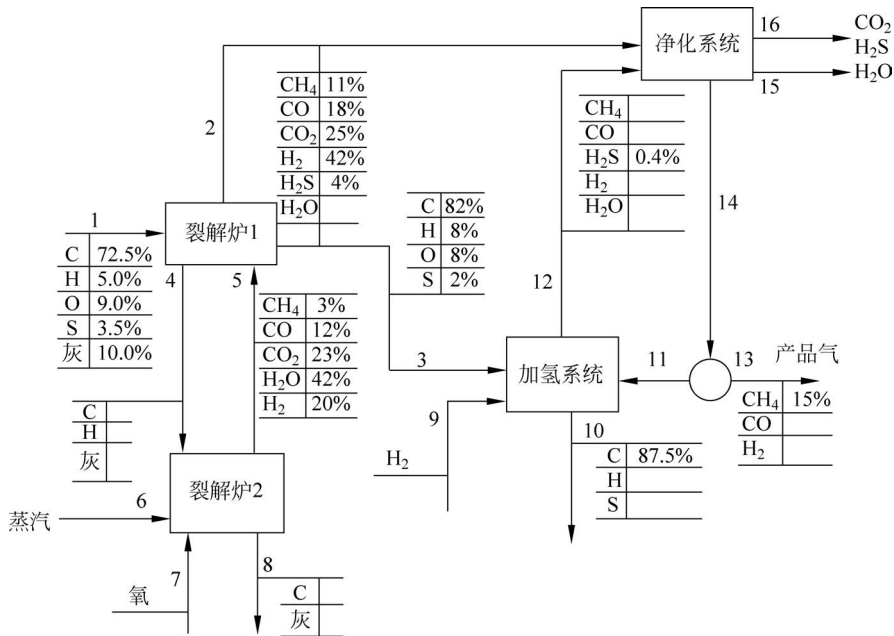


图 3-12 高硫烟煤合成煤油物料衡算

解：因为本题的物流组成是以元素来表示的，所以对裂解炉 1、裂解炉 2 和加氢系统需要应用元素平衡，同时也可写出元素总的平衡方程式。而分离器和净化系统，因为没有化学反应，可用一般物料平衡式。自由度分析见表 3-3。

表 3-3 自由度分析

项 目	裂解炉 1	裂解炉 2	加氢系统	净化系统	分离器	过程	总平衡式
变量	23	12	16	17	9	48	19
平衡方程式	5	4	4	6	3	22	5
设计变量组分	煤	4				4	4
	粗油	3	3			3	

续表

项 目	裂解炉 1	裂解炉 2	加氢系统	净化系统	分离器	过程	总平衡式
裂解炉 1 气	4			4		4	
裂解炉 2 气	4	4				4	
合成粗油			1			1	1
产品气			2	2	2	2	2
物流 12 中	H ₂ O/气	1		1		1	
	H ₂ /H ₂ O			1	1	1	
	CO/H ₂ O			2	2	2	
油·煤	1					1	
分离器限制条件					2	2	
自由度	1	4	3	1	2	1	7

基准：裂解炉 1 和净化系统均可选为基准，现选裂解炉 1 为基准，设进料煤流量为 1000kg/h。

根据油的产率，说明粗煤油为 150kg/h。由此，列出裂解炉 1 的元素平衡方程式为

$$\text{灰平衡 } F_{4\text{灰}} = 10\% \times 1000\text{kg/h} = 100\text{kg/h}$$

$$\text{S 平衡 } -35 + 3 + (0.04F_{2\text{干}})32 = 0$$

$$\text{O 平衡 } -90 + 12 + 16(0.18F_{2\text{干}} - 0.12F_5) + 2(0.25F_{2\text{干}} - 0.23F_5)16 + (F_{2\text{H}_2\text{O}} - 0.42F_5)16 = 0$$

$$\text{C 平衡 } -725 + 123 + F_{4\text{C}} + 12(0.11F_{2\text{干}} - 0.03F_5) + (0.18F_{2\text{干}} - 0.12F_5)12 + (0.25F_{2\text{干}} - 0.23F_5)12 = 0$$

$$\text{H 平衡 } -50 + 12 + F_{4\text{H}} + 4(0.11F_{2\text{干}} - 0.03F_5) + 2(0.42F_{2\text{干}} - 0.2F_5) + 0.04F_{2\text{干}} + 2(F_{2\text{H}_2\text{O}} - 0.42F_5) = 0$$

$$\text{从 S 平衡得 } F_{2\text{干}} = 25\text{kmol/h}$$

$$\text{从水气比得 } F_{2\text{H}_2\text{O}} = 12\text{kmol/h}$$

$$\text{由此，从氧平衡解得 } F_5 = 24.125\text{kmol/h}$$

$$\text{C 平衡 } F_{4\text{C}} = 550.01\text{kmol/h}$$

$$\text{H 平衡 } F_{4\text{H}} = 12.81\text{kmol/h}$$

解得裂解炉 1 后，物流 2 的流率已知，因此净化单元的自由度为零。同样，物流 5 和物流 4 的流率已知后，裂解炉 2 的自由度为零。因此，净化单元和裂解炉 2 都可解。若先解裂解炉 2，其平衡方程式如下：

$$\text{灰平衡 } F_{8\text{灰}} = 100\text{kg/h}$$

$$\text{C 平衡 } -550.01 + F_{8\text{C}} + 0.03 \times 24.125 \times 12 + 0.12 \times 24.125 \times 12 + 0.23 \times 24.125 \times 12 = 0$$

$$\text{H 平衡 } -12.81 + 4 \times 0.03 \times 24.125 + 2 \times (0.42 \times 24.125 - F_6) + 2 \times (0.2 \times 24.125) = 0$$

$$\text{O 平衡 } -F_7(32) + 16 \times (0.42 \times 24.125 - F_6) + 16 \times (0.12 \times 24.125) + 32 \times (0.23 \times 24.125) = 0$$

$$\text{从 C 平衡得 } F_{8\text{C}} = 440\text{kg/h}$$

$$\text{从 H 平衡得 } F_6 = 10\text{kmol/h 或 } F_6 = 180\text{kg/h}$$

然后由 O 平衡得 $F_7 = 7.0625 \text{ kmol/h}$ 或 $F_7 = 226 \text{ kg/h}$

裂解炉 2 的平衡方程式求解后,可进一步计算物流 1、6、7 的摩尔流量及物流 8 的组成。但加氢系统仍不能计算,故先进行净化系统的求解。

净化系统的物料平衡式:

$$\text{CO}_2 \text{ 平衡} \quad 6 = F_{16\text{CO}_2}$$

$$\text{CH}_4 \text{ 平衡} \quad 2.75 + F_{12\text{CH}_4} = 0.15F_{14}$$

$$\text{H}_2 \text{ 平衡} \quad 10.5 + F_{12\text{H}_2} = 0.6275F_{14}$$

$$\text{CO 平衡} \quad 4.5 + F_{12\text{CO}} = 0.2125F_{14}$$

$$\text{H}_2\text{O 平衡} \quad 12 + F_{12\text{H}_2\text{O}} = F_{15}$$

$$\text{H}_2\text{S 平衡} \quad 1 + 0.004F_{12} = F_{16\text{H}_2\text{S}}$$

$$\text{由题意给定} \quad F_{\text{CO}}/F_{12\text{H}_2\text{O}} = 4, F_{12\text{H}_2}/F_{12\text{H}_2\text{O}} = 15$$

将上两式分别代入 CO 和 H₂ 平衡式,得到联立方程式:

$$4.5 + 4F_{12\text{H}_2\text{O}} = 0.2125F_{14}, 10.5 + 15F_{12\text{H}_2\text{O}} = 0.6275F_{14}$$

$$\text{解方程得} \quad F_{12\text{H}_2\text{O}} = 1 \text{ kmol/h}, F_{14} = 40 \text{ kmol/h}$$

$$\text{所以得} \quad F_{12\text{H}_2} = 15 \text{ kmol/h}, F_{12\text{CO}} = 4 \text{ kmol/h}$$

由平衡式,依次解得

$$F_{12\text{CH}_4} = 3.25 \text{ kmol/h}, F_{15} = 13 \text{ kmol/h}$$

由 $0.996F_{12\text{H}_2\text{S}} = 0.004 \times 23.25 \text{ kmol/h}$, 得 $F_{12\text{H}_2\text{S}} = 0.09337 \text{ kmol/h}$ 或 $F_{16\text{H}_2\text{S}} = 1.09337 \text{ kmol/h}$

物流 12 的流率及组成计算后,加氢系统的自由度为零,所以物流 15、16 可以计算,加上已经计算得到的物流 1、6、7、8 就可列出总的平衡方程式。由于灰的平衡用于裂解炉 1 和裂解炉 2 的计算,所以仅有 4 个元素的总的平衡方程式。

先列出加氢系统的元素平衡方程式:

$$\text{O 平衡} \quad -0.08 \times 150 + 16 \times (4 - 0.2125F_{11}) + 16 \times 1 = 0$$

$$\text{S 平衡} \quad -0.02 \times 150 + F_{10\text{S}} + 32 \times 0.09337 = 0$$

$$\text{C 平衡} \quad -0.82 \times 150 + F_{10\text{C}} + 12 \times (4 - 0.2125F_{11}) + 12 \times (3.25 - 0.15F_{11}) = 0$$

$$\text{H 平衡} \quad -0.08 \times 150 + F_{10\text{H}} + 4 \times (3.25 - 0.15F_{11}) + 2 \times 0.09337 + 2 \times 1 + 2 \times (15 - 0.6375F_{11} - F_9) = 0$$

$$\text{从 O 平衡得} \quad F_{11} = 20 \text{ kmol/h}$$

$$\text{从 S 平衡得} \quad F_{10\text{S}} = 0.012 \text{ kg/h}$$

$$\text{从 C 平衡得} \quad F_{10\text{C}} = 123 \text{ kg/h}$$

油中含碳 87.5%,故物流 10 的流率为 $F_{10} = \frac{123}{0.875} \text{ kg/h} = 140.571 \text{ kg/h}$

$$\text{故} \quad F_{10\text{H}} = (140.571 - 123 - 0.012) \text{ kg/h} = 17.56 \text{ kg/h}$$

$$\text{最后,从 H 平衡得} \quad F_9 = 6.623 \text{ kmol/h}$$

$$\text{分离器可用总平衡方程式计算} \quad F_{13} = F_{14} - F_{11} = (40 - 20) \text{ kmol/h} = 20 \text{ kmol/h}$$

$$\text{产品气中 H}_2 \text{ 含量为} \quad 0.6375 \times 20 = 12.75 \text{ kmol/h}$$

3.3 热量衡算

热量衡算的依据是物料衡算,只有在完成物料衡算后,才能做出热量衡算。能量存在的形式有多种,如势能、动能、电能、热能、机械能、化学能等,各种形式的能在一定的条件下可以相互转化。但无论怎样转化,其总的能量是守恒的。即热力学第一定律所表明的“能量既不能产生,也不能消灭”。

在化工生产中,能量的消耗是一项重要的技术经济指标,它是衡量工艺过程、设备设计、操作制度是否先进、合理的主要指标之一。因此在过程设计中,进行能量平衡的计算,可以确定过程所需要的能量,进而采取节能措施。

3.3.1 热量衡算的目的

通过热量衡算可以解决的问题:

- (1) 确定物料输送机械和其他操作机械所需要的功率。
- (2) 确定各单元操作过程所需热量或冷量及其传递速率;计算换热设备的工艺尺寸;确定加热剂或冷却剂的消耗量,为其他专业如供汽、供冷、供水专业提供设条件。
- (3) 化学反应常伴有热效应,导致体系的温度上升或下降,为此需确定为保持一定反应温度所需的移出或加入的热传递速率。
- (4) 为充分利用余热,必须采取有效措施,使过程的总能耗降低到最低程度。为提高能量利用率,降低能耗提供重要依据。
- (5) 最终确定总需求能量和能量的费用。

3.3.2 热量衡算的依据和基准

热量衡算的依据就是能量守恒定律。

热量衡算的基准包括物料质量基准、温度及相态基准两个方面。

- (1) 物料质量基准。物料基准的选取原则与物料衡算相同。
- (2) 温度及相态基准。温度基准因热量衡算式不同而不同。当采用平均热容法计算时,大都选取 25℃ 作为热量衡算的基准温度。当采用统一基准焓法计算时,因为焓的数据中已经规定了基准温度和相态,因而无须再重新选择。

3.3.3 热量衡算方程式

根据能量守恒定律,任何均相体系在 Δt 时间内的能量平衡关系,用文字表述如下:

$$\boxed{\text{体系在 } t + \Delta t \text{ 时的能量}} - \boxed{\text{体系在 } t \text{ 时的能量}} = \boxed{\text{在 } \Delta t \text{ 内通过边界进入体系的能量}} - \boxed{\text{在 } \Delta t \text{ 内通过边界离开体系的能量}} + \boxed{\text{体系在 } \Delta t \text{ 内产生的能量}}$$

显然,上式左边两项为体系在 Δt 内积累的能量。体系在 Δt 内产生的能量是指体系内因核分裂或辐射所释放的能量,化工生产中一般不涉及核反应,故该项为零。由于化学反应所引起的体系能量变化为物质内能的变化所致,故不作为体系产生的能量考虑,所以上式可

简化为：体系积累的能量 = 进入体系的能量 - 离开体系的能量。

若以 U_1 、 K_1 、 Z_1 分别表示体系初态的内能、动能和位能，以 U_2 、 K_2 、 Z_2 分别表示体系终态的内能、动能和位能，以 Q 表示体系从环境吸收的热量，以 W 表示环境对体系所做的功，则该体系从初态到终态单位质量的总能量平衡关系为

$$(U_2 + K_2 + Z_2) - (U_1 + K_1 + Z_1) = Q + W$$

即

$$\Delta U + \Delta K + \Delta Z = Q + W$$

设

$$E_2 = U_2 + K_2 + Z_2; E_1 = U_1 + K_1 + Z_1$$

则

$$\Delta E = Q + W \quad (3-32)$$

这是热力学第一定律的数学表达式，它指出：体系的能量总变化 (ΔE) 等于体系所吸收的热减去环境对体系所做的功。此式称为普遍能量平衡方程式，它适用于任何均相体系，但应指出的是热和功只在能量传递过程中出现，不是状态函数。

3.3.4 热量衡算的内容

对于没有功的传递 ($W=0$)，并且动能和位能可以忽略不计的设备，如换热器，连续稳定流动过程的能量衡算主要就体现在热量衡算，且化工生产中热量消耗是能量消耗的主要部分，例如一套年产 25 万 t 乙烯的裂解装置，采用柴油作裂解原料时，总能量消耗约为 1.314×10^9 kJ/h，其中 90% 以上的能量消耗就是体现在热量消耗上。因此，化工过程中的能量衡算主要是热量衡算。

进行热量衡算有两种情况：一种是对单元设备做热量衡算，当各个单元设备之间没有热量交换时，只需对个别设备做计算；另一种是整个过程的热量衡算，当各个工序或单元操作之间有热量交换时，需做全过程的热量衡算。

3.3.4.1 热量衡算方程

热量衡算的理论依据是热力学第一定律。以能量守恒表达的方程式：

$$\sum Q_{\text{入}} = \sum Q_{\text{出}} + \sum Q_{\text{损}} \quad (3-33)$$

即

$$\text{输入} = \text{输出} + \text{损失}$$

式中： $\sum Q_{\text{入}}$ —— 输入设备热量的总和；

$\sum Q_{\text{出}}$ —— 输出设备热量的总和；

$\sum Q_{\text{损}}$ —— 损失热量的总和。

对于单元设备的热量衡算，热平衡方程式可写成如下形式：

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad (3-34)$$

式中： Q_1 —— 各股物料带入设备的热量，kJ；

Q_2 —— 由加热剂或冷却剂传递给设备和物料的热量，kJ；

Q_3 —— 过程的各种热效应，如反应热、溶解热等，kJ；

Q_4 —— 各股物料带出设备的热量，kJ；

Q_5 —— 消耗在加热设备上的热量，kJ；

Q_6 —— 设备向外界环境散失的热量，kJ。

将式(3-33)按式(3-34)整理得

$$\begin{aligned}\sum Q_{\text{入}} &= Q_1 + Q_2 + Q_3 \\ \sum Q_{\text{出}} &= Q_4 + Q_5 \\ \sum Q_{\text{损}} &= Q_6\end{aligned}$$

热量计算中各种热量的说明:

(1) 计算基准,可取任何温度,对有反应的过程,一般取 25℃ 作为计算基准。

(2) 以热量传递为主的设备,在连续稳态流动的情况下其热量衡算可采用式(3-35)表示:

$$Q = \Delta H = H_2 - H_1 \quad (3-35)$$

在间歇操作情况下其热量衡算可采用式(3-36)表示:

$$Q = \Delta U = U_2 - U_1 \quad (3-36)$$

从式(3-35)和式(3-36)两式可以看出,热量衡算就是计算在指定的条件下体系中进出物料的焓差或内能差,从而确定过程传递的热量。

(3) 物料的显热可用焓值或比热容进行计算,在化工计算中常用恒压热容 C_p ,其计算式可表示为

$$Q = n \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (3-37)$$

式中: n ——物料量, mol;

C_p ——物料恒压热容, kJ/(mol·℃);

T ——温度,℃。 T_2 为物料温度, T_1 为基准温度。

热容的计算:

① 经验公式(多项式):

$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$ (a, b, c, d, e 为经验常数)。

② 平均热容:

$$\text{有 } \bar{C}_p(T_2 - T_1) = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT, \text{ 故 } \bar{C}_p = \frac{H_2 - H_1}{T_2 - T_1} = \frac{\int_{T_1}^{T_2} C_p dT}{T_2 - T_1}$$

如果已知 \bar{C}_p 则焓变可由 $\Delta H = H_2 - H_1 = \bar{C}_p \Delta T$ 算得。

(4) Q_2 热负荷的计算:

Q_2 为正值表示需要加热, Q_2 为负值表示需要冷却。

对于间歇操作,各段时间操作情况不一样,则应分段做热量平衡,求出各不同时间的 Q_2 ,然后得到最大需要量。

(5) Q_3 为过程的热效应,包括过程的状态热(相变热)和化学反应热。相变热一般可由手册查阅,对无法查阅的汽化热可由特鲁顿法则估算,反应热可通过生成热和燃烧热计算。

汽化热的计算:

① 特鲁顿法则: 非极性溶液 ΔH_v (kJ/mol) $\approx 0.088T_b$ (K);

水、低分子醇类: ΔH_v (kJ/mol) $\approx 0.109T_b$ (K); (T_b 为液体的正常沸点)

② 沃森公式: $\Delta H_v(T_2) = \Delta H_v(T_1) \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^n \quad (3-38)$

式中: $\Delta H_v(T_2)$ ——所求温度 T_2 的未知汽化焓, kJ/mol;

$\Delta H_v(T_1)$ ——温度 T_1 的已知汽化焓, kJ/mol;

T_{r_2} —— T_2 温度下的对比温度, K;

T_{r_1} —— T_1 温度下的对比温度, K;

n —— n 值一般可选为 0.375 或 0.38。

反应热的计算:

$$\Delta H = \frac{n_{AR} \Delta H_r^\theta}{\mu_A} + \sum_{\text{输出}} n_i H_i - \sum_{\text{输入}} n_i H_i \quad (3-39)$$

式中: A ——任意一种反应物或产物;

n_{AR} ——过程中生成或消耗的物质, mol;

ΔH_r^θ ——标准摩尔反应焓变, kJ/mol;

μ_A —— A 的化学计量系数。

n_{AR} 和 μ_A 均为正值。其中 $H_i = n_i C_p \Delta T$ 。

(6) 设备加热所需热量 Q_5 在稳定操作过程中不出现, 主要存在于间歇操作的升温降温阶段, 会有设备的升温降温热产生, 可用式(3-40)计算:

$$Q_5 = \sum G \cdot C_p (t_2 - t_1) \quad (3-40)$$

式中: G ——设备各部件质量, kg;

C_p ——各部件热容, kJ/(mol·°C);

t_2 ——设备各部件加热后的温度, °C;

t_1 ——设备各部件加热前的温度, °C。

设备加热前的温度 t_2 可取室温, 加热终了时的温度取加热剂一侧(高温 t_h)与被处理物料一侧(低温 t_c)温度的算术平均值: $t_2 = (t_h + t_c)/2$ 。

(7) 设备向四周散失的热量 Q_6 可由式(3-41)计算:

$$Q_6 = \sum F \alpha_T (t_w - t) \cdot \tau \times 10^{-3} \quad (3-41)$$

式中: F ——设备散热表面积, m²;

α_T ——散热表面向四周围介质的联合给热系数, W/(m²·°C);

t_w ——散热表面的温度(有隔热层时应为绝热层外表), °C;

t ——周围介质温度, °C;

τ ——散热持续的时间, s。

联合给热系数 α_T 是对流和辐射两种给热系数的综合, 可由经验公式求取。一般绝热层外表温度取 50°C。

① 绝热层外空气自然对流

当 $t_w \leq 150^\circ\text{C}$ 时,

平壁隔热层外 $\alpha_T = 3.4 + 0.06(t_w - t)$ (3-42)

管或圆筒壁隔热层外 $\alpha_T = 8.1 - 0.045(t_w - t)$ (3-43)

若周围介质自然对流, 且壁温在 50~355°C 时, $\alpha_T = 8.0 + 0.05t_w$

② 空气沿粗糙面强制对流

当空气流速 $u \leq 5\text{m/s}$, $\alpha_T = 5.3 + 3.6u$ (3-44)

$$\text{当空气流速} \quad u > 5 \text{ m/s}, \alpha_T = 6.7u^{0.70} \quad (3-45)$$

3.3.4.2 热量衡算的一般步骤

热量衡算是在物料衡算的基础上进行的,其计算步骤如下:

- (1) 绘制以单位时间为基准的物料流程图,确定热量平衡范围。
- (2) 在物料流程图上标明温度、压力、相态等已知条件。
- (3) 选定计算基准温度。由于手册、文献上查到的热力学数据大多数是 273K 或 298K 的数据,故选此温度为基准温度,计算比较方便,计算时相态的确定也是很重要的。
- (4) 根据物料的变化和流向,列出热量衡算式,然后用数学方法求解未知值。
- (5) 整理并校核计算结果,列出热量平衡表。

进行热量衡算需要注意以下几点:

(1) 热量衡算时要先根据物料的变化和走向,认真分析热量间的关系,然后根据热量守恒定律列出热量关系式。式(3-34)中除了 Q_1 、 Q_4 是正值以外,其他各项都有正、负两种情形,如传热介质有加热剂和冷却剂,加热为“+”,冷却为“-”。热效应有吸热和放热,放热为“-”,吸热为“+”。消耗在设备上的热有热量和冷量,设备向环境散热有热量损失和冷量损失。因此要根据具体情况进行具体分析,判断清楚再进行计算。

(2) 要弄清楚过程中出现的热量形式,以便搜集有关的物性数据,如热效应有反应热、溶解热、结晶热等。

(3) 计算结果是否正确适用,关键在于数据的正确性和可靠性,因此必须认真查找、分析、筛选,必要时可进行实际测定。

(4) 间歇操作设备,其传热量 Q 随时间而变化,因此要用不均衡系数将设备的热负荷由 kJ/台换算为 kJ/h。不均衡系数一般根据经验选取。

其换算公式为: $Q(\text{kJ/h}) = (Q_2 \times \text{不均衡系数}) / (\text{h/台})$

计算公式中的热负荷为全过程中热负荷最大阶段的热负荷。

(5) 根据热量衡算可以算出传热设备的传热面积,如果传热设备选用定型设备,该设备面积要大于工艺计算得出的传热面积。

3.3.4.3 系统热量平衡计算

系统热量平衡是对一个换热系统、一个车间或全厂(或联合企业)的热量平衡,其依据的基本原理仍然是能量守恒定律,即进入系统的热量等于出系统的热量和损失热量之和。

系统热量平衡的作用:

(1) 通过对整个系统能量平衡的计算求出能量的综合利用率,由此来检验流程设计时提出的能量回收方案是否合理,按工艺流程图检查重要的能量损失是否都考虑到了回收利用,有无不必要的交叉换热,核对原设计的能量回收装置是否符合工艺过程的要求。

(2) 通过对各设备加热(冷却)利用量计算,把各设备的水、电、汽(气)、燃料的用量进行汇总,求出每吨产品的动力消耗定额(表 3-4),即每小时、每昼夜的最大和平均消耗量以及年消耗量等。

表 3-4 动力消耗定额

序号	动力名称	规格	每吨产品消耗定额	每小时消耗量		每昼夜消耗量		每年消耗量	备注
				最大	平均	最大	平均		
1									
2									
3									

动力消耗包括自来水(一次水)、循环水(二次水)、冷冻盐水、蒸汽、电、石油气、重油、氮气、压缩空气等。动力消耗量根据设备计算的能量平衡部分及操作时间求出。消耗量的日平均值是以一年中平均每日消耗量计,小时平均值则以日平均值为准。每昼夜与每小时最大消耗量是以其平均值乘上消耗系数求取,消耗系数需根据实际情况确定。动力规格指蒸汽的压力,冷冻盐水的进、出口温度等。

系统热量平衡计算的步骤与上述的热量衡算计算步骤基本相同。

3.3.5 无化学反应过程的热量衡算

无化学反应过程的热量衡算,一般应用于计算指定条件下进出过程物料的焓差或内能差,用来确定过程的热量,进而计算出冷却或加热介质的用量或温差。

3.3.5.1 流体流动

流体流动是最普遍的化工单元操作之一,其过程中的热量衡算很重要。

【例 3-11】 两股不同温度的水用作锅炉进水,它们的流量及温度分别是 A: 120kg/min, 30°C; B: 175kg/min, 65°C。锅炉压力为 1.7×10^3 kPa(绝压)。出口蒸汽通过内径为 60mm 的管子离开锅炉。如产生的蒸汽是锅炉压力下的饱和蒸汽,计算每秒要供应锅炉多少热量,忽略进口的动能。

解: 做水的物料衡算:

可知产生的蒸汽流量为 $(120+175)\text{kg}/\text{min}=295\text{kg}/\text{min}$ 。

由水蒸气表查得 30°C、65°C 液态水及 1.7×10^3 kPa 时的饱和水蒸气的焓。查得的数据已填入计算流程图 3-13 中。

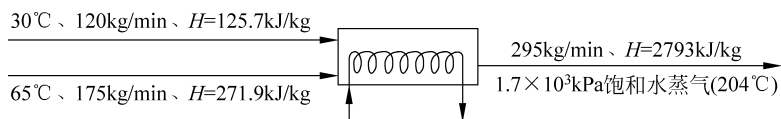


图 3-13 锅炉的热量衡算流程图示意图

对体系来说

$$\Delta H + \Delta E_K + \Delta E_P = Q + W$$

由于没有运动的部件, $W=0$; 由于高度差较小, $\Delta E_P=0$ 。

所以

$$\Delta H + \Delta E_K = Q$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \sum (m_i H_i)_2 - \sum (m_i H_i)_1 = [(295 \times 2793) - (120 \times 125.7 + 175 \times 271.9)] \text{kJ}/\text{min} \\ &= 7.61 \times 10^5 \text{kJ}/\text{min} = 1.27 \times 10^4 \text{kJ}/\text{s} \end{aligned}$$

由水蒸气表查得 $1.7 \times 10^3 \text{ kPa}$ 饱和蒸汽比容为 $0.1166 \text{ m}^3/\text{kg}$,

内径 0.06 m 管子的截面面积为 $A = \frac{\pi}{4} 0.06^2 = 2.83 \times 10^{-3} \text{ m}^2$

蒸汽流速为
$$u = \frac{295 \times 0.1166}{60 \times 2.83 \times 10^{-3}} \text{ m/s} = 202.6 \text{ m/s}$$

由于进水的动能可以忽略,则

$$\Delta E_K \approx (E_K)_{\text{蒸汽}} = m \left(\frac{u}{2} \right)^2 = \frac{295}{60} \times \left(\frac{202.6}{2} \right)^2 \times 10^{-3} \text{ kJ/s} = 50.45 \text{ kJ/s}$$

$$Q = \Delta H + \Delta E_k = (1.27 \times 10^4 + 50.45) \text{ kJ/s} = 1.275 \times 10^4 \text{ kJ/s}$$

$$\frac{\Delta E_K}{Q} = \frac{50.45}{1.275 \times 10^4} \approx 0.0040 = 0.4\%$$

可见动能的变化约占过程所需总热量的 0.4% ,对于带有相变、化学反应或较大温度变化的过程,动能和位能的变化相对于焓变来说,常常是可忽略的(至少在做估算时可以这样)。

3.3.5.2 混合与溶解过程

当配制、浓缩或稀释一种溶液,且要做热量衡算时,可以列出物料进、出口焓表,列表时将混合溶液看作一种物质,并列出质体的量或流率,焓的单位取 J/mol 。

如果溶解与混合过程物料中有纯溶质,宜选用 25°C (或已知的其他温度)溶质和溶剂作为计算焓的基准;如果进、出口物料是稀溶液,则选无限稀释的溶液和纯溶剂为基准比较好。

【例 3-12】 盐酸由气态 HCl 用水吸收而制得,如果用 25°C 的 H_2O 吸收 100°C 的 HCl 气体,每小时生产 40°C 、 25% (质量分数) HCl 水溶液 2000 kg ,计算吸收设备应加入或移出多少热量?

解: 先做物料衡算,计算 HCl (气体)和 H_2O (液体)的流率。

基准: 2000 kg 25% (质量分数) HCl 水溶液

$$n_{\text{HCl}} = \frac{2000 \times 0.25}{36.5} \text{ kmol/h} = 13.7 \text{ kmol/h}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{2000 \times 0.75}{18} \text{ kmol/h} = 83.333 \text{ kmol/h}$$

根据题意画流程示意图,如图 3-14 所示。

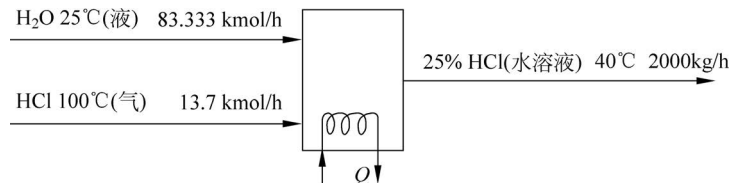


图 3-14 盐酸吸收过程热量衡算示意图

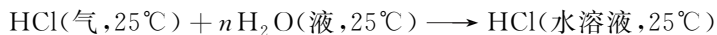
热量衡算基准: 由于 25°C HCl 的 ΔH_s 已知,且过程中有纯 HCl (气),所以选 25°C 、 HCl (气)、 H_2O (液)为基准。

设 HCl 带入的焓为 $\Delta H_{m,1}$,其过程表示为 $\text{HCl}(\text{气}, 100^\circ\text{C}) \rightarrow \text{HCl}(\text{气}, 25^\circ\text{C})$

查出 HCl 的平均热容 $\bar{C}_{p,m} = 29.17 \text{ J/mol}\cdot\text{K}$

$$\Delta H_{m,1} = 29.17 \times (100 - 25) \times 10^{-3} = 2.188 \text{ kJ/mol}$$

溶解过程的焓变为 ΔH_s , 其过程表示为



$$n = \frac{83.333}{13.7} = 6.083$$

$$\Delta H_s(25^\circ\text{C}, 6.083) = -65.23 \text{ kJ/mol}$$

设 HCl 水溶液带出的热量为 $\Delta H_{m,2}$, 其过程表示为



由手册查得 25% (质量分数) 盐酸的热容为 $0.4185 \text{ kJ}/(\text{mol}\cdot\text{K})$

$$\Delta H_{m,2} = 0.4185 \times (40 - 25) = 6.278 \text{ kJ/mol}$$

$$Q = \Delta H = \sum (n_i H_{m,i})_{\text{出}} - \sum (n_i H_{m,i})_{\text{进}} = 13.7 \times 10^3 \times (-65.23 + 6.278) - 13.7 \times 10^3 \times 2.188 = -8.376 \times 10^5 \text{ kJ/h}$$

故吸收装置每小时需移出 $8.376 \times 10^5 \text{ kJ}$ 热量。

3.3.5.3 换热过程

化工过程中无相变、无化学反应的换热过程的热量衡算主要是指物料温度变化所需加入或取出的热量的计算, 化工生产中常见的加热或冷却过程就属于这种情况。

【例 3-13】 有一裂解气的油吸收装置, 热的贫油和冷的富油在换热器中换热。富油流量为 12000 kg/h , 入口温度为 30°C ; 贫油流量为 10000 kg/h , 入口温度为 150°C , 出口温度为 65°C 。求富油的出口温度。已知在相应的温度范围内, 贫油平均热容为 $2.240 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$; 富油平均热容为 $2.093 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ 。换热器热损失可忽略不计。

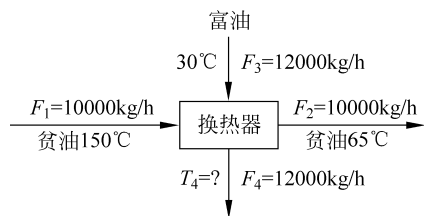


图 3-15 油吸收装置的换热过程热量衡算

解: 根据题意画出流程示意图, 如图 3-15 所示。

基准: $1\text{h}, 30^\circ\text{C}$ 。

因无热量损失, 故贫油与富油带入系统的焓与贫油与富油离开系统时的焓相等, 即热量衡算式为

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$$

式中: $\Delta H_1, \Delta H_3$ ——分别为贫油和富油进入换热器时和基准态比较所具有的焓变, kJ/h ;

$\Delta H_2, \Delta H_4$ ——分别为贫油和富油离开换热器时和基准态比较所具有的焓变, kJ/h 。

由已知, 有焓变计算式 $\Delta H = n\bar{C}_{p,m}\Delta T$, 代入数据得

$$\Delta H_1 = 10000 \times 2.240 \times (150 - 30) = 2688000 \text{ kJ/h}$$

$$\Delta H_2 = 10000 \times 2.240 \times (65 - 30) = 784000 \text{ kJ/h}$$

$$\Delta H_3 = 12000 \times 2.093 \times (30 - 30) = 0 \text{ kJ/h}$$

$$\Delta H_4 = 12000 \times 2.093 \times (T_4 - 30) = 25116(T_4 - 30)$$

将以上数据代入热量衡算式, 得 $2688000 + 0 = 784000 + 25116(T_4 - 30)$

解得 $T_4 = 105.8^\circ\text{C}$

所以富油的出口温度为 105.8°C 。

3.3.6 化学反应过程的热量衡算

一般的化工生产过程,多数有化学反应,并伴随热效应的产生。为了使过程在工艺条件下操作,需要向系统供给或从系统中移去热量,因此热量衡算主要是计算化学反应的反应热。

对于连续操作的过程或设备来说,热量衡算也可以单位时间来进行计算;而对于间歇过程或设备来说,热量衡算是以过程或过程中某一阶段(如一釜)的时间来计算。

热量衡算是以物料衡算为基础,然后把设备中发生的化学反应中的热效应(吸热或放热)、物理变化(蒸发或冷凝)中的热效应、从外界输入热量或从系统中移去热量、随反应产物带出的热量以及通过设备器壁散失的热量等一一考虑在内来计算。

【例 3-14】 甲醇合成过程如图 3-16 所示。进入反应器的原料气组成(体积分数)为 CH_4 1.9%、 CO 17.9%、 CO_2 10.8%、 H_2 68.5%、 N_2 0.9%。

在反应器内主要的化学反应如下



其中, CO 的转化率为 88%, CO_2 的转化率为 85%,原料气进料温度及反应物离开反应器温度分别为 523K 和 493K,试计算:

- (1) 原料进料量为 100mol/h 时,离开反应器的流量。
- (2) 反应①和②的反应热 ΔH_r^θ 是多少?
- (3) 由反应器移去的反应热是多少?

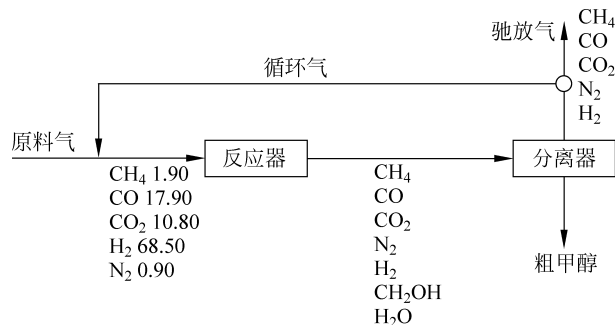


图 3-16 甲醇合成过程的流程示意图

解: 基准为原料气 100mol

- (1) 离开反应器的气体组成

$$\text{CH}_4 \quad 1.90\text{mol}$$

$$\text{CO} \quad 17.90 \times (1 - 0.88)\text{mol} = 2.15\text{mol}$$

$$\text{CO}_2 \quad 10.80 \times (1 - 0.85)\text{mol} = 1.62\text{mol}$$

$$\text{H}_2 \quad (68.50 - 17.90 \times 0.88 \times 2 - 10.80 \times 0.85 \times 3)\text{mol} = 9.46\text{mol}$$

$$\text{N}_2 \quad 0.90\text{mol}$$

$$\text{CH}_3\text{OH} \quad (17.90 \times 0.88 + 10.80 \times 0.85)\text{mol} = 24.93\text{mol}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 10.80 \times 0.85\text{mol} = 9.18\text{mol}$$

由物料衡算及热力学数据得表 3-5。

表 3-5 物料衡算及热力学数据

物质	反应器		ΔH_{fj}	ΔH_{LV}	Δh_{2j}	Δh_{1j}
	进口/mol	出口/mol	/(kJ/mol)	/(kJ/mol)	/(kJ/mol)	/(kJ/mol)
CH ₄	1.90	1.90	-74.50		8.00	9.42
CO	17.90	2.15	-110.57		5.75	6.65
CO ₂	10.80	1.62	-393.54		7.95	9.29
H ₂	68.50	9.46			5.64	6.51
N ₂	0.90	0.90			5072	6.62
CH ₃ OH		24.93	-239.10	37.50	10.28	12.12
H ₂ O		9.18	-285.83	44.10	6.71	7.78
Σ	100	50.14				

(2) 从表 3-5 可得反应①的反应热 ΔH_{r1}^{θ}

$$\Delta H_{r1}^{\theta} = [(-239.10) - (-110.57)]\text{kJ/mol} = -128.53\text{kJ/mol}$$

反应②的反应热 ΔH_{r2}^{θ}

$$\Delta H_{r2}^{\theta} = [(-239.10) + (-285.83) - (-393.54)]\text{kJ/mol} = -131.39\text{kJ/mol}$$

(3) 应用表 3-5, 将热量衡算的计算结果示于表 3-6。

表 3-6 热量衡算结果

物 质	$\Delta n_j \Delta H_{fj} / \text{kJ}$	$\Delta n \Delta H_{LV} / \text{kJ}$	$\Delta n_{2j} \Delta h_{2j} / \text{kJ}$	$\Delta n_{1j} \Delta h_{1j} / \text{kJ}$
CH ₄			15.20	-17.90
CO	1741.48		12.37	-119.18
CO ₂	3612.42		12.88	-100.34
H ₂			53.33	-445.85
N ₂			5.15	-5.96
CH ₃ OH	-5960.75	934.88	256.39	
H ₂ O	-2623.92	404.01	61.63	
Σ	-3230.77	1338.89	416.95	-689.23

由表 3-6 得

$$Q_1 = (-3230.77 + 1338.89 + 416.95 - 689.23)\text{kJ} = -2164.16\text{kJ}$$

由反应器移去的反应热为 2164.16kJ。

3.3.7 稳态过程的热量衡算

稳态过程时, 其热量衡算方程式为

$$\sum_{i=1}^{N_s} F_i h_i + \sum \frac{dQ_i}{dt} + \sum \frac{dW_i}{dt} = 0 \quad (3-46)$$

式中： F ——摩尔流率或质量流率，mol/s 或 kg/s；

h ——单位摩尔焓或单位质量焓，kJ/mol 或 kJ/kg；

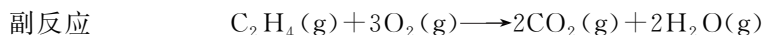
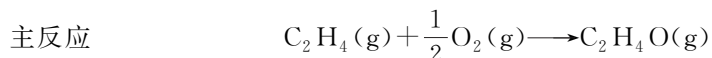
$\sum \frac{dQ_i}{dt}$ ——通过系统边界的热量传递速率，kJ/s；

$\sum \frac{dW_i}{dt}$ ——以功的形式通过边界的传递速率，kJ/s。

应用式(3-46)时，所有能量传递以下面的原则决定其正负值：质量或能量流入过程系统的为正，流出过程系统的为负。

本章思考题

1. 化工工艺计算有哪些内容？其作用是什么？
2. 物料衡算的依据、作用及其衡算步骤是什么？
3. 热量衡算的依据是什么？能解决生产过程中哪些问题？
4. 合成气组成为 0.4%CH₄、52.8%H₂、38.3%CO、5.5%CO₂、0.1%O₂ 和 2.9%N₂ (体积分数)。若用 10%过量空气燃烧，设燃烧气中不含 CO₂，试计算燃烧气组成。
5. 乙烯氧化制环氧乙烷的反应器中进行如下反应：



反应温度基本维持在 250℃，该温度下主、副反应的反应热分别为

$$-\Delta H_{523}^0 = 105395 \text{ kJ/kmol}$$

$$-\Delta H_{523}^0 = 1321726 \text{ kJ/kmol}$$

乙烯的单程转化率为 32%，反应的选择性为 69%，反应器进口混合气的温度为 210℃，流量 45000m³/h(标准状况下)，其组成如下：

组 分	C ₂ H ₄	N ₂	O ₂	合计
含量/(摩尔分数)	3.5	82.0	14.5	100

热损失按反应放出热量的 5%考虑，求热载体移出的热量。



答案