出版说明

高职高专教材建设工作是整个高职高专教学工作中的重要组成部分。改革开放以来，在各级教育行政部门、有关学校和出版社的共同努力下，各地先后出版了一些高职高专教育教材。但从整体上看，具有高职高专教育特色的教材极其匮乏，不少院校尚在借用本科或中专教材，教材建设落后于高职高专教育的发展需要。为此，1999 年教育部组织制定了《高职高专教育专门课课程基本要求》（以下简称《基本要求》）和《高职高专教育专业人才培养目标及规格》（以下简称《培养规格》），通过推荐、招标及遴选，组织了一批学术水平高、教学经验丰富、实践能力强的教师，成立了“教育部高职高专规划教材”编写队伍，并在有关出版社的积极配合下，推出一批“教育部高职高专规划教材”。

“教育部高职高专规划教材”计划出版 500 种，用 5 年左右时间完成。这 500 种教材中，专门课（专业基础课、专业理论与专业能力课）教材将占很高的比例。专门课教材建设在很大程度上影响着高职高专教学质量。专门课教材是按照《培养规格》的要求，在对有关专业的人才培养模式和教学内容体系改革进行充分调查研究和论证的基础上，充分吸取高职、高专和成人高等学校在探索培养技术应用型专门人才方面取得的成功经验和教学成果编写而成的。这套教材充分体现了高等职业教育的应用特色和能力本位，调整了新世纪人才必须具备的文化基础和技术基础，突出了人才的创新素质和创新能力的培养。在有关课程开发委员会组织下，专门课教材建设得到了举办高职高专教育的广大院校的积极支持。我们计划先用 2～3 年的时间，在继承原有高职高专和成人高等学校教材建设成果的基础上，充分汲取近几年来各类学校在探索培养技术应用性专门人才方面取得的成功经验，解决新形势下高职高专教育教材的有无问题；然后再用 2～3 年的时间，在《新世纪高职高专教育人才培养模式和教学内容体系改革与建设项目计划》立项研究的基础上，通过研究、改革和建设，推出一大批教育部高职高专规划教材，从而形成优化配套的高职高专教育教材体系。

本套教材适用于各级各类举办高职高专教育的院校使用。希望各用书学校积极选用这批经过系统论证、严格审查、正式出版的规划教材，并组织本校教师以对事业的责任感对教材教学开展研究工作，不断推动规划教材建设工作的发展与提高。

教育部高等教育司

2001 年 4 月 3 日

再版前言

《化工设计概论》第二版是在第一版基础上改编而成，主要依据对全国化工高职化学工艺、有机化工、无机化工、精细化工、高分子化工、石油炼制等专业教学计划和指导性教学大纲的要求编写的。该教材不但是上述各专业的一门主要选修课教材，而且是学生毕业后从事生产实践时经常使用的参考资料。

在第二版编写过程中，除了对原内容进行必要的修改外，增加新版 AutoCAD 在化工设计中的应用内容和二个设计实例，可以作为化工类高职学生的课程设计和毕业设计样本使用。

本书共分十章。绪论简要介绍化工设计的意义、作用、特点及发展；第一章介绍化工设计的基本程序和内容；第二章介绍生产方法选择、工艺流程设计、流程图绘制、典型自控方案确定的方法与步骤；第三章介绍物料衡算、热量衡算、设备计算与选型的程序以及注意事项；第四章介绍车间布置设计的类型、原则、方法；第五章较详细介绍化工管路设计的相关知识与规定；第六章介绍工艺设计与非工艺设计的关系及提供的条件；第七章介绍设计说明书、概算书的编写程序与内容；第八章从物性数据查找、模拟计算、设备计算、AutoCAD 等方面介绍计算机在化工设计中的应用；第九章较详细介绍三个典型的化工工艺设计的全过程。另外，根据需要在书后有针对性的收录一些常用仪表、化工设备等图例，以供学生在实践中参考。

在本书编写过程中由辽宁石化职业技术学院侯文顺对第一版的绪论、第一、二、三、四、五、六、七、八章、第九章设计实例一、附录进行必要的修改；辽宁石化职业技术学院武海滨编写第八章第四节及附图，张立新编写第九章设计实例二、三，全书由侯文顺主编。

限于编者水平，书中难免存在错误与不妥之处，恳请读者批评指正。

编　者

2005 年 1 月

目　　录

绪论 …… 1
一、化工设计的意义和作用 …… 1
二、化工设计的特点 …… 1
三、化工设计的发展趋势 …… 2
第一章　化工设计程序和内容 …… 3
第一节　化工设计程序 …… 3
一、编制设计任务书 …… 3
二、初步设计 …… 4
三、施工图设计 …… 4
四、现场施工中的设计代表工作 …… 5
第二节　化工生产车间工艺设计内容 …… 5
一、生产方法的选择 …… 5
二、工艺流程设计 …… 5
三、工艺计算 …… 5
四、车间布置设计 …… 6
五、化工管路设计 …… 6
六、提供设计条件 …… 6
七、编制概算书及设计文件 …… 6
第二章　车间工艺流程设计 …… 7
第一节　生产方法的选择 …… 7
第二节　工艺流程设计 …… 9
一、工艺流程设计的内容 …… 9
二、工艺流程设计方法 …… 9
第三节　工艺流程图的绘制 …… 11
一、生产工艺流程草图 …… 11
二、物料流程图 …… 12
三、带控制点的工艺流程图 …… 14
第四节　典型设备的控制方案 …… 22
一、泵的流量控制方案 …… 22
二、换热器的温度控制方案 …… 23
三、精馏塔的控制方案 …… 23
第三章　工艺计算 …… 26

第一节　物料衡算 …… 26
一、物料衡算的方法和步骤 …… 26
二、连续过程的物料衡算 …… 28
三、间歇过程的物料衡算 …… 29
四、循环过程的物料衡算 …… 29
五、计算举例 …… 31
第二节　热量衡算 …… 33
一、热量衡算的目的和任务 …… 33
二、单元设备的热量衡算 …… 34
三、系统热量平衡计算 …… 36
第三节　典型设备工艺设计与选型 …… 37
一、设备设计与选型的基本要求 …… 37
二、设备设计的基本内容 …… 38
三、设备材料的选择 …… 48
四、编制设备及装配图一览表 …… 49
第四章　车间布置设计 …… 50
第一节　车间平面布置 …… 50
一、车间平面布置的内容与原则 …… 50
二、车间平面布置的方法 …… 50
第二节　车间设备布置 …… 52
一、设备布置的内容与原则 …… 52
二、车间设备布置的方法及步骤 …… 55
三、典型设备的布置 …… 55
第三节　设备布置图 …… 59
一、设备布置图的内容 …… 61
二、设备布置图的绘制步骤 …… 61
三、设备布置图的绘制方法 …… 62
第五章　化工管路布置设计 …… 67
第一节　管路布置设计的内容和工作程序 …… 67
一、管路布置设计的内容 …… 67
二、管路布置设计的工作程序 …… 67
第二节　管子、管件与阀门 …… 68
一、公称通径与公称压力 …… 68
二、管子材料与常用管子 …… 68
三、管路连接方法 …… 69
四、阀门的选择 …… 69
第三节　管路计算 …… 70
一、管子规格的确定 …… 70
二、管路压力降的计算 …… 71
三、管路热补偿计算 …… 73

第四节　管路布置的原则和方法 …… 74
一、管路布置设计的主要原则 …… 74
二、管路支架 …… 76
三、典型设备的管路布置 …… 77
第五节　管路布置图 …… 85
一、管路布置图的作用与内容 …… 86
二、管路布置图的绘制步骤 …… 86
三、管路布置图的绘制方法 …… 86
第六节　管路保温与管路标志 …… 89
一、保温材料 …… 89
二、管路保温措施 …… 90
三、管路标志 …… 90
第六章　工艺设计与非工艺设计的关系 …… 92
第一节　工艺设计与非工艺设计的相互关系 …… 92
一、非工艺专业设计的范围 …… 92
二、工艺设计与非工艺设计的相互关系 …… 92
第二节　工艺专业向非工艺专业提供的设计条件 …… 93
一、土建设计条件 …… 93
二、非定型设备设计条件 …… 96
三、自动控制设计条件 …… 96
四、电气设计条件 …… 97
五、采暖通风设计条件 …… 98
六、热工设计条件 …… 98
七、供排水设计条件 …… 98
第七章　设计说明书和概算的编制 …… 99
第一节　初步设计阶段的设计说明书编制 …… 99
一、初步设计阶段的设计说明书编制 …… 99
二、施工图设计文件的编制 …… 102
第二节　设计概算的编制 …… 104
一、概算的内容和分类 …… 105
二、概算的编制依据和方法 …… 106
三、技术经济指标的综合分析 …… 109
第八章　计算机在设计中的应用 …… 110
第一节　物性数据检索 …… 111
一、化工物性数据库简介 …… 111
二、纯物质物性检索 …… 113
三、纯物质物性推算 …… 114
四、化学物质结构代码简介 …… 115
第二节　模拟计算 …… 116
一、过程模拟简介 …… 116

二、物料衡算的计算机解题 …… 117
第三节　设备计算 …… 120
一、工艺计算 …… 120
二、设备强度设计计算简介 …… 122
第四节　AutoCAD 在化工设计中的应用 …… 124
一、AutoCAD 基础知识 …… 124
二、命令、数据的输入方法 …… 128
三、基本绘图与编辑命令 …… 131
四、绘图环境的设置、文本标注、尺寸标注 …… 145
五、工艺流程图的绘制实例 …… 174
六、化工设备图的绘制 …… 178
第九章　设计实例 …… 184
设计实例一《年产 1.1 万吨顺丁橡胶聚合车间工艺设计》 …… 184
设计实例二《年产 30 万吨合成氨厂的工艺设计》 …… 229
设计实例三《年产 6 万吨丙烯精制塔的工艺设计》 …… 249
附录 …… 273
一、工艺设备图例（HG 20519.31—92） …… 273
二、被测变量及仪表功能字母组合示例 …… 277
参考文献 …… 279

绪　论

一、化工设计的意义和作用

化工设计是将一个系统（如一个工厂、一个车间或一套装置等）全部用工程制图的方法，描绘成图纸、表格及必要的文字说明，也就是把工艺流程、技术装备转化为工程语言的过程。它是通过设计人员运用各种手段，通过大脑的创造性劳动，将人们的要求变为现实生产的第一步。它属于科学技术，是生产力的一部分。

随着化学工业的快速发展，化工产品已经无所不在无处不有。因此化工设计的任务越来越重。其一，在化工生产中，通过运用化工设计方面的知识和方法，可以实现对化工厂（车间）的改建和扩建，对单元操作设备或整个装置进行生产能力标定和技术经济指标评定；对工艺流程进行评价；发现薄弱环节和不合理现象以及挖掘生产潜力等等。其二，在科学研究中，从小型试验到中试放大，以至投入工业生产，都离不开设计。从近代石油化学工业发展过程来看，科学研究工作日益占有重要地位。而要使科学研究成果转变成生产力，即实现工业化，必须把科研与设计紧密结合起来进行新工艺、新产品以及新设备等开发工作。其三，在基本建设中，设计是基本建设的首要环节，是现场施工的依据。从单个设备到全套装置，从一个小型化工厂（车间）到大型石油化工企业，它们在建设施工之前都必须先作好工程设计。要想建成一个质量优良、水平先进的化工装置，重要的先决条件是要有高质量、高水平的设计。提高设计的质量和速度对基本建设事业的发展起着关键性的促进作用。

总之，化工设计对新厂（车间或装置）建设，老厂改造挖潜，小试或中试装置建立都具有极其重要的作用。也可以说，设计是生产的前导，是科研成果转化为工业化大生产的必经途径。

二、化工设计的特点

化工产品生产与其他产品生产一样都具有一整套生产过程，使得化工设计也具有一般工程设计的共同点，但由于化工生产的物料性质、工艺条件、技术要求的特殊性，给设计带来种种影响，从而形成化工设计的某些特点。

政策性强　化工设计工作的整个过程都必须遵循国家的各项有关方针政策和法规；从我国国情出发，充分利用人力和物力资源；确保安全生产；保护环境不被污染；保障良好的操作条件，减轻工人的劳动强度。

技术性强　化工生产的操作条件多在高温、高压或低温、真空下进行，处理的物料多具有腐蚀性；且化学反应中副产物较多，这些对于设备材料的选用、设备防腐和分离方法上都提出了更高的技术要求，需要设计者尽力采用国内外最新技术成果，提高设计水平。

经济性强　化工生产过程大都较为复杂，所需原材料种类多，能量消耗大，因而基建费用高。对此，化工设计人员要有经济观点，在确定生产方法、设备选型、车间布置、管路布置时都要认真进行技术经济分析，重视经济效果，达到技术上先进，经济上合理。

综合性强　化工设计内容涉及面广，尤其对大型化工企业的生产过程更显化工设计综合

性强的特点。一般情况，一个化工工程项目的设计包括：工艺、机械、自控、电气、运输、土建、采暖、给排水、三废处理及技术经济等多种专业。为了完成此项设计，要求各专业之间紧密合作，协同配合，其中化工工艺设计起着贯穿全过程，并组织协调各专业设计工作的作用。

作为化工设计工作者，要想使设计体现上述特点，必须具有扎实的理论基础，丰富的实践经验，熟练的专业技能和运用电子计算机、模型设计等先进设计手段的能力，这样，才有可能作出高质量的设计方案。

三、化工设计的发展趋势

化工设计的发展趋势与石油化学工业技术的发展有直接关系。就石油化工技术而言，从技术角度看，由于新型催化剂的研制，化学工程原理与技术水平的提高，化工机械制造水平的提高，电子计算机的广泛应用，使石油化工生产技术出现了新的局面。实现了装置大型化、工厂整体化、系统最优化、控制自动化等。与此同时，化工设计水平也有了极大的提高，突出表现在化学工程与化工系统工程学理论的广泛运用。它一方面指导设计与科研的有机结合，大大加快了过程开发的速度；另一方面还大大提高了设计质量，使设计的化工装置能在最优状态下运转。因而，对资源、能源的利用更趋合理，经济效果十分显著。设计技术水平提高的又一个重要标志是电子计算机的广泛应用。由于在化工设计的各个环节、各个专业领域都普遍使用了计算机，从而大大加快了设计的速度，保障了设计的质量，使先进的技术理论得以实用。除此之外，像模型设计的推广应用，标准化、定型化工作的进展等，也体现了设计水平的提高。所以说，设计工作的现代化也必将推动科学技术的现代化。

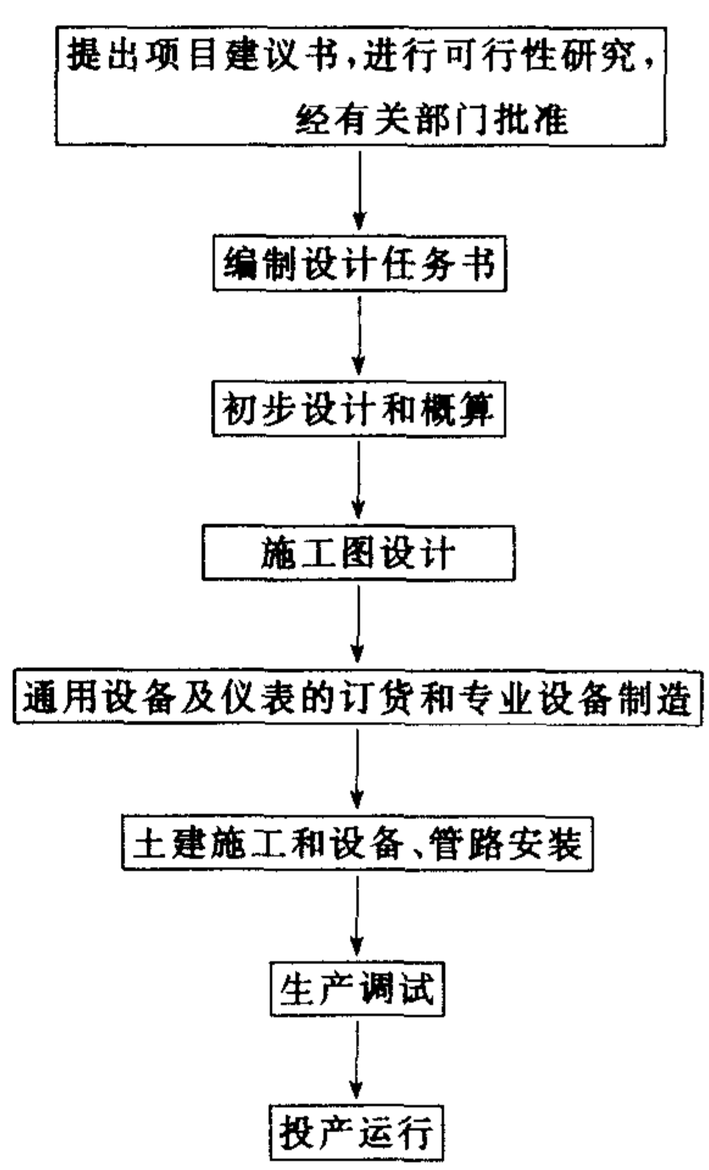
目前，中国的化工设计技术水平与国外先进水平相比还有差距。虽然在某些方面进行了改革与更新，但普及与应用水平不高，还需要在设计与科研的结合上加大力度，在设计队伍的建设上，加强理论学习与计算机技术的掌握，分工专业化，加强设计数据库、程序库、计算机网络、情报资料、标准化、改革设计工具、模型化等工作。

化工设计的知识和技能，不仅对专门从事化工设计的人员需要学习和掌握，而且，对从事化工生产、科学实验和技术管理方面的人员，也同样需要具备。因此，化工工艺类专业的学生，学习并掌握一定的化工设计方面的基础知识是非常必要的。对学生进行化工设计方面的基本训练，有助于培养学生综合运用多学科基础理论，联系生产实际，提高学生查阅文献资料、收集和整理数据的能力，有助于提高学生的运算能力和设计绘图能力。总之，经过初步训练，具有一定的化工设计能力，在从事生产、基建、科研和管理等方面发挥出更好的作用。

第一章　化工设计程序和内容

第一节　化工设计程序

按照基本建设的实施程序，一个基建项目从申请建厂到投入生产，其全部过程大体要经过如右下程序。



按照目前我国化工设计情况，可将上述全部程序划分为编制设计任务书、初步设计、施工图设计和现场施工中的设计代表工作四个阶段。其中由于初步设计和施工图设计的工作量最大，任务最繁重，参加设计工作的人员也最多，故一般也把整个设计过程划分为初步设计和施工图设计两大阶段。对于简单、成熟的小型装置，可简化设计内容，直接进行施工图设计。

一、编制设计任务书

设计任务书是一项指令性文件，它是整个设计工作的依据。一般由主管部门或基建单位编制，也可以委托设计部门编制。

编写工作的任务是要确保建设规模、投资、建厂地址、建设速度、原材料供应、动力与燃料的供应，以及协作关系和设计分工等重大问题。因此，设计任务书应包含下列内容：

① 设计项目名称；

② 生产规模（主要产品的产量和品种等）；

③ 建厂地点和占地面积；

④ 建设依据（水文、地质资料，原料及燃料供应，运输条件，生活资料及劳动力资源等）；

⑤ 主要协作关系（协作产品，资源综合利用，水、电、蒸汽用量及规格要求，运输条件等）；

⑥ 主要技术经济指标（总投资、消耗定额、成本估算和总定员）；

⑦ 三废治理和综合利用；

⑧ 建设工程分期及建设速度；

⑨ 设计单位分工，设计速度；

⑩ 有关技术资料。

编制设计任务书是一项重要而细致的工作，在编制前需要进行大量调查研究工作，并进行可行性研究，以确保设计的准确性。设计任务书编制完后，应报送上级主管部门，经审批之后再下达给设计单位，据此进行设计。

二、初步设计

根据下达的设计任务书进行初步设计。初步设计的最终成果是编制初步设计文件。待审批通过后，便可以进行主要设备和材料的订货、审批和控制总概算，作基建准备，并为施工图设计提供依据。

1. 工艺专业初步设计文件的内容

概述、设计依据、指导思想等。车间概况及特点，并论证其技术先进性和经济合理性等，即进行过程评价。车间组成、设计范围、项目等。生产制度、年操作日、连续或间歇生产情况、生产班次等。成品、原料、辅助原料和中间产品的主要技术规格及包装方式。按生产过程叙述物料经过工艺设备的顺序及生成物的流向，原料和产品的运输及贮存方式，主要操作条件（如温度、压力、流量、配比等），简述生产流程。说明高温、高压、超低温及特殊防腐蚀等主要设备的材质选择和设计原则；说明采用新技术等情况；主要设备的规格、能力和需要数量；主要设备的工艺计算和以表格形式列出非定型设备的计算选择结果。

总定员；生产控制分析；设备表、材料表；物料流程图、工艺流程图、设备布置图、关键设备总图等；环境保护；存在问题。

以上内容是在初步设计阶段应当完成的任务，同时，还应当作出总概算。

2. 初步设计的工作程序

一般按以下工作程序进行。

设计准备阶段：由各专业进行设计准备。

工艺专业设计方案的确定：认真选定工艺路线和设计生产流程，这是决定全局概貌的关键步骤。以工艺专业为主导，协调各专业之间的条件，并确定总体方案。其中工艺专业应主动为其他专业提供方便，创造有利条件。

其他专业的具体工作：工艺专业应从方案设计开始到这一阶段为止，陆续完成物料衡算，能量衡算、设备计算和布置设计，最后完善流程设计，绘出带控制点工艺流程图。其他专业也应完成这一阶段的工作任务。此外，还要组织好中间审核及最后校核，及时发现和纠正差错，确保设计质量。

各专业有关图纸的汇签：在各专业完成各自的设计文件和图纸，并进行审核之后，由各专业进行有关图纸的汇签，以解决各专业间发生的漏失、重复、顶撞等问题，确保设计质量。

编制初步设计总概算，论证设计的经济合理性。

审定设计文件，并报上级主管部门组织审批，审批核准的初步设计文件，作为施工图设计阶段开展工作的依据。

三、施工图设计

施工图设计的任务是根据初步设计审批意见，解决初步设计阶段待定的各种问题，并以其作为施工单位编制施工组织、施工设计、施工预算和进行施工的依据。

1. 施工图设计的工作内容

在初步设计的基础上，完善流程图设计和车间布置设计，进而完成管路布置设计和设备、管路的保温及防腐设计。其详细内容包括：图纸总目录、工艺图纸目录、带控制点工艺

流程图、首页图、设备布置图、设备图、设备表、管路安装图、综合材料表、设备管口方位图、设备及管路的保温与防腐设计等。

2. 施工图设计阶段的工作程序

此阶段的工作基本与初步设计相同。所不同的是在这个阶段里，图纸工作量特别大；各专业之间关系十分密切，工作内容关联多，设计条件往返多，必须很好地协同配合。

四、现场施工中的设计代表工作

在施工图设计完成之后，进入现场施工阶段和试车投产阶段，需要有少量的各专业设计代表参加工作。其任务是参加基建的现场施工和安装、调试工作、作技术指导，使装置达到设计所规定的各项指标要求。

对于简单的工程设计，亦可不派专业设计代表参加现场工作，而通过设计单位与施工单位的联系，协调施工中出现的有关问题。

第二节　化工生产车间工艺设计内容

化工车间（装置）设计是化工厂设计的核心内容，是由工艺专业与非工艺专业密切协作共同完成的。在化工设计工作中，工艺设计决定整个设计的概貌，起着组织与协调各个非工艺专业互相配合的主导作用。

化工生产车间工艺设计的主要内容如下。

一、生产方法的选择

选择合适的生产方法是设计人员在接受设计任务后，首先要解决的问题。它要求设计人员通过研究设计任务书，全面深入地领会设计任务书所提出的要求和所提供的条件；根据设计内容和设计进度，制定出总体工作计划；按照设计要求查阅、摘录与工艺路线、工艺流程和主要设备有关的文献资料；深入生产与试验现场调查研究，广泛地收集、整理可靠的原始数据。最后要因地制宜，根据掌握的各种资料和有关的理论知识，对不同的生产方法和生产流程进行技术经济比较，着重评价总投资和总成本，从而选择一条技术先进、经济合理、安全可靠、三废得到治理的切实可行的生产方法，为下一步的工艺流程设计提供依据。

二、工艺流程设计

工艺流程设计是确定生产过程的具体内容、顺序和组合方式，并以图解的方式表示出整个生产过程的全貌，也就是由原料转变为产品需要经过哪些过程和设备，这些设备之间相互的联系与衔接，以及它们的位差如何，并对流程作出详细的叙述。

三、工艺计算

工艺计算是工艺设计的中心环节。它主要包括物料衡算、热量衡算、设备计算与选型三部分内容；并在此基础之上，绘制物料流程图、主要设备总图和必要部件图，以及带控制点的工艺流程图。

这一阶段涉及到大量的基础理论、基本概念和基本技能（数据处理、计算技能、绘图能力等）。它是理论联系实际，学会发现问题和解决问题，进一步锻炼独立思考和独立工作能力的主要阶段。搞好工艺计算的必要条件是概念清楚、方法正确、数据齐全可靠。同时还要按照一定步骤进行，以便进行校核。

四、车间布置设计

车间布置设计是工艺设计人员的主要工作之一，同时也是决定车间面貌的重要设计项目。其主要任务是确定整个工艺流程中的全部设备在平面和空间中的具体位置，相应地确定厂房或框架的结构形式。车间布置对生产的正常进行和经济指标都有重要的影响。并且，为土建、采暖通风、电气、自控、供排水、外管等专业开展设计提供重要依据。因此，车间布置设计要反复全面考虑，多方征求意见，还要和非工艺设计人员大力协作，才能做好这项工作。

车间布置设计是在完成工艺计算并绘制出工艺流程图之后进行的，最后绘制车间平面布置图和立面布置图。

五、化工管路设计

管路设计是在工艺流程设计与车间布置设计都已完成的基础上进行的，是施工图设计中最主要的设计内容，工作量非常大，需要绘制大量图纸，汇编大量表格。这一阶段工艺专业与非工艺专业的工作交叉多，条件交换频繁，工作中需要细致周到、密切协同。

管路设计的任务是确定装置的全部管线、阀件、管件及各种管架的位置，以满足生产工艺的要求。管路设计应注意节约管材，便于操作、检查和安装检修，且整齐美观。

六、提供设计条件

设计条件是各专业进行具体设计工作的依据。为了正确贯彻执行各项方针政策和确定的设计方案，保证设计质量，工艺专业设计人员在各项工艺设计的基础上，应认真负责地编制各专业的设计条件，并确保其完整性和正确性。

提供设计条件的内容包括总图、土建、运输、外管、非定型设备、自控、电气、电讯、电加热、采暖通风、给排水等非工艺专业的设计条件。

七、编制概算书及设计文件

1. 概算书的编制

概算书是在初步设计阶段的工程投资的大概计算，是国家对基本建设单位拨款的依据。概算主要提供工程建筑、设备及安装工程费用等。

通过编制概算书可以帮助判断和促进设计的经济合理性，经济是否合理是衡量一项工程设计质量的重要标志。经济考核工作自始至终贯穿于全部设计之中，例如编制设计任务书和选择厂址阶段就进行了大量的经济考察，进入初步设计阶段之后，无论是选定生产方法还是设计生产流程，都反复进行技术经济指标的比较，进行设备设计和车间布置设计也都仔细考虑经济合理性。设计者应明确技术上的先进性是由经济上的合理性来体现的，只有每一步都重视经济因素，力求经济上合理，最后才能作出既经济又合理可行的概算来。

设计中经常进行分析比较的技术经济指标有产品成本、基建投资、劳动生产率、投资回收率、消耗定额、劳动力需要量和工资总额等等。

2. 设计文件的编制

初步设计阶段与施工图设计阶段的设计工作完成后都要编制设计文件。它是设计成果的汇总，是进行下一步工作的依据。内容包括设计说明书、附图（流程图、设备布置图、设备图等）和附表（设备一览表、材料汇总表等）。对设计文件和图纸要进行认真的自校和复校。对文字说明部分，要求做到内容正确、严谨、重点突出、概念清楚、条理性强、完整易懂；对设计图纸则要求准确无误，整洁清楚，图面安排合理，考虑了施工、安装、生产和维修的需要，满足生产工艺要求。

第二章　车间工艺流程设计

第一节　生产方法的选择

选择生产方法就是选择工艺路线。由于选择的结果将决定整个生产工艺能否达到技术先进、经济合理的要求，所以它是决定设计质量的关键。因此，设计人员要全力以赴、认真做好。若某个产品的生产只有一种固定的生产方法，就无需选择；若有几种不同的生产方法，就要进行分析研究，通过多方面比较，从中找出最好的方法，以此作为下一步进行工艺流程设计的依据。

生产方法的选择可以按下面步骤进行。

1. 设计基础资料的收集

全面收集国内外生产该产品的各种方法、工艺流程以及生产技术、经济等方面的资料。具体包括以下几项。

(1) 各种生产方法及其工艺流程设计资料。

(2) 各种生产方法的技术经济资料　原料来源及成品应用情况；试验研究报告；原料、中间产品、产品、副产品的规格和性质；安全技术及劳动保护措施；综合利用和三废处理；生产技术的先进性，机械化、自动化的水平；装备的大型化与制造、运输情况；基本建设投资、产品成本、占地面积；水、电、汽（气）、燃料的用量及供应，主要基建材料的用量及供应；厂址、地质、水文、气象等方面资料；车间（装置）现场周围环境情况；其他相关资料等。

(3) 物料衡算资料　生产步骤和主、副反应方程；各生产步骤所用原料、中间体、副产品的规格和物化数据；产品的规格和物化数据；各生产步骤的产率；每批加料量或单位时间的进料量；物料衡算的计算方法及有关公式。

(4) 热量衡算资料　热量衡算的物化参数，如比热容、摩尔热容、潜热、生成热和燃烧热等；计算加热和冷却遇到的热力学数据；各种温度、压力、流量、液面和时间参数及生产控制；传热计算用的热导率、给热系数、传热系数数据等；热量计算方法和有关公式。

(5) 设备计算资料　生产工艺流程图；物料计算和热量计算资料；流体力学参数，如黏度、管路阻力、阻力系数、过滤常数和分离因子等；计算化工过程用的参数，如汽-液平衡数据、传质系数、干燥速率曲线等；国家有关产品手册资料；化工流体介质对设备材料的腐蚀性能资料；有关设备选择和计算方法资料。

(6) 车间布置资料　生产工艺流程图；各种厂房形式资料；工艺设备的平面、剖面图；化工厂房防热、防毒、防爆等资料；当地水文、气候、风向等资料；动力消耗和公用工程资料；车间人员资料。

(7) 管路设计资料　生产工艺流程图；设备布置的平面、剖面图；设备施工图、管口方位图；物料衡算和热量衡算资料；管路配置、管径计算、流体常用流速表；管路支架、保温、防腐和油漆等资料；阀门和管件等资料；厂区地质条件资料，如地下水位、冰冻层深度等；地区气候资料；其他有关资料，如水源、蒸汽参数和压缩空气参数等。

(8) 非工艺设计资料　自动控制、仪器仪表资料；供电资料；土建、通风采暖、供排水、供热、三废治理资料。

(9) 其他有关资料　概算等经济指标资料；原料供应、产品销售、总图运输等资料；劳保、安全和防火等资料。

2. 生产方法的比较与确定

在设计任务所提出的各项原则要求基础上，对收集到的资料进行加工整理，提炼出能够反映出本质的、突出主要优缺点的数据资料，作为比较依据，从各种生产方法的技术、经济、安全等方面进行全面分析，反复从主观和客观条件进行详细比较，从中选出既符合国情又切实可行的生产方法。邀请有关方面的专家对选定的生产方法进行论证，以求进一步的完善。最后，将确定下来的生产方法作为工艺流程设计的依据。

3. 选择生产方法时应注意的事项

① 在有几种不同的生产方法时，应选择能够满足产品性能规格要求的生产方法。

② 充分利用新技术、新工艺，尽可能采用国内、外先进的生产装置和专门技术。

③ 解决处理好流程中的关键性技术难点，以保证足够的开工时数、有效的操作控制、稳定的产品质量。确保选用的生产方法具备工业化生产条件。

④ 从投资、产品成本、消耗定额和劳动生产率等方面进行比较。最佳的工艺路线，不但技术上先进，而且经济指标更加合理。主要反映在生产过程中物料损耗少、循环量少、能量消耗少、回收利用好、设备投资少、生产能力大、产品收率高。

⑤ 大规模生产应采用连续化生产。对规模较小、产品种类较多且生产能力低，或不具备连续生产条件时，可采用间歇操作。

⑥ 生产能力较大的生产过程装置大型化不仅可以提高劳动生产率，同时与相同生产能力的数个小型装置相比，具有基建投资少，占地面积小、布局紧凑、节能、经济效益好等特点。此外还便于实施计算机控制与管理。但是装置大型化也受到机械设计与制造和运输等方面的限制。另外，装置大型化存在一些不足，如大型附属设备价格高，无备用设备，一旦出故障只好停车，倘若勉强开车就不安全。如果以单生产线的大型装置与生产能力相同的双生产线小型装置相比，开工率高时，则大型装置的经济效益好；假如开工不足或生产负荷常变动，尤其是几种牌号的产品经常换产时，则小型装置的经济效益好。

⑦ 对生产过程中排出的三废（废水、废气、废渣）必须治理。或回收利用或综合治理。实行三废处理工程与主体工程同时设计、同时施工、同时投产，严格执行国家环境保护有关规定。

⑧ 运用计算机等先进自动控制方法，使生产和管理实现高速化、大型化、综合化、自动化和最佳化。因此，有条件的地方，可以采用 DCS 控制系统。

第二节　工艺流程设计

一、工艺流程设计的内容

当生产工艺路线选定后，便可以进行工艺流程设计。它和车间布置设计是决定整个车间（装置）基本面貌的关键步骤，对设备设计和管路设计等单项设计也起着决定性的作用。

工艺流程设计的主要内容包括两个方面：一是确定生产流程中各个生产过程的具体组成、顺序和组合方式，达到加工原料以制取所需产品的目的；二是绘制工艺流程图，以图解的形式表示出生产过程中原料经过各个单元操作过程制得产品时，物料和能量发生的变化及其流向，以及采取了哪些化工过程和设备，再进一步通过图解形式表示出化工管路流程和仪表控制流程。为了使所设计出的工艺流程能够达到优质、高产、低消耗和安全生产的要求，应解决好以下问题。

1. 确定整个流程的组成

工艺流程反映了由原料到产品的全过程，应确定采用多少生产过程或工序来构成全过程，并确定每个单元过程的具体任务（即物料通过时要发生什么物理变化、化学变化以及能量变化），以及每个生产过程或工序之间如何连接。

2. 确定每个过程或工序的组成

应采用多少和由哪些设备来完成这一生产过程，以及各设备之间应如何连接，并明确每台设备的作用和它的主要工艺参数。

3. 确定操作条件

为了使每个过程、每台设备都能起到预定作用，应当确定整个生产工序或每台设备的各个不同部位要达到和保持的操作条件。

4. 确定控制方案

为了正确实现并保持各生产工序和每台设备的操作条件，以及实现各生产过程之间、各设备之间的正确联系，需要确定正确的控制方案，选用合适的控制仪表。

5. 合理利用原料及能量，计算出整个装置的技术经济指标

应当合理地确定各个生产过程的效率，得出全装置的最佳总收率，同时要合理地做好能量回收与综合利用，降低能耗。据此确定水、电、蒸汽和燃料的消耗。

6. 确定三废的治理方法

对全流程所排出的“三废”要尽可能综合利用，对于那些暂时无法利用的，则需进行妥善处理。

7. 确定安全生产措施

遵照国家的有关规定，结合以往的经验教训，对所设计的化工装置在开车、停车、长期运转以及检修过程中，可能存在的不安全因素进行认真分析，制定出切实可行的安全措施，例如设置防火、防爆措施（设置安全阀、防爆膜、阻火器和事故贮槽）等。

二、工艺流程设计方法

1. 充分做好准备工作

在对设计任务内容和要求充分了解的基础上，参加具体的实际生产和实验，广泛进行调查研究，对生产全过程和存在的问题作更深入了解，在掌握第一手资料的基础上，根据设计

要求，深入研究、细致考虑、反复评比，以便能够对现场生产流程加以改进提高，把设计搞得更好。

2. 确定生产线数目

确定生产线数目是工艺流程设计的第一步。对于生产规模较大，涉及到是否实施大型化时需仔细分析比较。如产品的种类多、换产次数多，则采用几条生产线同时生产为宜，这样当某一条生产线出现故障停止生产时，其他生产线仍然可以生产。

3. 操作方式

在确定每个生产过程的同时，必须确定该过程的生产操作方式。在可能的情况下，尽量采用连续化操作方式。有时也采用间歇操作与连续操作组合在一起的联合操作方式，如悬浮法生产聚氯乙烯或聚苯乙烯。此外，有些过程采用间歇操作反而更有利，如利用蒸馏釜处理精馏塔塔釜的高沸点残液，由于塔釜残液数量很少，要经相当长的时间才能贮存到一定数量，再送去蒸馏釜进行回收，这时采用间歇操作会更有利。

4. 确定主要生产过程

从工业化生产的角度出发既要满足生产上的要求，又要满足经济、安全等方面的要求，对同一生产过程可用几种不同的方法来实现，例如浆液分离可用离心分离、真空吸滤、沉降分离等几种方法；同一过程且同一方法也可用不同设备来实现，如反应装置就有釜式反应器和管式反应器两种。为此需要从各个方面进行比较，从中选出最适宜的。

在确定主要过程时，首先抓住全流程的核心——反应过程，从它入手来逐个建立与之相关的生产过程。标明反应过程中的所有化学反应方程式、反应条件和热效应，对反应历程及特点进行分析，由此向前推到原料和催化剂等准备过程，向后依次推到产品的分离、提纯和后加工等各个过程。总而言之，流程中的各个生产过程都不是孤立存在的，它们是为了实现共同的目的（使某些原料变成人们所需要的某些既定的产品），满足同样的要求（优质、高产、低耗、低成本、安全可靠地进行工业化生产），而有机组合在一起的，弄清各个过程之间的内在联系后，就可以迅速地正确确定相关的过程。

5. 合理利用物料和能量，确定辅助过程

为了降低能耗，提高能量利用率，应检查分析整个工艺流程中可以回收利用的能量，特别是反应放出的热量，以及位能、净压能等。为了充分利用热能，可以依情况的不同选择设置废热锅炉、蒸汽透平、热泵等；还要考虑对换热流程及方案的研究，采取交叉换热、逆流换热，安排好换热顺序，提高传热速率等。充分利用静压能进料，如高压下物料进入低压设备；减压设备靠真空自动抽进物料等。要考虑设备位置的相对高低，充分利用位能输送物料。但不能一味追求以位能输送物料，因为设备位置的相对高低直接影响到车间布置设计和厂房建筑的合理性（减少厂房层数可以减少建筑费用）。此外，从减压设备出料时，必须设置相应高度的液封。

对未转化的物料应采用分离、回收手段，以提高总收率。对采用溶剂和载体的单元操作，一般应建立回收系统。

对三废进行回收和处理，既可以增加经济效益，又可以消除污染。当三废处理过程较复杂时，也可以单独设立辅助工段或装置。

为了稳定生产操作，需要考虑某些物料的贮存或中间输送过程，这些中间贮罐或产品贮罐（仓库）的容量大小对于生产过程的调节可起相当大的作用。

6. 合理确定操作条件

在确定各个生产过程及设备的同时，还要合理确定操作条件，因为它对生产过程与设备的确立及其作用的发挥和控制方案的确定都有直接关系。如高压反应过程，要求在原料贮罐到反应器中间必须设立升压过程和相应的压缩机，而在反应器到产品之间又必须设立减压过程和相应的设备。又如，确定了反应器内的操作温度和允许波动范围，就要求相应地设立供热或移热设施及手段（如夹套、内冷管等），同时建立自动调节温度的控制系统等。

7. 流程生产能力的弹性和设备设计

全流程设计要考虑综合生产能力的弹性。为此，应当估计到全年生产的不均衡性和各个过程之间所选设备的操作周期及其不均衡性，还要考虑由于生产管理和外部条件等因素可以产生的负荷波动，这些都要通过调查研究和参加生产实践来确定弹性的适宜幅度。

设计中应尽可能采用新技术、新设备和通用部件，提高设计水平，使设备余度不要太大。对设备余度的考虑的原则是保证设计产量既不超过又不少于设计负荷，并且尽可能使各台设备的能力一致，避免由于设备能力不平衡而造成浪费。在考虑了全流程生产能力的弹性和各个设备的余度以后，即可以正确地进行设备选型和设计计算。

8. 控制系统的确定

在整个流程的各个过程及设备确定后，要全面检查、分析流程中各个过程之间是如何连接的，各个过程又是靠什么操作手段来实现的等等。然后根据这些来确定它们的控制系统。要考虑正常生产、开停车和检修所需要的各个过程的连接方法，此外还要增补遗漏的管线、阀门、过滤密封系统，以及采样、放净、排空、连通等设施，逐步完善控制系统。注意在这个过程中，与自控专业共同讨论商定控制水平，进而设计出全流程的控制方案和仪表系统，画出带控制点的工艺流程图。

9. 工艺流程的逐步完善与简化

要从各个方面着手逐步完善和简化设计的工艺流程。

考虑到开停车和事故处理等问题，要设置事故贮罐，增加备用设备，以便必要时切换使用。尽量简化对水、汽、冷冻系统的要求，尽可能采用单一系统；当装置本身需要几种不同压力的蒸汽时，应当尽可能简化或统一对蒸汽压力的要求。尽量减少物料循环量，在切实可行的基础上采用新技术，提高单程转化率以简化流程等。

10. 进行多种流程设计方案比较，评选出最优方案

应当尽量从实际可能出发，多搞出一些流程设计方案，然后进行全面的综合比较，从中评选出最优方案。

第三节　工艺流程图的绘制

工艺流程图是一种示意性的图样，它以形象的图形、符号、代号表示出化工设备、管路、附件和仪表自控等，以表达一个化工生产过程中，物料及能量的变化始末。工艺流程图设计最先开始，也最后才能完成。图的绘制一般分为三个阶段进行：先绘制生产工艺流程草图，再绘制物料流程图，后绘制带控制点的工艺流程图。

一、生产工艺流程草图

生产方法确定后即可以开始设计绘制流程草图，因为它只为物料衡算及部分设备计算和能量计算服务，并不编入设计文件，所以绘制时不需在绘图技术上多花费时间，而主要考虑

工艺技术问题。此时绘制的流程草图尚未进行定量计算，所以只需定性地标出物料由原料转化成产品时的变化、流程顺序以及生产中采用的各种化工过程与设备。

生产工艺流程草图一般由物料流程、图例、设备一览表三部分组成。

1. 物料流程

设备示意图　此阶段尚未进行物料计算和设备设计，不可能按比例画出设备外形图，只需按设备的大致几何形状画出（或方块图）。设备的相对位置不要求准确，但要标出设备名称及位号。

流程管线及流向箭头　绘出全部物料管线和部分辅助管线（如水、蒸汽、压缩空气、真空等）。

文字注释　写出必要的内容，如设备名称、物料名称及物料流向等。

2. 图例

画在图纸的右上方，只要求标出管线图例即可，至于阀门、仪表等无需标出。

3. 设备一览表

标题栏画在图纸的右下角，设备一览表紧接其上。设备一览表只列出序号、位号、设备名称和备注即可。

生产工艺流程草图的画法，采用由左至右展开式，先物料流程，其次图例，最后标题栏和设备一览表。设备轮廓线用细实线画出，物料管线用粗实线画出，动力管线可用中实线画出。

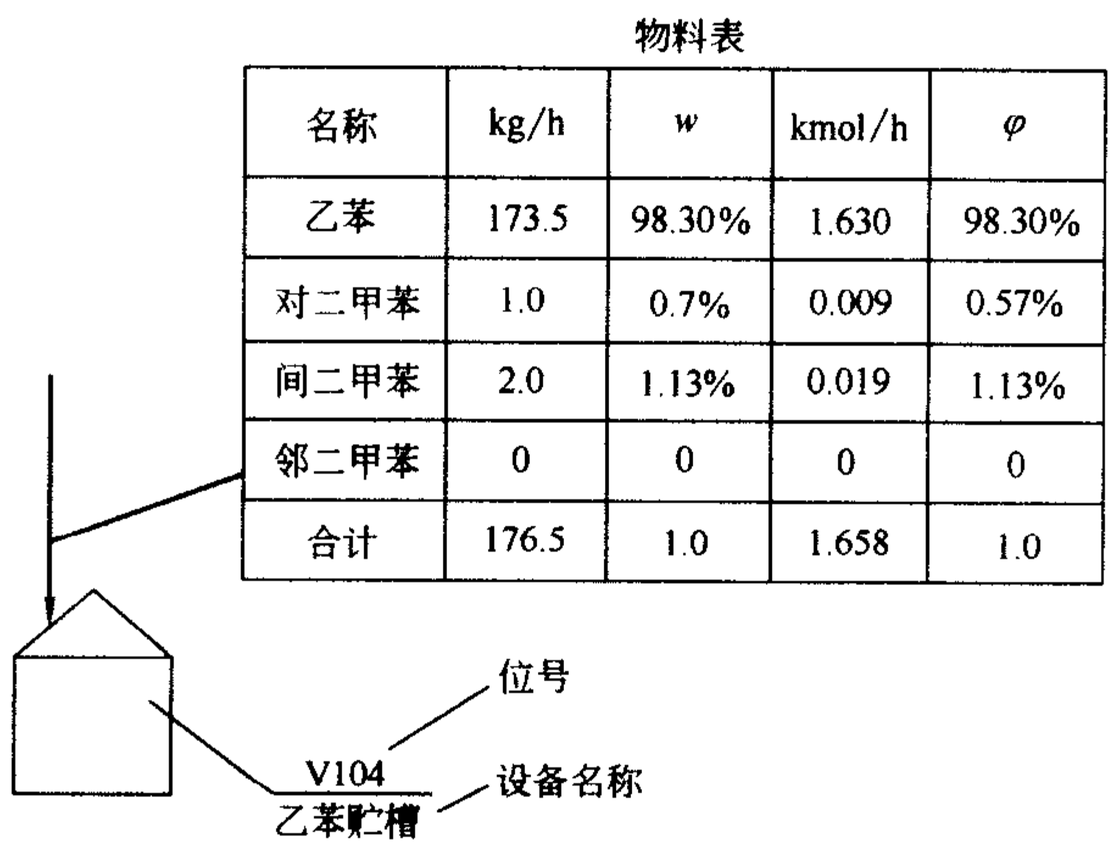
二、物料流程图

物料流程图是物料衡算和热量衡算完成后绘制的，一般以车间为单位进行绘制。

物料流程图是一种以图形与表格相结合的形式反映物料衡算结果的。作用是既可为设计审查提供资料，又可为进一步设计提供重要依据，还可为生产操作提供参考。其主要内容如下。

① 设备简单的外形图，名称及位号。因此时尚未进行设备设计，故不求精确绘制。

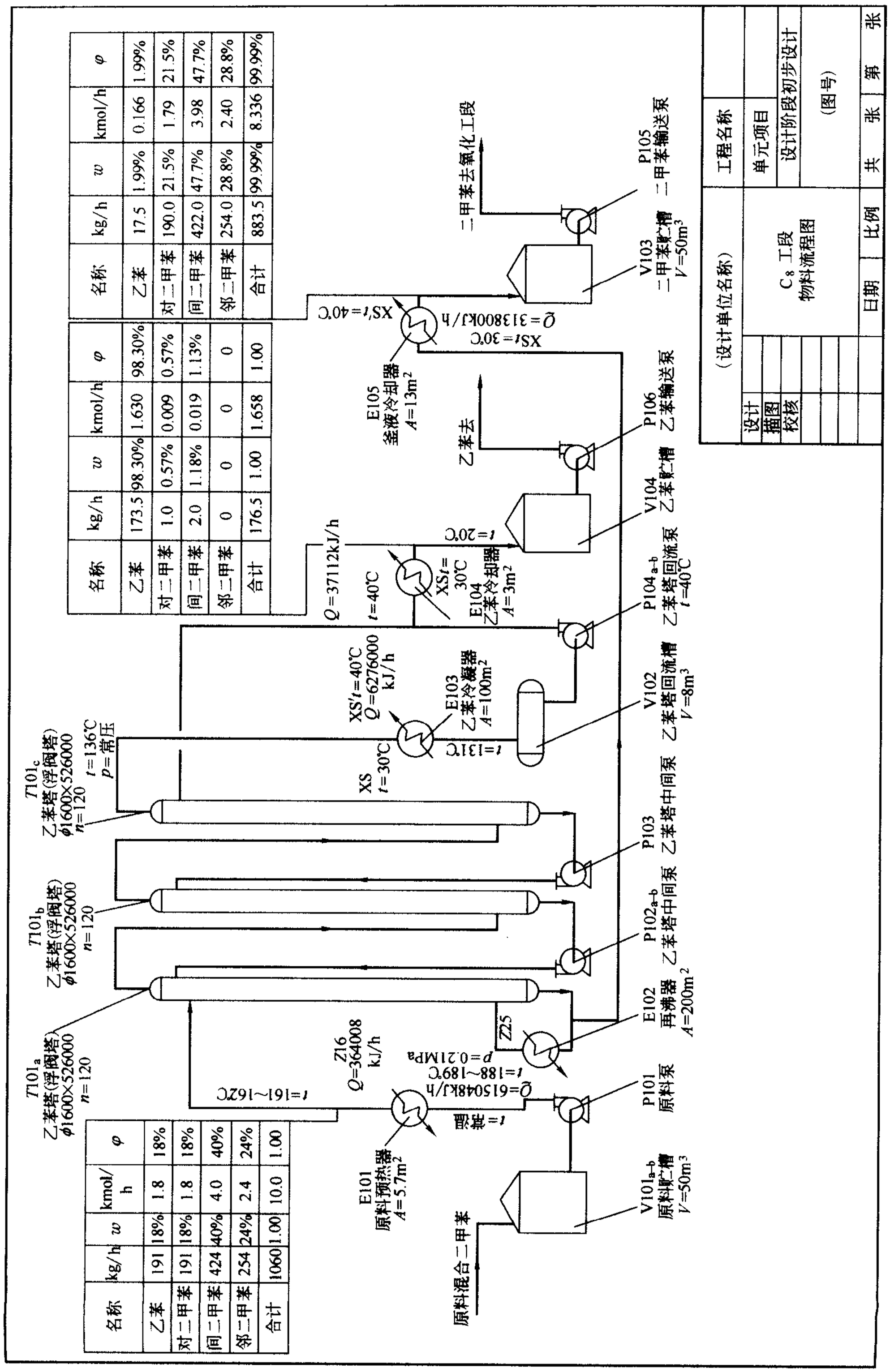
② 物料表。对物料发生变化的设备，要从物料管线上引线列该处物料表：物料组分名称、物料量、质量分数、摩尔物料量及摩尔分数等，每项均应标出总和。如图 2-1 所示。



名称	kg/h	w	kmol/h	φ
乙苯	173.5	98.30%	1.630	98.30%
对二甲苯	1.0	0.7%	0.009	0.57%
间二甲苯	2.0	1.13%	0.019	1.13%
邻二甲苯	0	0	0	0
合计	176.5	1.0	1.658	1.0

图 2-1　物料流程图部分内容

物料流程图的画法　采用自左至右的展开式，先画流程图，再标注物料变化引线列表，物料管线用粗实线，主设备、引线等均用细实线表示。物料流程图图样可参见图 2-2。



名称	kg/h	w	kmol/h	φ
乙苯	173.5	98.30%	1.630	98.30%
对二甲苯	1.0	0.57%	0.009	0.57%
间二甲苯	2.0	1.18%	0.019	1.13%
邻二甲苯	0	0	0	0
合计	176.5	1.00	1.658	1.00

名称	kg/h	w	kmol/h	φ
乙苯	17.5	1.99%	0.166	1.99%
对二甲苯	190.0	21.5%	1.79	21.5%
间二甲苯	422.0	47.7%	3.98	47.7%
邻二甲苯	254.0	28.8%	2.40	28.8%
合计	883.5	99.99%	8.336	99.99%

名称	kg/h	w	kmol/h	φ
乙苯	191	18%	1.8	18%
对二甲苯	191	18%	1.8	18%
间二甲苯	424	40%	4.0	40%
邻二甲苯	254	24%	2.4	24%
合计	1060	1.00	10.0	1.00

图 2-2　C_8 工段物料流程图

当物料组分复杂，变化多，在流程图中列表有困难时，也可以在流程图下按流程顺序自左至右列表并编排顺序号，同时，在流程图物料管线上也要编注相应的顺序号，以便对照查阅。对主要设备应注明其规格和操作条件等参数。对生产过程中排放出来的三废也应注明其成分、排放量及去向。

三、带控制点的工艺流程图

当设备设计计算结束，控制方案确定下来之后就可以绘制带控制点的工艺流程图。而后，便可着手车间布置设计。在车间布置设计时，可能会发现工艺流程中某些设备的空间位置不合适，或者极个别设备的形式和主要尺寸决定不当，这时可以做部分修改，最后得到正式的带控制点的工艺流程图，作为设计的正式结果编入初步设计阶段设计文件中。

带控制点的工艺流程图是以车间（装置）或工段（工序）为主项进行绘制。原则上一个主项绘一张图样，如流程复杂可分成数张，但仍算一张图样，使用同一图号。

绘制的比例一般采用 1∶100，如设备过大或过小，则比例相应用 1∶200 或 1∶50。未按比例进行时，标题栏中“比例”一栏不需注明。

（一）图样的内容

带控制点的工艺流程图包括图形、标注、图例、标题栏等四部分内容。

（1）图形　将各种设备以简图的形式展开在同一平面上，并配以连接的主、辅物料管线及管件、阀门、仪表控制点等设计符号。

（2）标注　注写各设备位号及名称、管段编号、控制点符号、必要的尺寸、数据等。

（3）图例　代号、图形符号及其他的标注、说明、索引等。

（4）标题栏　图名、图号、设计项目、设计阶段、设计时间等。

带控制点的工艺流程参见图 2-3（见书后插页）。

（二）设备的表示方法

1. 设备表示图

在流程图上用细实线按比例画出能显示化工设备形状特征的主要外形轮廓，有时也画出显示工艺特征的内部结构示意图。还可以将设备画成剖视图形式表示，设备上传动装置应简单示意画出。常用工艺设备示意图的画法参见附录一。

2. 设备布置原则

顺序　工艺流程图中的设备排列顺序，应符合实际生产过程，按主要物料的流向，从图纸的左端开始向右展开。各设备之间要有足够的距离用来绘制管线及控制仪表。设备排列应力求整齐，布置均匀。

位置　在图面上注意上下布置。先画出地平线，并在两端加少许泥土剖面线。各层建筑物楼板和操作台用细双线表示，并注明标高。

各化工设备示意图上下位置及设备上主要接管口（如塔的进口、回流入口等）的上下位置，应基本符合生产中实际布置的位置。流程图上的管线尽量反映出相对高度。较高的设备（如塔、烟囱等）在图面上容纳不下时，可用断裂线截断绘出。泵类可画在地平线上，水平排列成一行。

尺寸　在工艺流程图中，设备的比例可采用前边讲过的比例。对于设备外形甚大（如气柜、工业炉、大型贮罐等）或甚小（如设备附件、仪表阀门等）则可以灵活一些，做到既不使人费解，又能反映出设备的相对大小。不应把大设备画得比小设备还小，而把小设备画得

比大设备还大。对于很小的附件（如管件、阀门等）尽可能用模板画出，大小一致，整齐美观。

数量　一般在工艺流程图中应绘制出全部工艺设备及附件，但两套以上相同系统或两个以上相同设备，允许只画一套，被省略部分的系统、设备，则需用双点划线绘出矩形框表示。框内注明该设备的位号、名称，并绘出引至该套系统的一段支管。

3. 设备的标注

设备的标注由设备位号、设备名称及设备标注线组成，具体说明如图 2-4 所示。

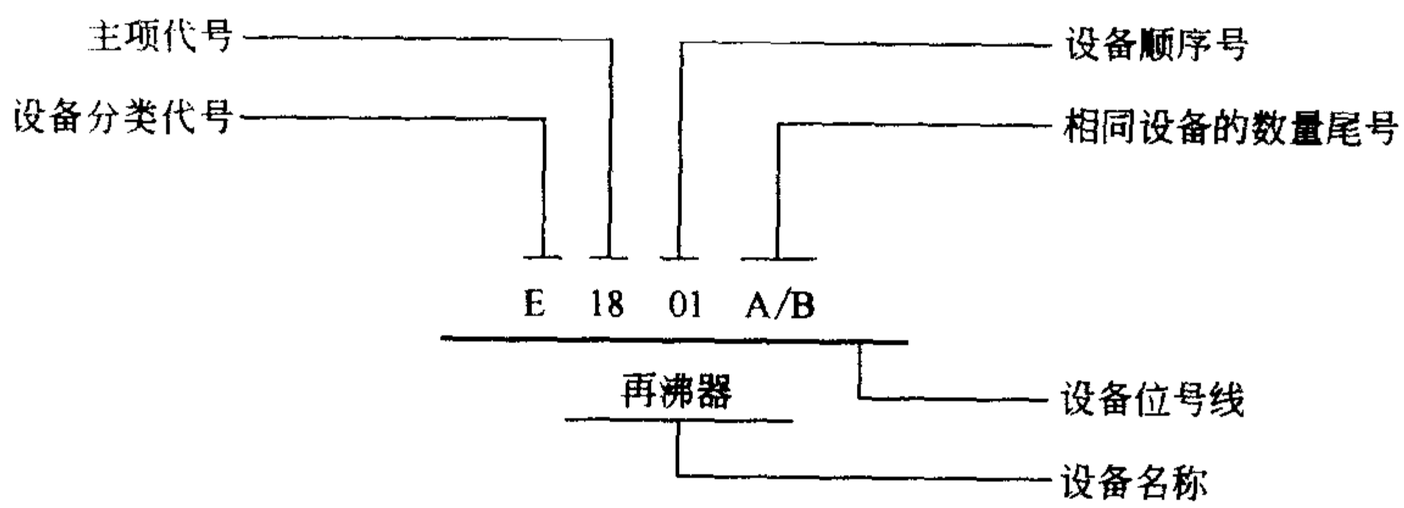


图 2-4　设备标注

设备位号由设备分类代号、主项代号、设备顺序号有相同设备的数量尾号等组合而成。常用设备分类代号参见表 2-1。主项代号一般为工段或装置序号，用两位数表示，从 01 开始，最大 99。设备顺序号按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。

设备位号线为宽度 0.6mm 的粗实线。

表 2-1　常用设备分类代号

序　号	分　类	代　号	序　号	分　类	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

在带控制点的工艺流程图上，要在两处注明设备位号，一处是在图的上方或下方，位号排列要整齐，并尽可能与设备对正。另一处是在设备内或近旁，此处只注位号，不标名称。

（三）管路的表示方法与标注

1. 管路的表示方法

线型规定　有关图线宽度的规定参见 HG 20519.28—92，具体如表 2-2 所示。

交叉与转弯　绘制管路时，应避免穿过设备或使管路交叉，确实不能避免时，应将横向管路线断开一段，如图 2-5 所示。管路要画成水平和垂直，不用斜线或曲线。图上管路转弯处，一般应画成直角，而不是画成圆弧形。

表 2-2 图线宽度规定

类别		图线宽度/mm			备注
		0.9～1.2	0.5～0.7	0.15～0.3	
工艺管路及仪表流程图		主物料管线	其他物料管线	其他	
辅助管路及仪表流程图 公用系统管路及仪表流程图		辅助管路总管 公用系统管路总管	支管	其他	
设备布置图 设备管口方位图		设备轮廓	设备支架 设备基础	其他	动设备，如只绘出设备基础，图线宽度用 0.9mm
管路布置图	单线（实线或虚线）	管路		法兰，阀门及其他	
	双线（实线或虚线）		管路		
管路轴测图		管路	连接管件	其他	
设备支架图，管路支架图		设备支架及管架	虚线部分	其他	
管件图		管件	虚线部分	其他	

注：界区线、区域分界线、图形接续分界线的宽度均用 0.9mm。

放气、排液及液封　管路上取样口、放气口、排液管等应全部画出。放气口应画在管路的上边，排液管则画在管路的下方，U 形液封管应按实际比例长度表示，如图 2-6。

物料流向　本流程图与其他流程图连接的物料管路应引至近图框处。与其他主项连接者，在管路端部画一个由细线构成的矩形框，如图 2-7 所示。框内写明物料流向的设备图号，上方则注明物料来向或去向的设备位号。

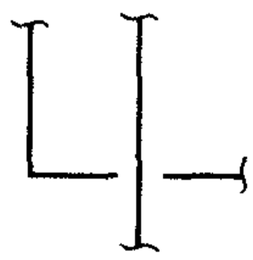


图 2-5　交叉与转弯

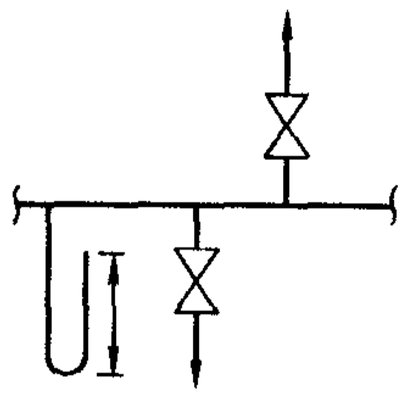


图 2-6　放气、排液及液封

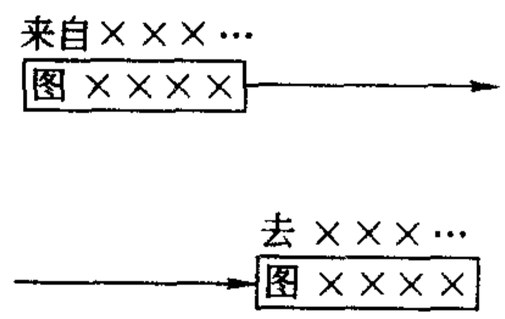


图 2-7　物料流向画法

2. 管路的标注

每段管路上都要有相应的管段号。水平管路，在管线的上方标注，垂直管路，在管线左侧标注。管路标注内容包括管路号（管段号）（由三个单元组成）、管径、管路等级和隔热或隔声四部分，如图 2-8 所示。其中前两部分为一组，中间用半字线“-”隔开，管路等级为另一组，组间留有适当的空隙。

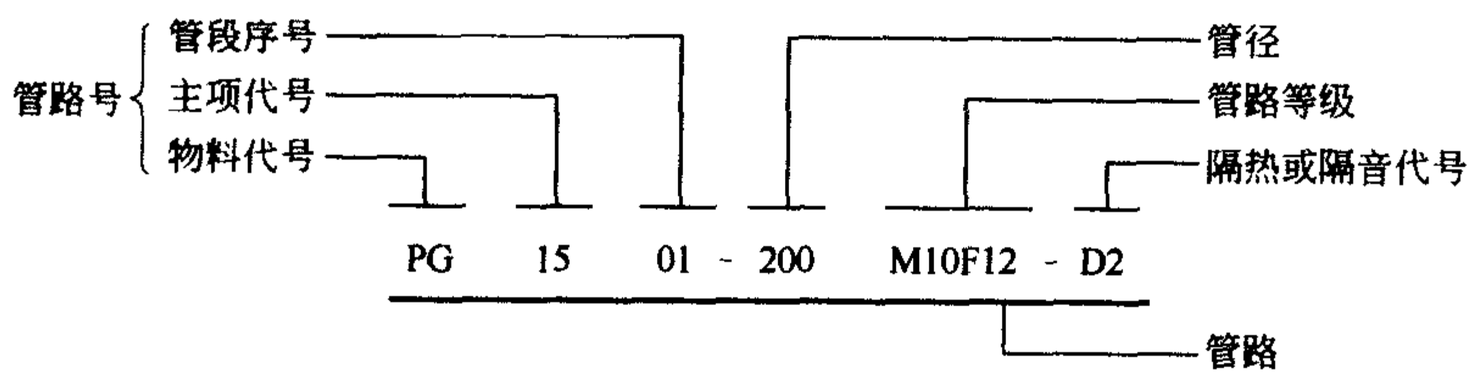


图 2-8　管路标注

管路号包括物料代号、主项代号和管路分段顺序号。常用物料代号可按HG 20519.36—92中的规定进行编写，具体如表2-3所示。

表2-3　工艺流程图中的物料代号

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	燃料	FG	燃料气
		PG	工艺气体			FL	液体燃料
		PGL	气液两相流工艺物料			FS	固体燃料
		PGS	气固两相流工艺物料			NG	天然气
		PL	工艺液体		油	DŌ	污油
		PLS	液固两相流工艺物料			FŌ	燃料油
		PS	工艺固体			GŌ	填料油
		PW	工艺水			LŌ	润滑油
辅助、公用工程物料代号	空气	AR	空气			RŌ	原油
		CA	压缩空气			SŌ	密封油
		IA	仪表空气		制冷剂	AG	气氨
	蒸汽、冷凝水	HS	高压蒸汽			AL	液氨
		HUS	高压过热蒸汽			ERG	气体乙烯或乙烷
		LS	低压蒸汽			ERL	液体乙烯或乙烷
		LUS	低压过热蒸汽			FRG	氟里昂气体
		MS	中压蒸汽			FRL	氟里昂液体
		MUS	中压过热蒸汽			PRG	气体丙烯或丙烷
		SC	蒸汽冷凝水			PRL	液体丙烯或丙烷
		TS	伴热蒸汽			RWR	冷冻盐水回水
	水	BW	锅炉给水			RWS	冷冻盐水上水
		CSW	化学污水		其他	DR	排液、导淋
		CWR	循环冷却水回水			FSL	熔盐
		CWS	循环冷却水上水			FV	火炬排放空
		DNW	脱盐水			H	氢
		DW	饮用水、生活用水			HŌ	加热油
		FW	消防水			IG	惰性气
		HWR	热水回水			N	氮
		HWS	热水上水			Ō	氧
		RW	原水、新鲜水			SL	泥浆
		SW	软水			VE	真空排放空
		WW	生产废水			VT	放空

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。

主项代号用两位数字表示，从01开始，至99为止。

相同类别的物料在同一主项内以流向先后为序，顺序编写管段序号。也采用两位数字，从 01～99 止。

管径为管路的公称通径。公制管以 mm 为单位，不注明单位符号；英制管以英寸表示，并在数字后面要注出单位符号“in”。在毕业设计中，根据具体情况，也可用管路外径和壁厚标注，如 $\phi57\times3.5$。

管路等级号由管路公称压力等级代号、顺序号、管路材质代号组成。其中管路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～Z用于国内标准压力等级代号（其中 O、X 不用），具体如表 2-4 所示。顺序号用阿拉伯数字表示，由 1 开始。管路材质代号用大写英文字母表示，具体如表 2-5 所示。

表 2-4 管路公称压力等级代号

压力等级 用于 ANSI 标准		压力等级 用于国内标准	
压力等级代号	压力/LB	压力等级代号	压力/MPa
A	150	L	1.0
B	300	M	1.6
C	400	N	2.5
D	600	P	4.0
E	900	Q	6.4
F	1500	R	10.0
G	2500	S	16.0
		T	20.0
		U	22.0
		V	25.0
		W	32.0

表 2-5 管路材质代号

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

异径管标注时，两端必须注明与它连接的管路（或阀门）的公称通径。

隔热及隔声代号，按隔热及隔声功能类型的不同，以大写英文字母作为代号，如表 2-6 所示。

表 2-6 隔热及隔声代号

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	人身防护	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

一般将箭头画在管线上来表示物料的流向。

（四）阀门与管件的表示方法

工艺流程图中，用细实线画出所有的阀门和部分管件（如视镜、阻火器、异径接头、盲板、下水漏斗等）的符号。具体阀门符号如表 2-7 所示。

管件中的一般连接件，如法兰、三通、弯头等，若无特殊需要可以不画。竖管上的阀门应大致符合实际高度。

表 2-7　阀门符号

阀件名称	代表符号	阀件名称	代表符号
截止阀		四通旋塞	
闸阀		高压截止阀	
球阀		高压直通调节阀	
角阀		高压角形调节阀	
直通旋塞		高压球阀	
三通旋塞		柱塞阀	
浮球阀		杠杆转动调节阀	
碟阀		活塞操纵阀	
止回阀		电磁阀	
减压阀		电动阀	
疏水阀		气开式气动薄膜调节阀	
底阀		气关式气动薄膜调节阀	
弹簧安全阀		安装在操作盘上的阀	
拉杆式安全阀		隔膜阀	
水压安全挡板		节流阀	

（五）仪表控制点的表示方法

工艺流程图中应绘制出全部计量仪表（温度计、压力计、真空计、转子流量计、液面计等）及其检测点，并且表示出全部自动控制方案。这些方案包括被测参数（温度、压力、流量、液位等）、检测点及测量元件（孔板、热电偶等）、变送装置（差压变送器等）、显示仪表（记录、指示仪表等）、调节仪表（各种调节阀）及执行机构（气动薄膜调节阀）。

1. 仪表控制点的代号和符号

仪表和控制点应该在有关管路上，大致按照安装位置，以代号、符号表示出来。常用的代号与符号有以下几种。

参量代号　部分常用的参量代号如表 2-8 所示。

功能代号　部分常用的仪表功能代号如表 2-9 所示。

表 2-8 常用参量代号

序号	参量	代号
1	温度	T
2	压力	P
3	液位	L
4	流量	F
5	质量	W
6	速度(频率)	S
7	湿度(水分)	K

表 2-9 常用仪表功能代号

序号	功能	代号
1	指示	I
2	记录	R
3	控制	C
4	报警	A
5	积分	Q
6	联锁	S
7	变送	T

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 2-10 所示。

表 2-10 测量点图形符号

序号	名　称	图形符号	备　注
1			测量点在工艺管线上，圆圈内应标注仪表位号
2			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

仪表安装位置图形符号　仪表安装位置可以用加在圆圈中细实线、虚线来表示，如表 2-11 所示。

2. 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，字母组合示例参见附录二。数字编号可按装置或工段进行编制。

按装置编制的数字编号，只编回路的自然顺序号，如图 2-9 所示。

表 2-11　仪表安装位置图形符号

序号	安装位置	图形符号	序号	安装位置	图形符号
1	就地安装仪表		5	就地仪表盘面安装仪表	
2	嵌在管路中的就地安装仪表		6	集中仪表盘后安装仪表	
3	集中仪表盘面安装仪表		7	就地仪表盘后安装仪表	
4	复式仪表	或			

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 2-10 所示。

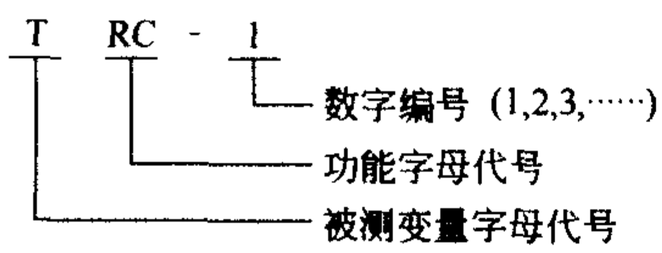


图 2-9　按装置编制仪表位号

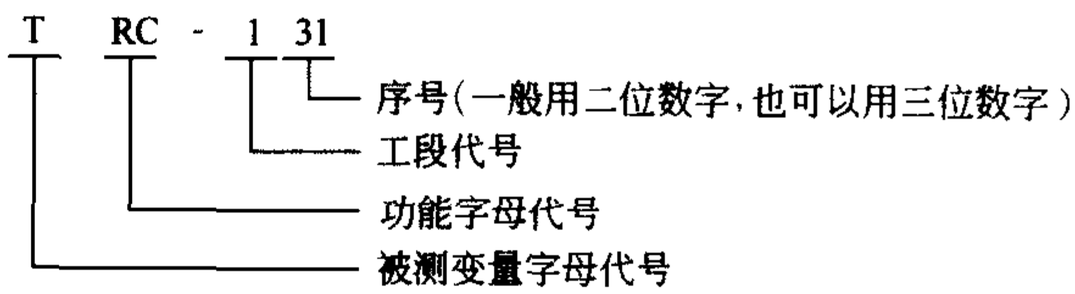


图 2-10　按工段编制仪表位号

带控制点工艺流程图中，仪表位号的标注方法是：上半圆中填写字母代号，下半圆中填写数字编号。如图 2-11 所示。

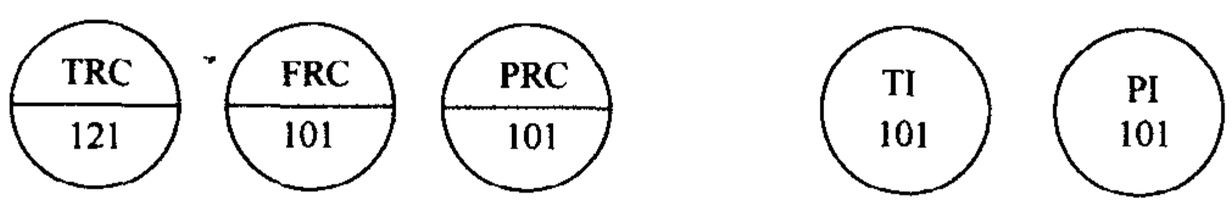


图 2-11　仪表位号的标注方法

编注仪表位号时，应按工艺流程自左至右编排。仪表参量、功能组合意义见附录二。

（六）图例、标题栏及索引

1. 图例

图例是将绘图中所采用的图形、符号及代号等用文字给予对照说明。流程图简单时，图例说明放在图纸的右上方。对于工艺流程图中常用的化工设备、管路及其附件、阀件和控制仪表等，大部分已有统一画法、图样规定或习惯画法，参见附录一和 HG 20519.32—92。

2. 标题栏及索引

在工艺流程中，标题栏位于图纸的右下角，其格式和内容如图 2-12 所示。设备位号索引（或设备一览表）位于标题栏的上方或左侧，其下底边可以和标题栏框线或图下边线重合，格式和内容如图 2-13 所示。

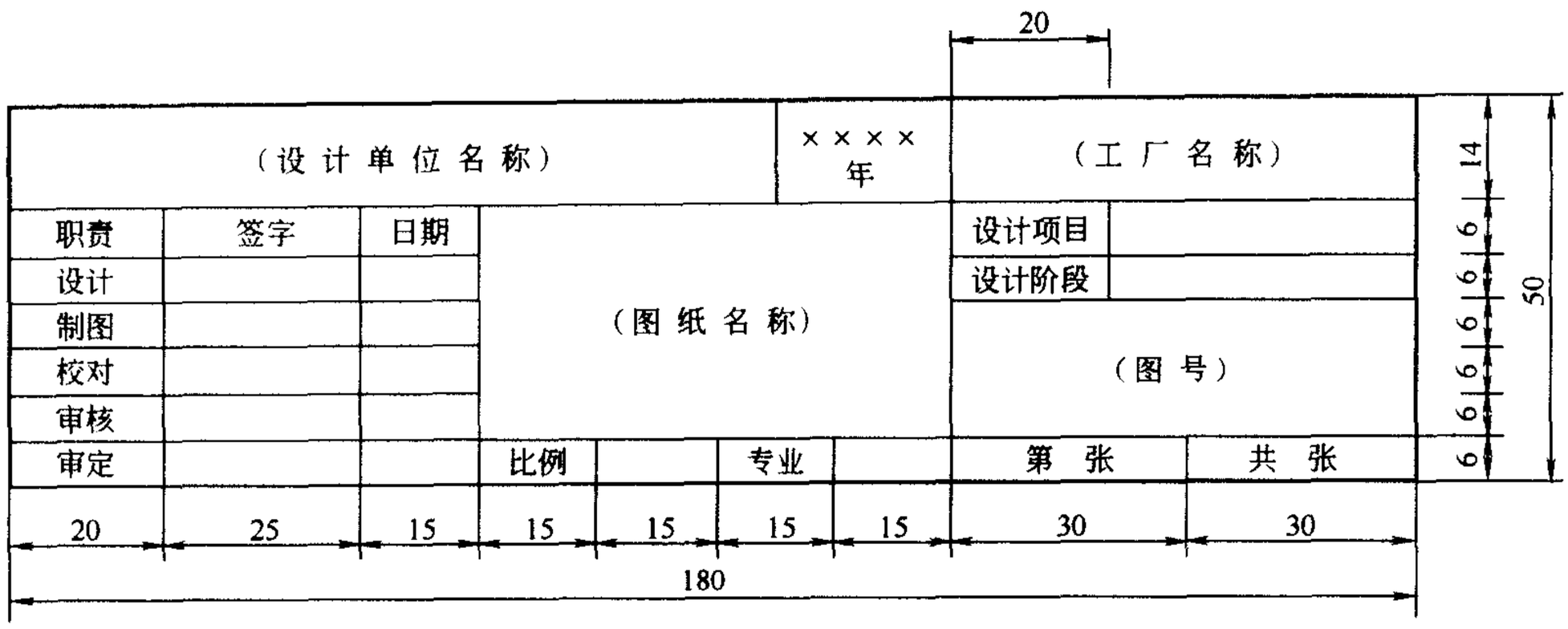


图 2-12 标题栏格式

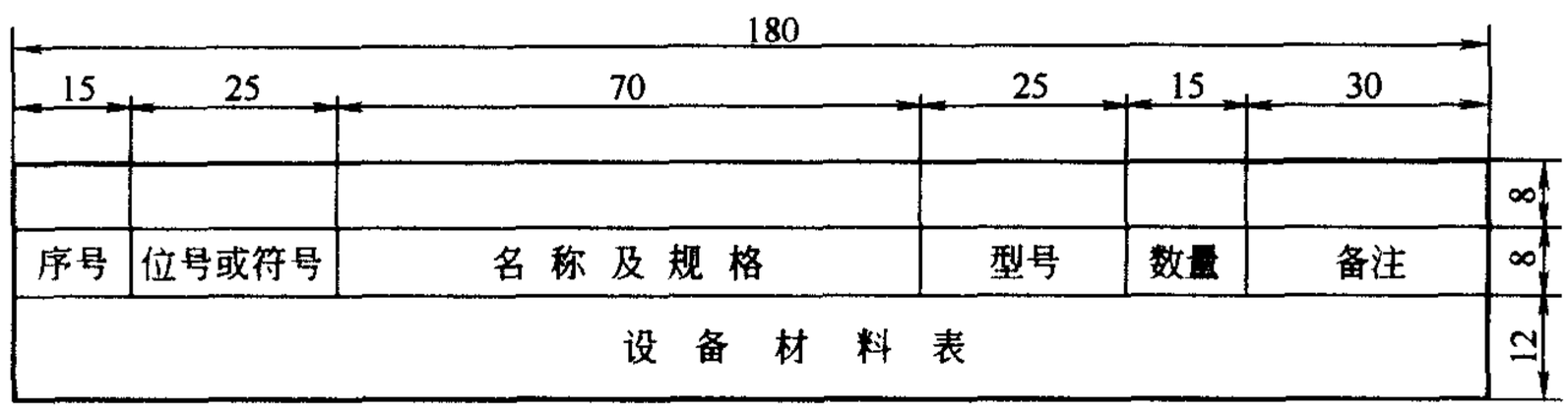


图 2-13 设备位号索引格式

第四节 典型设备的控制方案

一、泵的流量控制方案

泵的流量控制主要有出口节流控制和旁路控制两种方案。

1. 出口节流控制

泵的出口节流控制是离心泵流量控制最常用的方法，如图 2-14 所示。在泵的出口管线上安装孔板与调节阀，孔板在前，调节阀在后。

2. 旁路控制

旁路控制主要用于容积式泵（往复泵、齿轮泵、螺杆泵等）的流量调节。有时也用于离心泵工作流量低于额定流量的 20%的场合。如图 2-15 与图 2-16 所示。

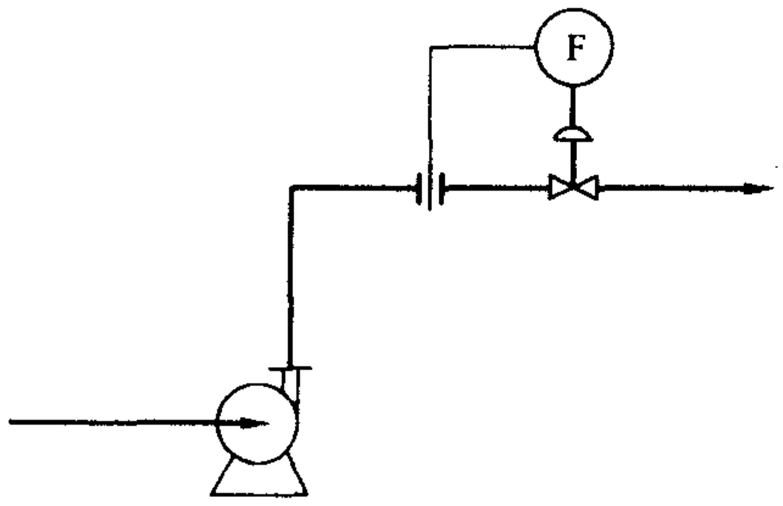


图 2-14 泵出口流量控制

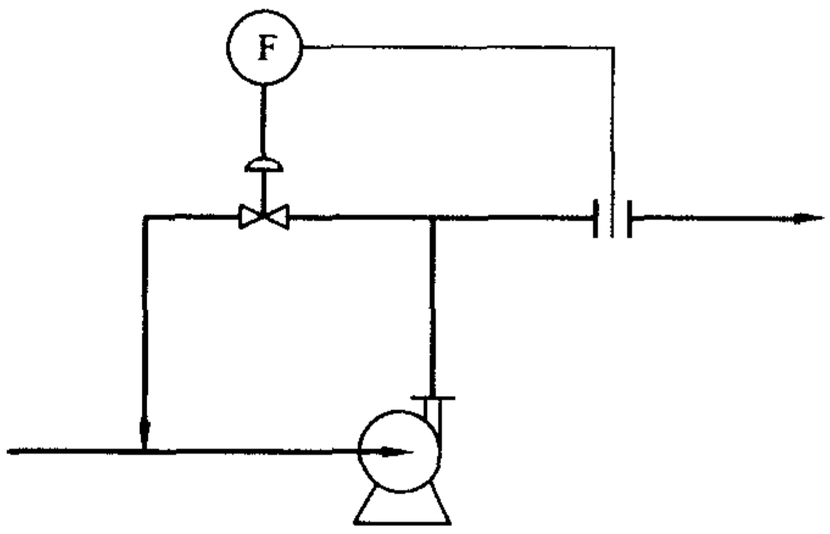


图 2-15 离心泵的旁路控制

二、换热器的温度控制方案

1. 调节换热介质流量

通过调节换热介质流量来控制换热器温度的流程如图2-17（a）所示。这是一种常见的控制方案，有无相变均可使用，但流体1的流量必须是可以改变的。

2. 调节换热面积

如图2-17（b）所示。适用于蒸汽冷凝换热器，调节阀装在凝液管路上，流体1的出口温度高于给定值时，调节阀关小使凝液积累，有效冷凝面积减小，传热面积随之减小，直至平衡为止，反之亦然。其特点是滞后大，有较大传热面积余量；传热量变化缓和，能防止局部过热，对热敏性介质有利。

3. 旁路调节

如图2-17（c）所示。主要用于两种固定工艺物流之间的换热。

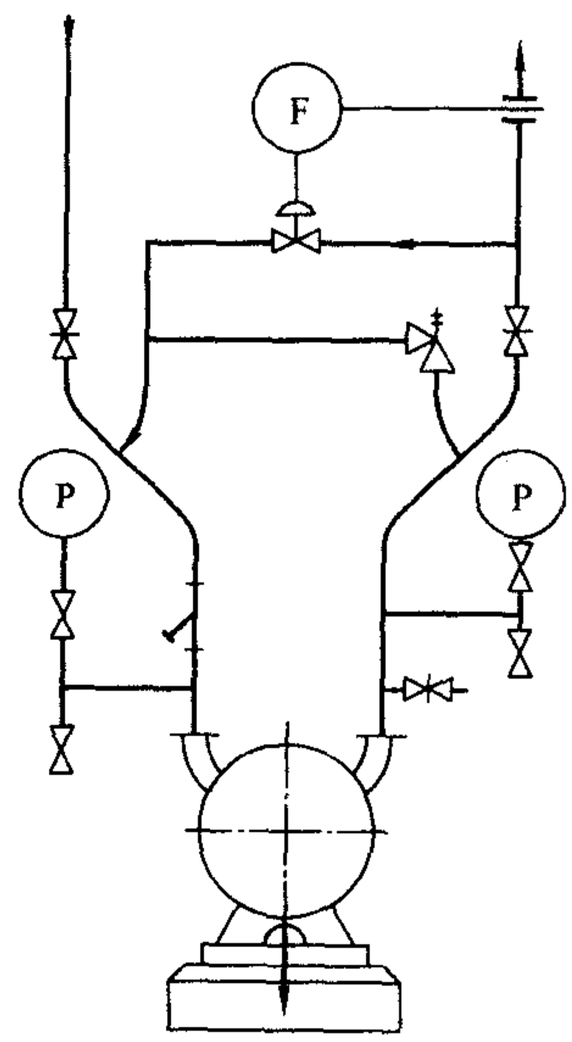


图2-16　容积式泵的旁路控制

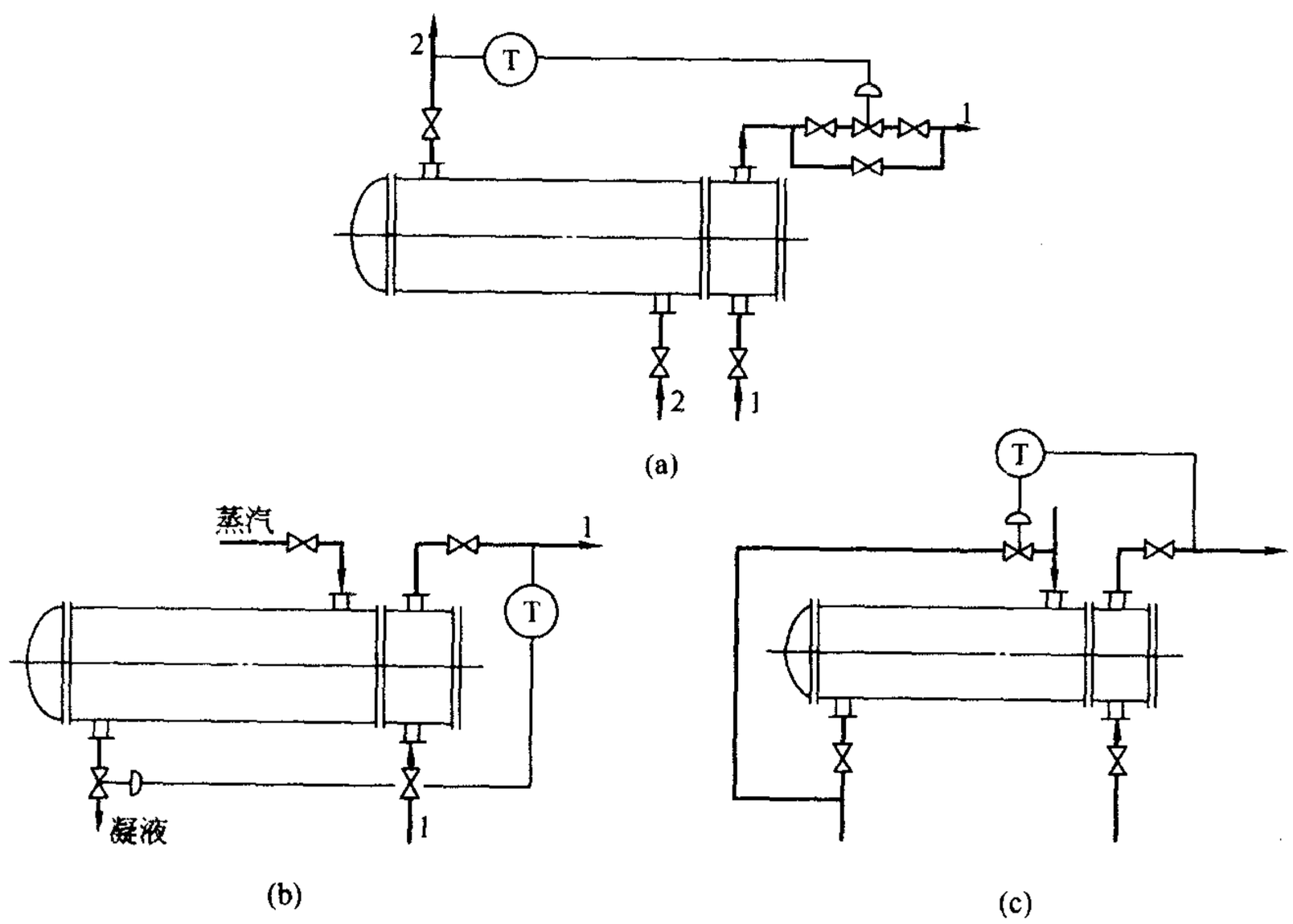


图2-17　换热器温度控制方案

三、精馏塔的控制方案

1. 精馏塔的基本控制方案

按精馏段指标控制方案适用于以塔顶馏出液为主要产品的精馏塔操作。它是以精馏段某点成分或温度为被测参数，以回流量 L_R、馏出液量 D 或塔内蒸汽量 V_S 为调节参数。采用这种方案时，于 L_R、D、V_S、及釜液量 W 四者中选择一种作为控制成分手段，选择另一种保持流量恒定，其余两个则按回流罐和再沸器的物料平衡，由液位调节器进行调节。用精馏段塔板温度控制 L_R，并保持 V_S 流量恒定，这是精馏段控制中最常用的方案［如图2-18(a)］。在回比很大时，适合采用精馏段塔板温度控制 D，并保持 V_S 流量恒定［如图2-18

(b)] 的方案。

按提馏段指标控制方案适用于以塔釜液为主要产品的精馏塔操作。应用最多的控制方案是用提馏段塔板温度控制加热蒸汽量，从而控制 V_S，并保持 L_R 恒定，D 和 W 两者按物料平衡关系，由液位调节器控制［如图 2-19 (a)］。

还有另外的控制方案是用提馏段塔板温度控制釜液流量 W，并保持 L_R 恒定，D 由回流罐的液位调节，蒸汽量由再沸器的液位调节［如图 2-19 (b)］。

上述两个方案只是原则性控制方案，具体的方案是通过塔顶、塔底及进料控制实现的。

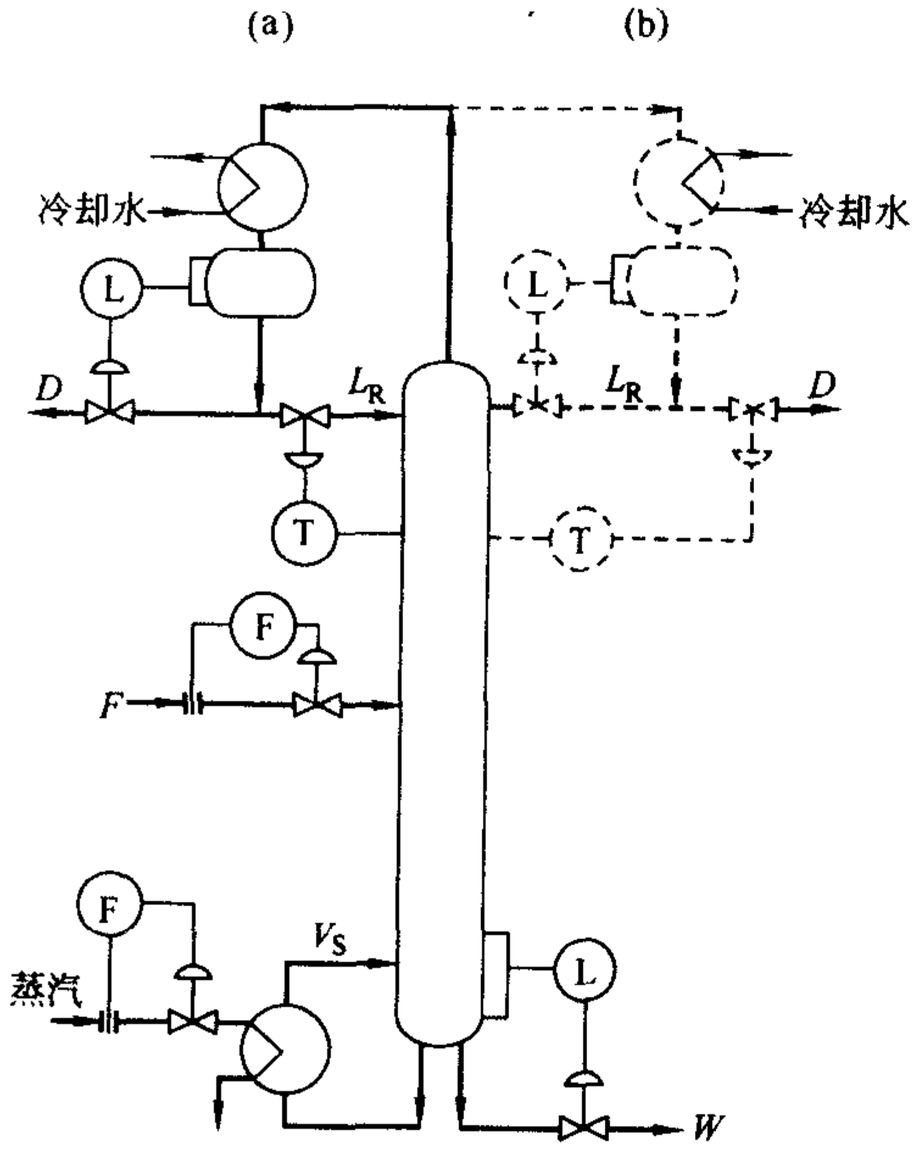


图 2-18 按精馏段指标控制方案

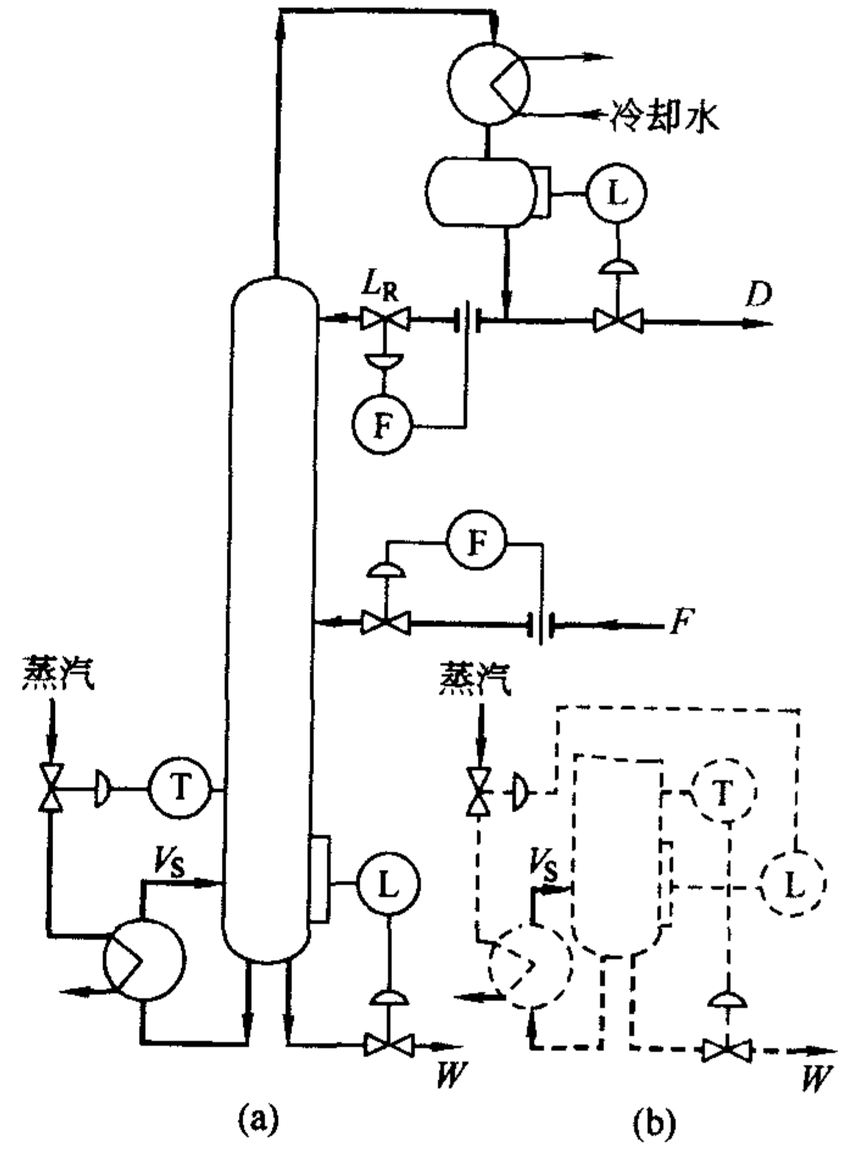


图 2-19 按提馏段指标控制方案

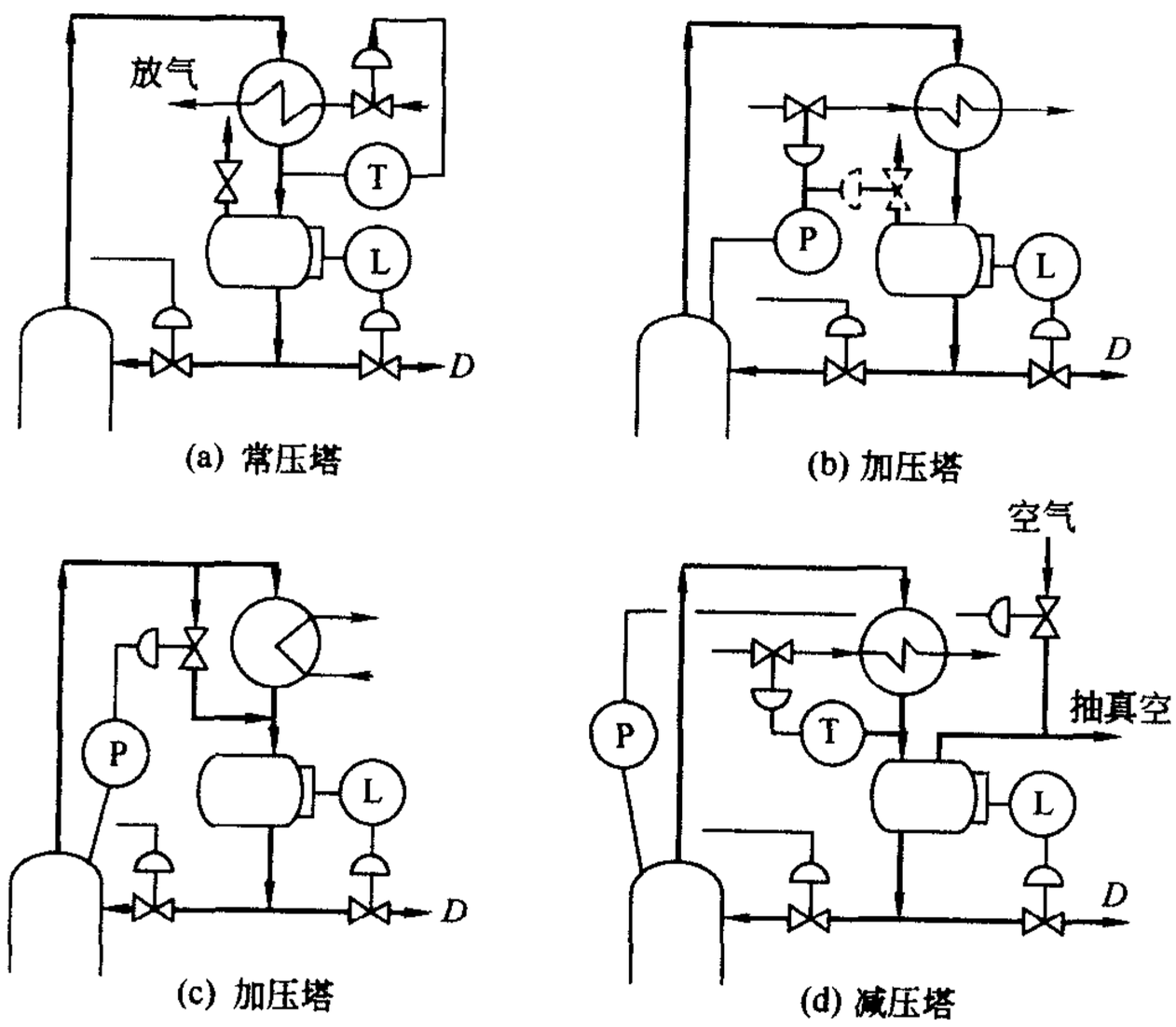


图 2-20 塔顶控制方案

2. 塔顶控制方案

塔顶控制方案的基本要求是：将出塔蒸汽的绝大部分冷凝下来，排除不凝性气体；调节 L_R 和 D 的流量和保持塔内压力稳定。

常压塔如图 2-20（a）所示。塔顶馏出液的温度用冷却水流量控制，塔顶通过回流罐的放气口与大气相通，以保持常压。加压塔如图 2-20（b）、（c）所示，通过冷却水流量控制冷凝器的传热量，进而控制塔顶压力。减压塔如图 2-20（d）所示。

3. 塔底控制方案

对流循环式如图 2-21（a）所示，通过蒸汽用量和冷凝水排出量来调节。沉浸式如图 2-21（b)所示。

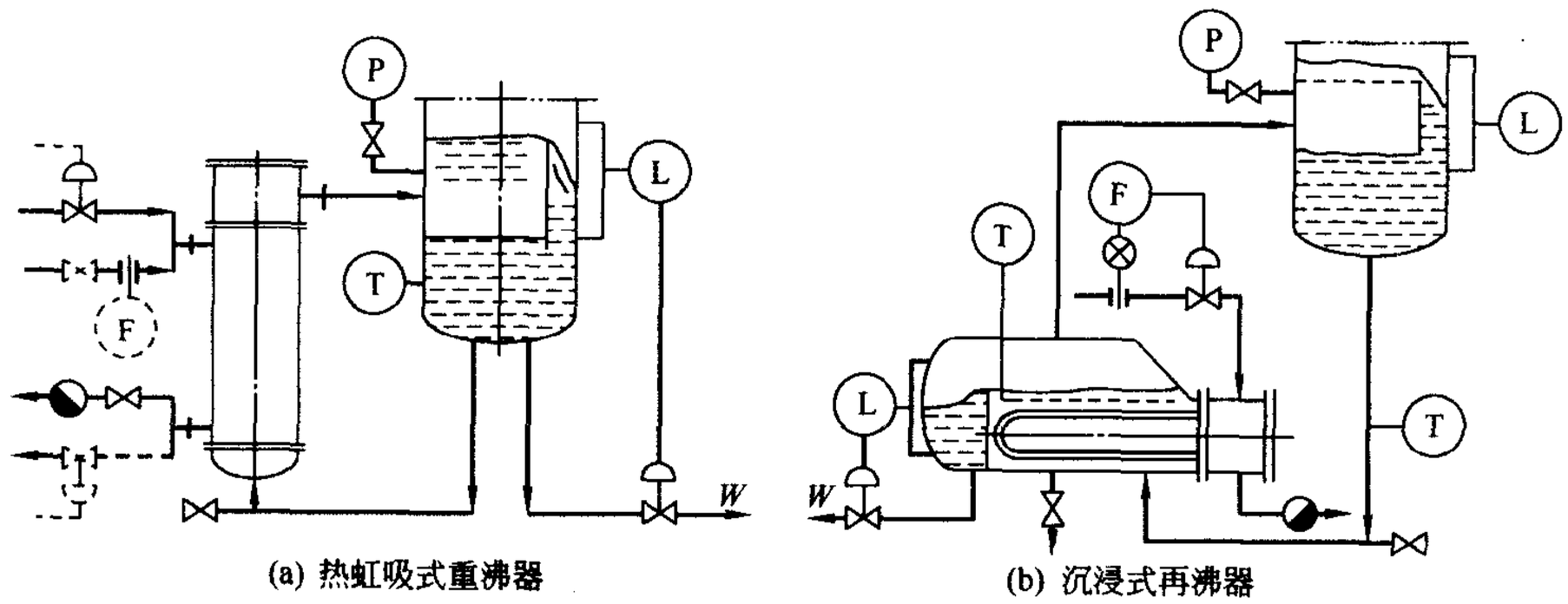


图 2-21　塔底控制方案

第三章　工 艺 计 算

第一节　物 料 衡 算

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

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

$$\begin{bmatrix}\text{单位时间内进入系统}\\\text{的全部物料质量}\end{bmatrix}=\begin{bmatrix}\text{单位时间内离开系统}\\\text{的全部物料质量}\end{bmatrix}+\begin{bmatrix}\text{单位时间内过程}\\\text{中的损失量}\end{bmatrix}+\begin{bmatrix}\text{单位时间内系统}\\\text{内的积累量}\end{bmatrix}$$

对于连续操作过程，系统内物料积累量等于零。所谓系统，是指所计算的生产装置，它可以是一个工厂、一个车间、一个工段，也可以是一个设备。

上式为稳流系统总物料衡算方程式，它不但适用于总物料衡算，也适用于任一组分或元素的物料衡算。

现实中，物料衡算应用于两种情况：一种是对已有装置进行标定，即利用实际测定的数据（或理论计算数据）计算出另一些不能直接测量的物料量，进而，对这个装置的生产情况进行分析，确定生产能力，衡量操作水平，寻找薄弱环节，挖掘生产潜力，为改进生产提出措施；另一种是对新装置进行设计，即利用已有的生产实际数据（或理论计算数据），在已知生产任务下计算出需用原料量、产品量、副产品量和三废的生成量；或在已知原料量的情况下，计算出产品、副产品和三废的量。此外，通过物料衡算，可以计算出原料消耗定额，并在此基础上作出能量平衡，计算出动力消耗量和消耗定额，计算出生产过程所需热量（或冷量）是多少，同时为设备计算、选型及台套确定提供依据。

物料衡算的类型，按计算范围分为单元操作（或单个设备）的物料衡算与全流程（即包括各个单元操作的全套装置）的物料衡算；按操作方式分为连续操作的物料衡算和间歇操作的物料衡算；此外，还有带循环过程的物料衡算。

一、物料衡算的方法和步骤

物料衡算的内容和方法随化工工艺流程的变化而变化，有的计算过程比较简单，有的却十分复杂。为了有层次、循序渐进地进行计算，避免差错，计算时应遵循如下步骤。

1. 画出物料衡算示意图

对衡算系统绘出物料衡算示意图，标明各股物料的进出方向、数量、组成以及温度、压力等操作条件，待求的未知数据也应以适当的符号表示出来，以便分析与计算。在示意图

中，与物料衡算有关的内容不要遗漏。

2. 写出主、副化学反应式

为便于分析反应过程的特点，有必要写出主、副化学反应式及反应过程的热效应。当副反应很多时，次要的、占比重很小的副反应可以略掉；或者将类型相近的若干副反应合并，以其中之一为代表，从而简化计算。但这样处理所引起的误差必须在允许范围之内。需要注意的是那些产生有害物质的副反应其量虽然微小，却是进行某种分离精制设备设计和三废治理设施设计的重要依据，这种情况则不能忽略。

3. 确定计算任务

根据示意图和反应方程式，分析每一步骤和每一设备中物料的变化情况，选定合适的计算公式，分析数据资料，明确已知量与可以查到的和可计算求出的未知量，为收集数据资料和建立计算程序做好准备。

4. 收集数据资料

需要收集的数据资料一般包括以下几方面。

(1) 生产规模　即确定的生产能力或原料处理量。

(2) 生产时间　即为年工作时数。一般情况，设备能正常运转，生产过程中不出现特殊问题，且公用系统又能保障供应时，年工作时数可采用 8000～8400h。全年停车检修时间较多的生产，年工作时数可采用 8000h。目前大型化工生产装置一般都采用 8000h。若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，或者试验性车间，生产时数则采用 7200h。

(3) 消耗定额　指生产每吨合格产品需要的原料、辅助原料以及动力等消耗。消耗定额的高低，直接反映生产工艺水平及操作技术水平的优劣。生产中要严格控制各个工艺参数，力求达到低消耗的目标。

(4) 转化率　表示原料通过化学反应产生化学变化的程度，定义式为：

$$\text{转化率}=\frac{\text{反应掉的原料量}}{\text{原料量}}\times 100\% \tag{3-1}$$

转化率愈高，说明参加反应的反应物数量愈多。

(5) 选择性　在许多化学反应中，不仅有生成目的产物的主反应，还有生成副产物的副反应存在，转化了的原料中只有一部分生成目的产物。选择性的定义式为：

$$\text{选择性}=\frac{\text{生成目的产物的原料量}}{\text{反应掉的原料量}}\times 100\% \tag{3-2}$$

选择性表示了在反应过程中，主反应在主副反应竞争中所占的比例，反映了反应向主反应方向进行的趋向性。

(6) 单程收率　选择性高只能说明反应过程中副反应很少，但若通过反应器的原料只有很少一部分进行反应，即转化率很低，反应器的生产能力仍然很低，只有综合考虑转化率和选择性，才能确定合理的工艺指标。

$$\text{单程收率}=\frac{\text{生成目的产物的原料量}}{\text{原料投料量}}\times 100\% \tag{3-3}$$

单程收率与转化率、选择性之间的关系为：

$$\text{单程收率}=\text{转化率}\times\text{选择性} \tag{3-4}$$

单程收率高说明生产能力大，标志过程既经济又合理。故化工生产中希望单程收率愈高愈好。

(7) 原料、助剂、中间产物和产品的规格和组成及有关的物理化学常数。

5. 选定计算基准

选用恰当的计算基准可使计算过程简化，避免误差，也有利于工程计算中的互相配合。选择计算基准无统一规定，要视具体情况而定。一般以过程中某一物料的质量（kg）或物质的量（mol）作为计算基准。连续操作中，以 kg/h 或 kmol/h 作基准；间歇操作中，以 kg/批为基准。

6. 展开计算

在前述工作基础上，运用有关方面的理论，针对物料的变化情况，分析各量之间的关系，列数学关联式进行计算。当已知原料量，欲求产品量时，则顺流程自前向后推算。反之，已知生产任务（年产量或每小时产量），欲求所需原料量，则逆流程由后向前推算。对复杂的化工过程以顺流程计算较为简单。计算时应采用统一的计量单位。

7. 整理计算结果

对划定范围的计算结束后，需要将物料衡算的结果加以整理，列出物料衡算表（见表 3-1）。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。

表 3-1 物料衡算一览表

序号	物料名称	进料		出料	
		kg/h(或 kmol/h)	w(或 x)	kg/h(或 kmol/h)	w(或 x)
1					
2					
3					
⋮					
合计					

通过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。

8. 绘制物料流程图

全部物料衡算结束后，便可着手绘制物料流程图。该图的最大优点是查阅方便，各物料在流程中位置与相互关系清楚。因此，除极简单的情况下用表格表示外，多数都采用物料流程图来表示。并将此图编入设计文件。

二、连续过程的物料衡算

连续过程的物料衡算可以按前述步骤进行，方法有以下几种。

1. 直接求算法

物料衡算中，对反应比较简单或仅有一个反应而且仅有一个未知数的情况，可以通过化学计量系数直接求算。

对于包括几个化学反应的过程，其物料衡算应该依物料流动的顺序分步进行。为此，必须清楚过程的主要反应和必要的工艺条件，将过程划分为几个计算部分依次计算。计算中的基准一般选择一个基准，有时也用多个基准，但选多个基准时结果要进行换算。

2. 利用结点进行衡算

在化工生产中，常常会有某些产品的组成需要用旁路调节才能送往下一个工序的情况，这时就要利用结点进行衡算。常见的三股物流的交叉点如图 3-1 所示，还有多股物流的情况。利用结点进行衡算是一种计算技巧，对任何过程的衡算都适用。

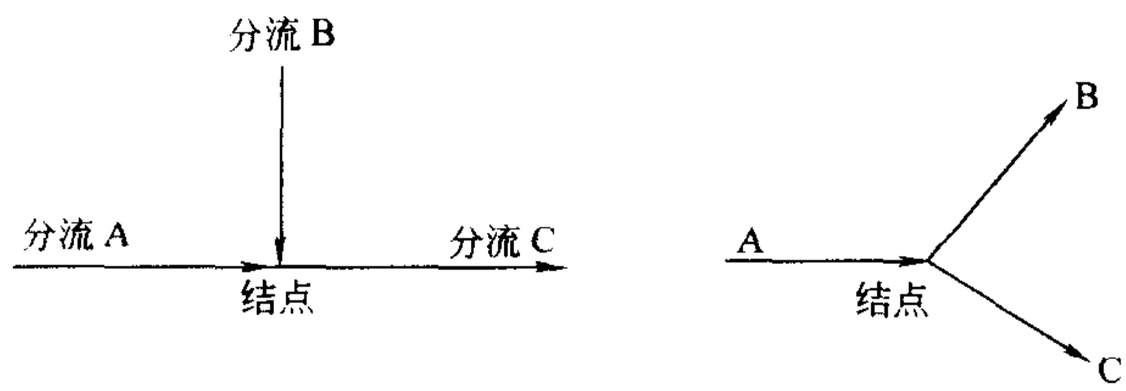


图 3-1　三股物流交叉点示意图

3. 利用联系组分进行物料衡算

生产过程中常有不参加反应的物料，称这种物料为惰性物料。由于它的数量在反应器的进、出物料中不变化，可以利用它和其他物料在组分中的比例关系求取其他物料的数量。这种惰性物料就是衡算联系物。

利用联系物做物料衡算可以简化计算。有时在同一系统中可能有数个惰性物质，可联合采用以减少误差。但要注意当某些惰性物质数量很少，且组分分析相对误差很大时，则不宜选用此惰性物质作联系物。

三、间歇过程的物料衡算

间歇过程的物料衡算同样应按物料衡算的步骤进行。但必需建立时间平衡关系，即设备与设备之间处理物料的台数与操作时间要平衡，才不至于造成设备之间生产能力大小相差悬殊的不合理状况。可是往往因化工单元过程影响因素不同，以及间歇过程和连续过程同时采用，在进行时间平衡时，需考虑不均衡系数，而不均衡系数的选取则应根据生产中的实际情况和经验数据来决定。

对间歇过程的物料衡算，收集数据时要注意整个工作周期的操作顺序和每项操作时间，把所有操作时间作为时间平衡的单独一项加以记载。同时，还可以根据生产周期的每项操作时间来分析影响提高生产效率的关键问题。

四、循环过程的物料衡算

在化工生产中，循环过程比较多见，如部分产品的循环（如回流）；未反应原料分离后再重新参加反应等。目的是维持操作、控制产品质量、降低原料消耗、提高原料利用率等。为此，作为一个专题加以阐述。

1. 循环过程

图 3-2 表示的是一典型的稳定循环过程。结合该图可以针对总物料或其中的某种组分进

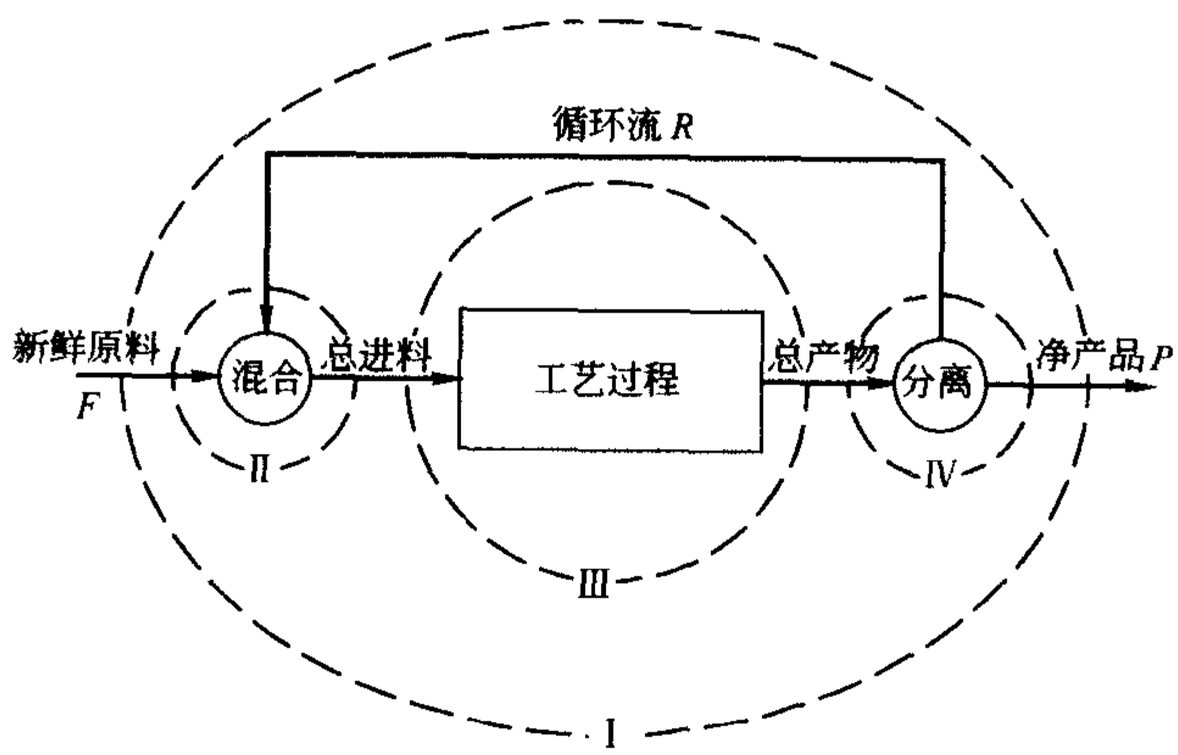


图 3-2　循环过程的工艺过程

行物料衡算。虚线指明了物料平衡有四种表达方式。

Ⅰ表示将再循环流包含在内的整个过程，即进入系统的新鲜原料量 F 与自系统排出的净产品量 P 互相平衡。由于在计算中不涉及循环流量 R 的值，所以不能利用这个平衡去直接计算 R 的值。

Ⅱ表示新鲜原料 F 与循环物料 R 混合以后的物料，同进入工艺过程的总进料流之间的物料平衡。

Ⅲ表示工艺过程的物料平衡，即总进料与总产物流之间的平衡。

Ⅳ表示总产物流与它被分离后所形成的净产品流 P 和循环流 R 之间的平衡关系。

以上四种平衡中只有三种是独立的。平衡Ⅱ与平衡Ⅳ包含了循环流 R，可以利用它们分别写出包含 R 的一个联合Ⅱ与Ⅲ或联合Ⅳ与Ⅲ的物料平衡用于平衡计算。当工艺过程中发生化学反应时，应将化学反应方程式和转化率等结合平衡一道考虑。

在具有化学反应的循环连续过程中常常遇到总转化率和单程转化率，其定义式分别为：

$$\text{总转化率}=\frac{\text{进入系统的新鲜原料量}-\text{自系统排出物料中未反应的原料量}}{\text{进入循环系统的新鲜原料量}}\times 100\% \quad (3\text{-}5)$$

$$\text{单程转化率}=\frac{\text{进入反应器的总原料量}-\text{自反应器排出的物料中未反应的原料量}}{\text{进入反应器的总原料量}}\times 100\% \quad (3\text{-}6)$$

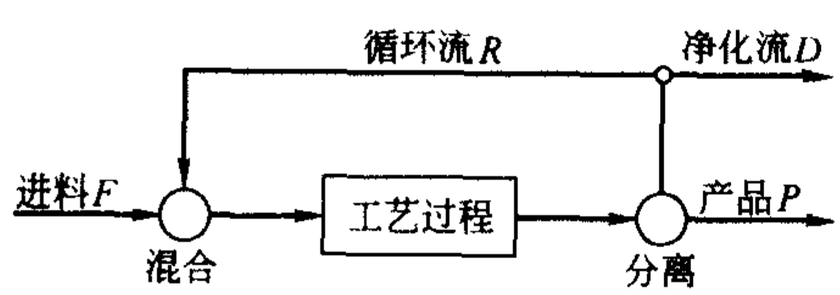
从两个定义式中可以看出，两者的基准是不同的。因此，在进行物料衡算时一定不要混淆。当新鲜原料中含有一种以上物料时，必须针对每个组分来计算它的总转化率。

具有循环过程的物料衡算方法通常有代数法、试差法和循环系数法等。

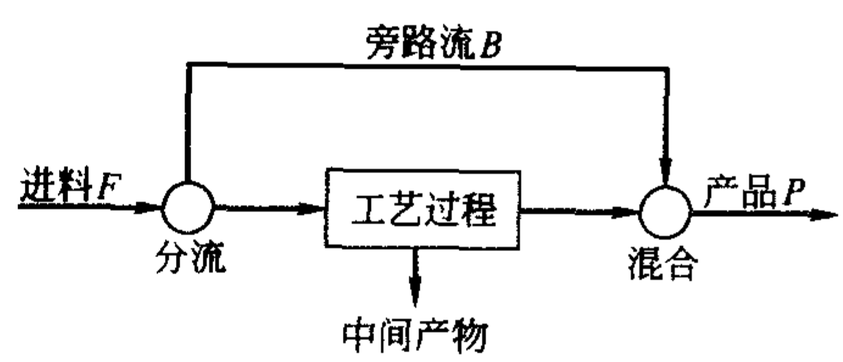
当循环物料先经过提纯处理，使组成与新鲜原料基本相同时，则无需按连续过程计算，从总进料中扣除循环量即求得所需的新鲜原料量。当原料、产品和循环流的组成已知时，采用代数法较为简便。当未知数多于所能列出的方程式数时，可用试差法求解。

2. 其他类型循环过程

如图 3-3（a）所示为净化循环过程；如图 3-3（b）所示为旁路流程过程。其物料均可通过前面提到的几种方法来解决。



(a) 净化循环过程



(b) 旁路流程

图 3-3 净化循环过程与旁路流程过程

除了上述循环过程外，还有双循环、多循环以及循环圈相套的工艺过程。还有如图 3-4 所示的复杂循环过程。

对于这些复杂的过程进行物料衡算时，要注意以下几点。

① 按流程顺序进行计算，这样有利于简化。初始值应设在靠近起始处，因为进料往往可以确知一部分或全部数据，就有条件按流程从头向尾部展开计算。如图 3-4（a）中，将初始值设在 S_4 物流就能满足这一要求。

② 鉴别循环圈和组，有针对性确定计算方法。对于循环圈，则应考虑如何合理假设初

始值；若把过程分为若干组，应将这些组分割开来分别计算。如图 3-4（a）中所示，把过程分成 A、B 两组，分别依次计算，继之，判定 A 组和 B 组内各有一股循环流，即各成一个循环圈。此外，先从 A 组 S_4 物流处算起，依次进行，待 A 组计算完毕后，利用输入到 B 组的 S_5 物料，再将 S_9 假定初值进行 B 组计算。依次类推，直至解出所求各值。

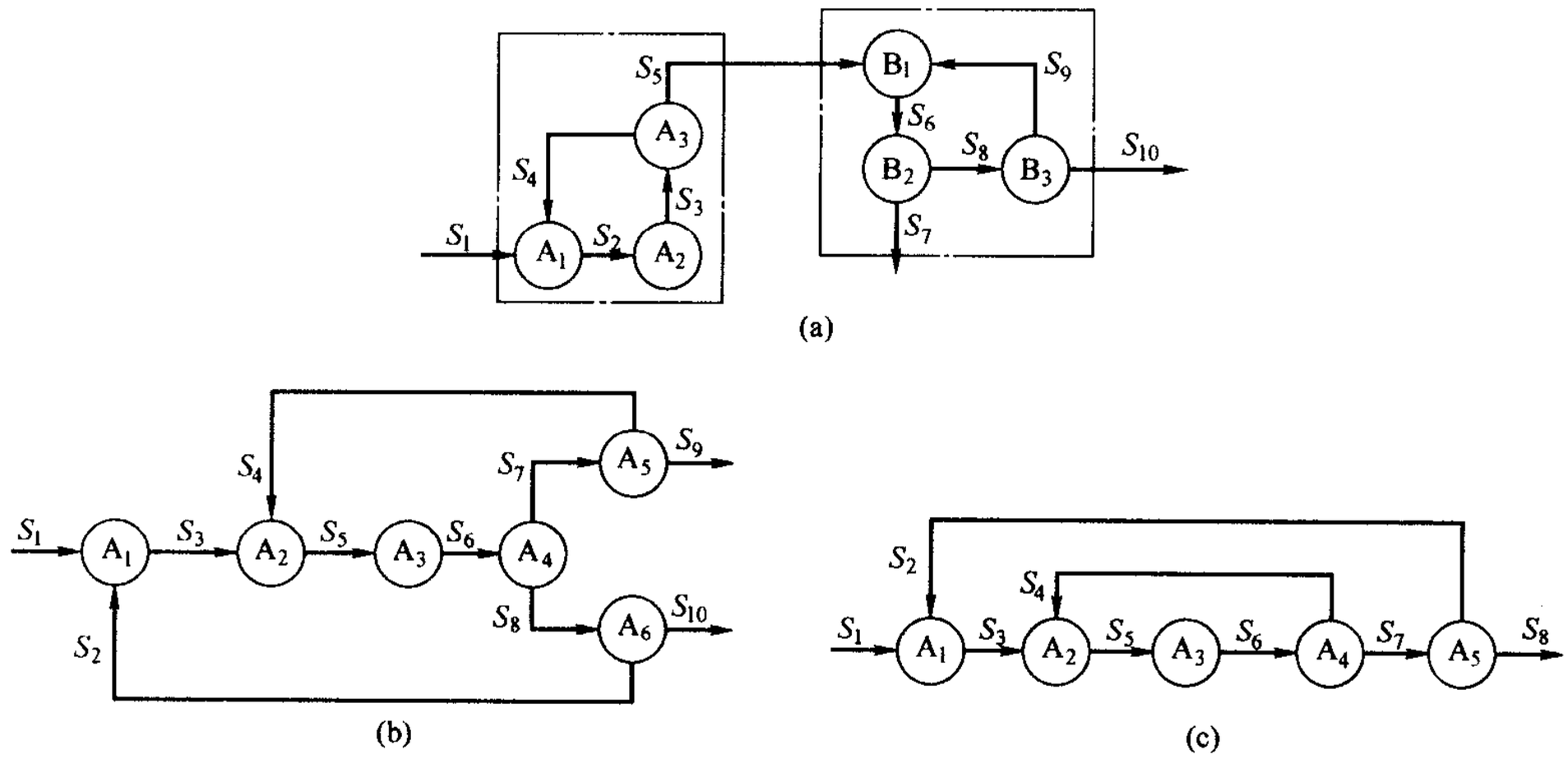


图 3-4 几种不同类型的循环过程

③ 按计算时间最少的原则确定在哪个部位假定初值。以总变量个数最少，分裂物流数最少的原则去设定初值，这样可以减少工作量。如图 3-4（b）中所示，带有两个循环圈的过程，可以在 S_3 物流处设定初值，此时未知量的数目比在 S_4、S_5 两物流处同时设定初值的未知量数目要少。

五、计算举例

乙烯直接水合制乙醇过程的物料衡算。

1. 流程示意图（见图 3-5）

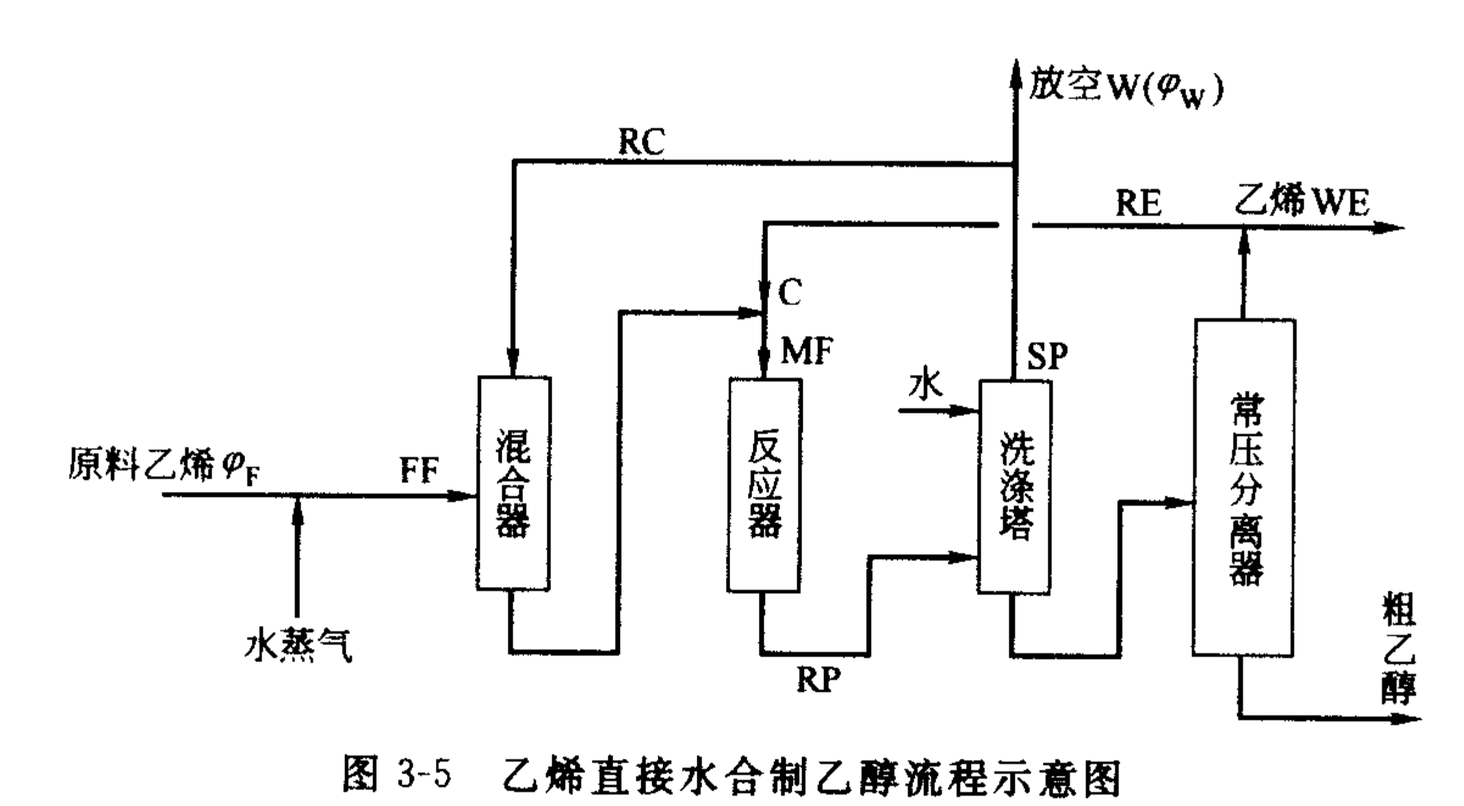


图 3-5 乙烯直接水合制乙醇流程示意图

2. 乙烯直接水合制乙醇的反应方程式

主反应： $C_2H_4 + H_2O \longrightarrow C_2H_4OH$

副反应： $2C_2H_4 + H_2O \longrightarrow (C_2H_5)_2O$

$nC_2H_4 \longrightarrow$ 聚合物

$$C_2H_4 + H_2O \longrightarrow CH_3CHO + H_2$$

3. 确定计算任务

通过对该系统进行物料衡算，求出循环物流组成、循环量、放空气体量、C_2H_4 总转化率和乙醇的总收率，生成 1t 乙醇的乙烯消耗定额（乙醇水溶液蒸馏时损失乙醇 2%）。

4. 基础数据

原料乙烯组成（体积分数）：乙烯 96%，惰性物 4%；

进入反应器的混合气组成（干基，体积分数）：C_2H_4 85%，惰性物 13.98%，H_2 1.02%；

原料乙烯与水蒸气的摩尔比为 1∶0.6；

乙烯单程转化率（摩尔）：5%（其中生成乙醇占 95%，生成乙醚、聚合物各占 2%，生成乙醛占 1%）；

洗涤过程产物气中 C_2H_4 溶解 5%；

常压分离出的乙烯 5%进入循环气体中，95%作别用。

5. 确定计算基准

以 100mol 干燥混合气为计算基准。

6. 展开计算

条件中已经给出进入反应器的混合气体的组成及转化率，所以以反应器为衡算体系，由前向后推算。

(1) MF 处混合气（反应器入口）各组分量

C_2H_4：85mol；惰性物：13.98mol；H_2：1.02mol

(2) 反应器出口各组分量

经过反应器转化的乙烯	85×5%=4.25mol
其中生成乙醇	4.25×95%=4.04mol
生成乙醚	4.25×2%×0.5=0.04mol
生成聚合物	4.25×2%=0.085mol
生成乙醛	4.25×1%=0.04mol
生成氢气	4.25×1%=0.04mol
出口氢气总量	1.02+0.04=1.06mol
未反应的乙烯	85×(1−5%)=80.75mol
惰性组分量	13.98mol

(3) SP 处（洗涤塔出口）气体各组分量

未溶解的乙烯量	80.75×(1−95%)=76.7mol
SP 处气体各组分量	76.7+13.98+1.06=91.75mol
SP 处气体组成（摩尔分数）	C_2H_4：83.6%；惰性物：15.24%；H_2：1.16%

(4) RE 处循环的纯乙烯量（即溶解乙烯的 5%）

溶解乙烯量	80.75×5%=4.04mol
纯乙烯循环量	4.04×5%=0.20mol

(5) WE 处乙烯量　　4.04−0.20=3.84mol

(6) RC 处循环气体各组分量

设：洗涤塔出口放空气体量为 φ_W 摩尔，新鲜原料气加入量为 φ_F 摩尔。

则：RC 处循环气体各组分量

乙烯：$76.71-\varphi_W\times83.6\%$

惰性组分：$13.98-\varphi_W\times15.24\%$

氢气：$1.06-\varphi_W\times1.16\%$

结点 C 处平衡 $RC+RE+FF=MF$

乙烯平衡 $76.71-\varphi_W\times83.6\%+0.20+\varphi_F\times96\%=85$ ①

惰性组分平衡 $13.98-\varphi_W\times15.24\%+\varphi_F\times96\%=13.98$ ②

联立解①、②方程式得 $\varphi_W=2.87\text{mol}$

$\varphi_F=10.93\text{mol}$

W 处放空气体各组分量：

乙烯：2.4mol；惰性组分：0.44mol；氢气：0.03mol

RC 处循环气体各组分量：

乙烯：74.31mol；惰性组分：13.54mol；氢气：1.03mol

总合为：88.88mol

(7) 总循环量（RE+RC） $88.88+0.20=89.08\text{mol}$

(8) 加入水蒸气量 $0.6\times10.93=6.56\text{mol}$

(9) 乙烯转化率

原料气中乙烯量： $10.93\times96\%=10.49\text{mol}$

放空乙烯+溶解乙烯的 95%： $2.4+3.84=6.24\text{mol}$

乙烯转化率： $\frac{10.49-6.24}{10.49}\times100\%=40.5\%$

(10) 乙醇的总收率 $40.5\%\times95\%=38.5\%$

(11) 消耗定额 生产每吨乙醇消耗乙烯量（标准状态）

$$\frac{1000}{1-2\%}\times\frac{1}{46}\times\frac{1}{38.5\%}\times\frac{1}{96\%}\times22.4=1344\text{m}^3$$

第二节 热量衡算

物料衡算之后便可以进行热量衡算，两者同是设备计算及其他工艺计算的基础。热量衡算是能量衡算的一种，全面的能量衡算包括热能、动能、电能等。

一、热量衡算的目的和任务

热量衡算以能量守恒定律为基础，即在稳定的条件下，进入系统的能量必然等于离开系统的能量和损失能量之和。通过计算传入或传出的热量，确定加热剂或冷却剂的消耗量以及其他能量的消耗；计算传热面积以决定换热设备的工艺尺寸；确定合理利用热量的方案以提高热量综合利用的效率。

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，当各工序或单元操作之间有热量交换时，必须做全过程的热量衡算。

热量衡算的基本过程是在物料衡算的基础上进行单元设备的热量衡算（在实际设计中常

与设备计算结合进行），然后再进行整个系统的热量衡算，尽可能做到热量的综合利用，如果发现原设计中有不合理的地方，可以考虑改进设备或工艺，重新进行计算。

二、单元设备的热量衡算

单元设备的热量衡算就是对一个设备根据能量守恒定律进行热量衡算。内容包括计算传入或传出的热量，以确定有效热负荷；根据热负荷确定加热剂（或冷却剂）的消耗量和设备必须满足的传热面积。

（一）方法与步骤

（1）画出单元设备的物料流向及变化示意图。

（2）根据物料流向及变化，列出热量衡算方程式

$$\sum Q=\sum H_{出}-\sum H_{进} \tag{3-7}$$

式中 $\sum Q$——设备或系统与外界环境各种换热量之和，其中常常包括热损失（低温时是传入的热量），kJ；

$\sum H_{出}$——离开设备或系统各股物料的焓之和，kJ；

$\sum H_{进}$——进入设备或系统各股物料的焓之和，kJ。

此外，在解决实际问题中，热平衡方程式还可以写成如下形式：

$$Q_1+Q_2+Q_3+\cdots=Q_{\mathrm{I}}+Q_{\mathrm{II}}+Q_{\mathrm{III}}+\cdots \tag{3-8}$$

式中 Q_1——所处理的各股物料带入设备的热量，kJ；

Q_2——由加热剂（或冷却剂）传给设备和物料的热量，kJ；

Q_3——各种热效应如化学反应热、溶解热等，kJ；

Q_{I}——离开设备各股物料带走的热量，kJ；

Q_{II}——加热设备消耗的热量，kJ；

Q_{III}——设备的热损失，kJ。

（3）搜集有关数据 主要收集已知物料量、工艺条件（温度、压力）以及有关物性数据和热力学数据，如比热容、汽化潜热、标准生成热等。

（4）确定计算基准温度 在进行热量衡算时，应确定一个合理的基准温度，一般以273K（0℃）和298K（25℃）为基准温度。其次，还要确定基准相态。

（5）各种热量的计算

① 各种物料带入（出）的热量 Q_1 和 Q_{I} 的计算。

$$Q=\sum m_i c_{pi}\Delta t_i \tag{3-9}$$

式中 m_i——物料的质量，kg；

c_{pi}——物料的比热容，kJ/(kg·K)；

Δt_i——物料进入或离开设备的温度与基准温度的差值，K。

② 过程热效应 Q_3 的计算。过程的热效应可以分为两类：一类是化学反应热；另一类是状态热。这些数据可以从手册中查取或从实际生产数据中获取，也可按有关公式求得。

③ 加热设备消耗的热量 Q_{II} 的计算。

$$Q_{\mathrm{II}}=\sum m_w c_{pw}\Delta t_w \tag{3-10}$$

式中 m_w——设备各部分的质量，kg；

c_{pw}——设备各部分物料的比热容，kJ/(kg·K)；

Δt_w——设备各部分加热前、后的平均温度，K。

计算时，m_w 可估算，c_{pw}可在手册中查取。对于连续设备，$Q_{Ⅱ}$ 可忽略，间歇过程必须计算。

④ 设备热损失 $Q_{Ⅲ}$ 的计算。

$$Q_{Ⅲ}=\sum A\alpha_T(t_w-t_0)\tau \tag{3-11}$$

式中 A——设备散热表面积，m^2；

α_T——散热表面对周围介质的传热系数，$kJ/(m^2 \cdot h \cdot K)$；

t_w——设备壁的表面温度，K；

t_0——周围介质的温度，K；

τ——过程的持续时间，h。

当周围介质为空气作自然对流时，而壁面温度 t_w 又在 323～627K 的范围内，可按下列经验公式求取 α_T

$$\alpha_T=8+0.05t_w \tag{3-12}$$

有时根据保温层的情况，热损失 $Q_{Ⅲ}$ 可按所需热量的 10%左右估算。如果整个过程为低温，则热平衡方程式的 $Q_{Ⅲ}$ 为负值，表示冷量的损失。

⑤ 传热剂向设备传入或传出的热量 Q_2 的计算。

Q_2 在热量衡算中是待求取的数值。当 Q_2 求出以后，就可以进一步确定传热剂种类（加热剂或冷却剂）、用量及设备所具备的传热面积。若 Q_2 为正值，则表示设备需要加热；若 Q_2 为负值，表示需要从设备内部取出热量。

(6) 列出热量平衡表。

(7) 传热剂用量的计算 化工生产过程中，传入传出设备的热量往往是通过传热剂按一定方式来传递的。因此，对传热剂的选择及用量的计算是热量计算中必不可少的内容。

① 加热剂用量的计算。在化工生产中常用的加热剂有水蒸气、烟道气、电能，有时也用联苯醚等有机载热体等。

a. 间接加热时水蒸气消耗量的计算：

$$m_D=\frac{Q_2}{I-c_pt} \tag{3-13}$$

式中 I——水蒸气热焓，kJ/kg；

c_p——水的比热容，$kJ/(kg \cdot K)$；

t——冷凝水温度（常取水蒸气温度），K。

b. 燃料消耗量的计算：

$$m_B=\frac{Q_2}{\eta_T Q_T} \tag{3-14}$$

式中 η_T——燃烧炉的热效率；

Q_T——燃料的发热值，kJ/kg。

c. 电能消耗量的计算

$$E=\frac{Q_2}{860\eta} \tag{3-15}$$

式中 η——电热设备的电功效率（一般取 0.85～0.95）。

② 冷却剂消耗量的计算。常见的冷却剂为水、空气、冷冻盐水等，可按下式计算：

$$m_w = \frac{Q_2}{c_{p0}(t_{in} - t_{out})} \tag{3-16}$$

式中 c_{p0}——冷却剂比热容，kJ/(kg·K)；

t_{in}——冷却剂进口温度，K；

t_{out}——冷却剂出口温度，K。

(8) 传热面积的计算 在化工生产中，温度是重要的因素。为了及时地控制过程中的物料温度，使整个生产过程在适宜的温度下进行，就必须使所用的换热设备有足够的传热面积，传热面积的计算通常由热量衡算式算出所传递的热量 Q_2，再根据传热速率方程求取传热面积。

$$Q_2 = KA\Delta t_m \tag{3-17}$$

由式（3-17）得

$$A = \frac{Q_2}{K\Delta t_m} \tag{3-18}$$

式中 K——传热系数，kJ/(m²·h·K)；

Δt_m——传热剂与物料之间的平均温度差，K；

A——传热面积，m²。

间歇过程传热量往往随时间而变化，在计算传热面积时，要考虑到反应过程吸热（或放热）强度不均匀的特点，应以整个过程中单位时间传热量最大的阶段为依据，也就是说反应设备传热面积应按过程中热负荷最大阶段的传热速率来决定。所以在计算传热面积时，必须先计算整个过程多个阶段的热量，通过比较才能决定热负荷最大的阶段，从而确定传热面积的大小。

（二）注意事项

① 根据物料走向及变化具体了解和分析热量之间的关系，然后根据能量守恒定律列出热量关系式。式（3-8）适用于一般情况。由于热效应有吸热和放热，有热量损失和冷量损失，所以式中的热量将有正、负两种情况，故在使用时须根据具体情况进行分析。另外，计算过程中有些热量很小的可忽略不计。

② 弄清过程中存在的热量形式，确定需要收集的数据。化工过程中的热效应数据（包括反应热、溶解热、结晶热等）可以直接从有关资料、手册中查取。

③ 计算结果是否符合实际，关键在于能否收集到可靠的数据。

④ 间歇操作设备常用 kJ/台为计算基准。因热负荷随时间而变化，所以可用不均衡系数换算成 kJ/h，不均衡系数则应根据具体情况取经验值，换算公式为：

$$Q = \frac{Q_2 \times \text{不均衡系数}}{\text{小时/台}} \tag{3-19}$$

此外，间歇操作时还应计算加热（冷却）设备的热量 Q_5。

三、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（工段）和全厂（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。

1. 系统热量平衡的作用

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。

通过各设备加热（冷却）利用量计算，把各设备的水、电、汽、燃料的用量进行汇总。求出每吨产品的动力消耗定额如表 3-2 所示，每小时、每昼夜的最大用量以及年消耗量等。

表 3-2 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	备注
				最大	平均	最大	平均		
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10

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，消耗系数须根据实际情况确定。

动力规格指蒸汽的压力、冷冻盐水的进、出口温度等。

2. 系统热量平衡计算步骤

系统热量平衡计算步骤与单元设备的计算步骤基本相同。

第三节 典型设备工艺设计与选型

设备计算与选型是在物料衡算和热量衡算的基础上进行的，其目的是决定工艺设备的类型、规格、主要尺寸和台数，为车间布置设计、施工图设计及非工艺设计项目提供足够的设计数据。

由于化工过程的多样性，设备类型也非常多，所以，实现同一工艺要求，不但可以选用不同的操作方式，也可以选用不同类型的设备。当单元操作方式确定之后，应根据物料平衡所确定的物料量以及指定的工艺条件（如操作时间、操作温度、操作压力、反应体系特征和热平衡数据等），选择一种满足工艺要求而效率高的设备类型。定型产品应选定规格型号，非定型产品要通过计算以确定设备的主要尺寸。

一、设备设计与选型的基本要求

化工设备是化工生产的重要物质基础，对工程项目投产后的生产能力、操作稳定性、可靠性以及产品质量等都将起着重要的作用。因此，对于设备的设计与选型要充分考虑工艺上的要求；要运行可靠，操作安全，便于连续化和自动化生产；要能创造良好工作环境和无污染；便于购置和容易制造等等。总之，要全面贯彻先进、适用、高效、安全、可靠、省材和节资等原则。具体还要从技术经济指标与设备结构上的要求加以考虑。

1. 技术经济指标

化工设备的主要技术经济指标有：单位生产能力、消耗系数、设备价格、管理费用和产品总成本。

生产能力　是设备单位体积（或单位质量或单位面积）上单位时间内能完成的生产任务。因此，设备的生产能力要与流程设计的能力相适应，而且，效率要高。通常设备的生产能力愈高愈好，但其效率却常常与设备大小和结构有关。

消耗系数　是生产单位质量或单位体积产品消耗的原料和能量，其中包括原材料、燃料、蒸汽、水、电等。一般来说，消耗系数愈低愈好。

设备价格　直接影响工程投资。一般要选择价格便宜、制造容易、结构简单、用材不多的设备，但要注意设备质量和生产效率。

设备的管理费用　包括劳动工资、维护和检修费用等。要尽量选用管理费用低的设备，以降低产品成本。

产品总成本　是化工企业经济效益的综合反映。一般要求产品的总成本愈低愈好。实际上该项指标是上述各项指标的综合反映。

2. 设备结构要求

化工设备除了满足上述要求之外，在结构上还应满足下述各项要求。

① 化工设备及构件应满足强度与刚性的要求，达到规定的标准。

② 设备的耐久性主要取决于设备被腐蚀的情况。一般化工设备的使用年限为 10～20 年，而高压设备为 20～25 年。

③ 密封性对化工设备是一个很重要的问题，特别在处理易燃、易爆、有毒介质时尤为重要。要根据有毒物质在车间的允许浓度来确定设备的密封性。

④ 在用材和制造上，要尽量减少材料用量，特别是一些贵重材料。同时又要尽量考虑制造方便，减少加工量，力求降低设备的制造成本。

还要考虑方便安装、操作及维修；考虑设备的尺寸和形状与方便运输等问题。

二、设备设计的基本内容

设备设计的基本内容主要是定型（或标准）设备的选择，非定型（非标准）设备的工艺计算等。

（一）定型设备的选择

定型设备的选择除了要符合上述基本要求外，还要注意以下两个问题。

首先，根据设计项目规定的生产能力和生产周期确定设备的台数。运转设备要按其负荷和规定的工艺条件进行选型；静设备则要计算其主要参数，如传热面积、蒸发面积等，再结合工艺条件进行选型。设备选型可参照国家标准图集或有关手册和生产厂家的产品目录、说明书等进行选择。

其次，在选型时要注意被选用设备的备品（件）供应情况；选用的设备在生产能力上，若无完全相适宜的，则选用偏高一级的，并应兼顾生产的发展；在满足工艺条件上考虑，也应从偏高一个等级的设备中选用。

下面就具体的典型设备加以选择。

1. 泵的选型

化工生产用泵的种类很多，并均有标准系列可查。表 3-3 为各种泵的特点简介，可供选型时参考。实际选泵时程序如下。

表 3-3 泵的类型与特点

指标 \ 类别	叶片式			容积式	
	离心式	轴流式	旋涡式	活塞式	转子式
液体排出状态	流率均匀			有脉冲	流率均匀
液体品质	均一液体（或含固体液体）	均一液体	均一液体	均一液体	均一液体
允许吸上真空高度/m	4～8	—	2.5～7	4～5	4～5
扬程（或排出压力）	范围大 10～600m（多级）	低 2～20m	较高，单级可达 100m 以上	范围大，排出压力 0.3～0.6MPa	
体积流量/(m^3/h)	范围大 5～30000	大 约 6000	较小 0.4～20	范围较大 1～600	
流量与扬程关系	流量减小扬程增大；反之，流量增大，扬程降低	同离心式	同离心式，但增率和降率较大（即曲线较陡）	流量增减排出压力不变，压力增减流量近似为定值（电动机恒速）	
构造特点	转速高，体积小，运转平稳，基础小，设备维修较易		与离心式基本相同，翼轮较离心式叶片结构简单，制造成本低	转速低，能力小，设备形庞大，基础大，与电动机联接复杂	同离心式泵
流量与轴功率关系	依泵比转数而定，当流量减少，轴功率减少	依泵比转数而定、当流量减少，轴功率增加	流量减少，轴功率增加	当排出压力定值时，流量减少，轴功率减少	

列出基础数据，包括：介质物性（介质名称、输送条件下的密度、黏度、蒸气压、腐蚀性及毒性）；介质中含有的固体颗粒种类、颗粒直径和含量；介质中气体含量（体积分数）；操作条件（温度、压力、流量）；泵所在位置的情况（包括环境温度、海拔高度、装置平立面布置要求等）。

确定流量和扬程：流量按最大流量计或正常流量的 1.1～1.2 倍计。扬程为所需的实际扬程，它依管网系统的安装和操作条件而定。所选泵的扬程值应大于所需的扬程值。

根据现有系列产品、介质物性和工艺要求初选泵的类型，再根据样本选出泵的型号。

一般溶液可选用任何类型泵输送；悬浮液可选用隔膜式往复泵或离心泵输送；黏度大的液体、胶体溶液、膏状物和糊状物时可选用齿轮泵、螺杆泵和高黏度泵，这几种泵在高聚物生产中广泛应用；毒性或腐蚀性较强的可选用屏蔽泵；输送易燃易爆的有机液体可选用防爆型电机驱动的离心式油泵等。

对于流量均匀性没有一定要求的间歇操作可用任何一类的泵；对于流量要求均匀的连续操作以选用离心泵为宜；扬程大而流量小的操作可选用往复泵；扬程不大而流量大时选用离心泵合适；流量很小但要求精确控制流量时可用比例泵，例如输送催化剂和助剂的场所。

此外，还需要考虑设置泵的客观条件，如动力种类和来源（电、蒸汽、压缩空气等），厂房空间大小、防火防爆等级等。

因离心泵结构简单，输液无脉动，流量调节简单，因此，除离心泵难以胜任的场合外，应尽可能选用离心泵。

泵的类型确定后，可以根据工艺装置参数和介质特性选择泵的系列和材料；根据泵的样本及有关资料确定其具体型号；按工艺要求核算泵的性能；确定泵的几何安装高度，确保泵在指定的操作条件下不发生汽蚀；计算泵的轴功率；确定泵的台数。

2. 换热器的选择

化工生产中换热器是应用最广泛的设备之一，其特征如表 3-4 所示（仅供选用时参考）。

表 3-4 各种形式换热器特征比较

传热形式	操作压力	设备型式	适宜使用范围		构造	流体的污浊程度	备注
			传热面积	流量			
管壁传热	低压至高压均可使用	列管式	小～大	小～大	固定管板型	壳程大 管程小	① 壳程一侧污浊程度小，可采用三角排列，污浊大则采用正方形排列 ② 壳程一侧传热系数小，可以采用加挡板和螺旋翅板来提高传热效果
					浮头型	壳程大 管程小	
					U 形管式	壳程大 管程小	
		套管式	小	小	可以清扫结构	大	① 用于传热面积小和流量小的场所 ② 成本低(趋于大型时成本增高) ③ 外管侧若传热系数小可加翅片来加强传热效果
					不能清扫结构	小	
		蛇管	小	小～中	—	管外大 管内小	管外侧传热系数小可加搅拌强化传热
板壁式传热	低至中压用	平板	小～中	小～中	凹凸板型	中	压力损失小，流速大，传热系数大
					翅片板型	小	
		螺旋板	小～大	小～大	—	大	① 适用于液体有部分发生状态变化的场合 ② 压力损失小，流速大，传热系数大

注：由于聚合物单体容易自聚堵塞设备，所以要选择易于清扫的流通空间。

选择换热器型式时，要根据热负荷、流量的大小，流体的流动特性和污浊程度，操作压力和温度，允许的压力损失等因素，结合各种换热器的特征与使用场所的客观条件来合理选择。

目前，国内使用的管壳式换热器系列标准有：固定管板式换热器（JB/T 4715—92）、立式热虹吸式再沸器（JB/T 4716—92）、钢制固定式薄管板列管换热器（HG 21503—92）、浮头式换热器、冷凝器（JB/T 4714—92）、U 形管式换热器（JB/T 4717—92）。设计时应尽量选用系列化的标准产品，这样可以简化设计过程。其选用的大体程序如下。

收集数据（如流体流量、进、出口温度，操作压力，流体的腐蚀情况等）；计算两股流体的定性温度，确定定性温度下流体的物性数据，如动力黏度、密度、比热容、热导率等；根据设计任务计算热负荷与加热剂（或冷却剂）用量；根据工艺条件确定换热器类型，并确定走管程、壳程的流体；计算平均温差 Δt_m 一般先按逆流计算，待后再校核；由经验初估传热系数 $K_{估}$；由 $A_{估}=Q/(K_{估}\ \Delta t_m)$ 计算传热面积 $A_{估}$；根据 $A_{估}$ 查找有关资料，在系列标准中初选换热器型号，确定换热器的基本结构参数；分别计算管、壳程传热膜系数，确定污垢热阻，求出传热系数 K，并与 $K_{估}$ 进行比较，若相差太大，则需要重新假设 K 值；有关图表查温度校正系数 ϕ；由传热基本方程计算传热面积 $A=Q/(K\phi\Delta t_m)$，使所选的换热器的传热面积为 A 的 1.15～1.25 倍；计算管、壳程压力降，使其在允许范围内。

（二）非定型设备的工艺计算

1. 精馏设备

化工生产中，精馏设备——塔设备是应用最广泛的非定型设备。由于用途不同，操作原理不同，所以塔的结构形式、操作条件差异很大。这里主要以精馏塔为例介绍塔的类型、性能、选型原则、设计方法与步骤等。

（1）多组分溶液精馏方案的选择　多组分溶液精馏方案按精馏塔中组分分离的顺序不同可以分为：按挥发度递减的顺序采出馏分的流程；按挥发度递增的顺序采出馏分的流程；按不同挥发度交错采出馏分的流程。

最佳分离方案的选择对于工艺流程的设计和精馏塔的设计都是非常关键的。一个好的分离方案应当具备合理利用能量、降低能耗；设备的投资少；生产能力大、产品质量稳定及操作简便等特点。

（2）冷凝器的流程与型式

常见冷凝器布置形式　如图 3-6 所示，主要有以下三种。

① 整体式。将冷凝器和塔联成一体，优点是占地面积少，节省冷凝器封头。缺点是塔顶结构复杂、检修不便，多用于冷凝器较小或凝液难以用泵输送以及用泵输送有危险的场合。如图 3-6（a）、（b）所示。

② 自流式。将冷凝器装在塔顶附近的台架上，其特点与整体式相近，凝液自流入塔，靠改变台架高低来获得回流和采出所需的位差。如图 3-6（c）所示。

③ 强制循环式。将冷凝器装在离塔顶较远的低处，用泵向塔内提供回流，在冷凝器和泵之间设置回流罐。如图 3-6（d）、（e）所示。大规模生产中多采用这种形式。

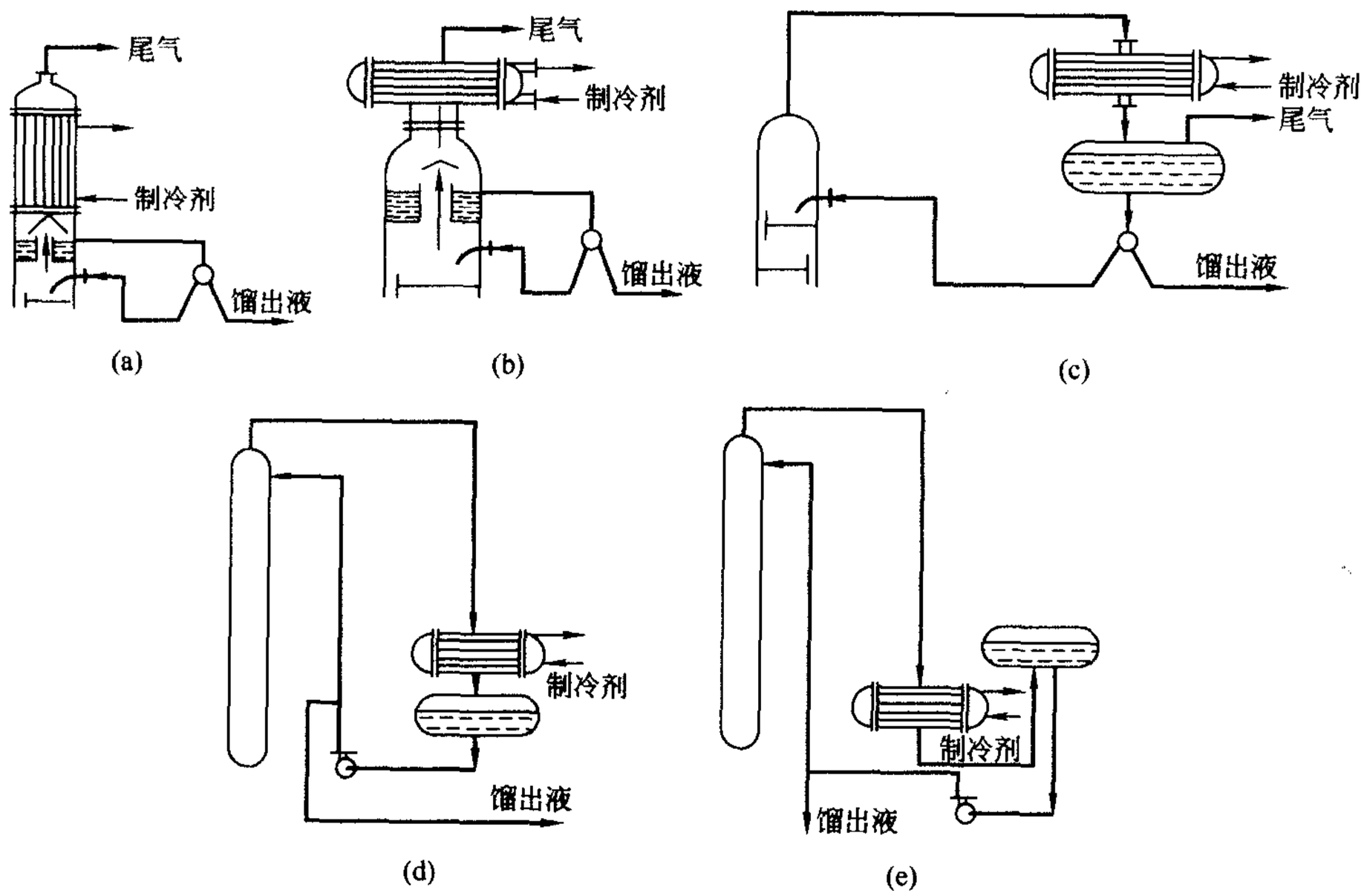


图 3-6　冷凝器的型式与流程

分凝与全凝　采用分凝或全凝依据下列因素确定。

① 塔顶出料的状态。如果塔顶产品在后续加工中以气态使用，同时，也能满足其他工

艺要求，此时应采用分凝形式以气相出料。反之，若要求得到液态产品时，应采用全凝形式以液态出料。

② 内回流控制。在采用分凝条件下，一般回流液的温度是泡点，也是蒸汽出料的露点，此时需要较多的回流液循环以增加回流。如果采用全凝，回流液是作为过冷液体送回塔内的，这时回流量的多少可由回流液温度来控制。

③ 分凝与全凝的比较。冷凝方式决定于采用的操作压力，所以要从投资费用和操作费用的经济角度考虑，对分凝和全凝按表 3-5 逐项进行比较。

表 3-5 分凝与全凝的比较

因 素	分 凝	全 凝	因 素	分 凝	全 凝
塔顶产品	蒸气	液体	塔板数	少	多
压力	较低	较高	塔壁厚	较薄	较厚
温度	相同	相同	处理能力①	小	大

① 处理能力以蒸汽速度计。

（3）再沸器的流程与型式 再沸器的流程与型式如图 3-7 所示。

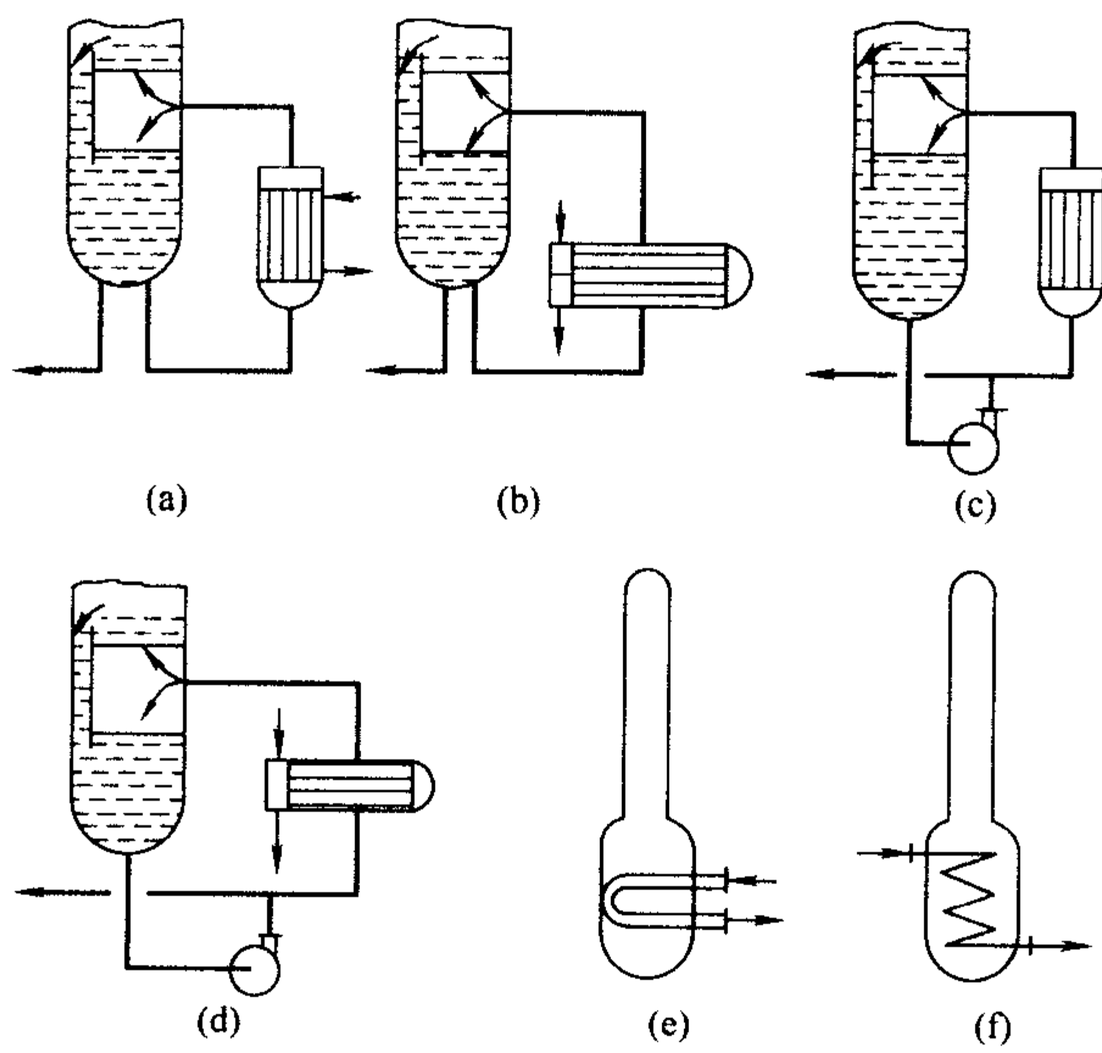


图 3-7 再沸器的流程与型式

立式再沸器（立式热虹吸循环型） 如图 3-7（a）所示。优点：传热效果好；釜液通过管内容易清洗，釜液在加热区停留时间短；加热剂通过管间，如采用不污染的加热剂，则可以用固定管板式换热器以降低换热器造价；再沸器与塔釜的配管短，配管中压力损失小，装置布置紧凑；占地面积小，基础简单；塔釜到再沸器之间的管路可安装流量计，易于调节。缺点：因一个塔在操作中不可能同时用几个再沸器，使釜液循环平均分配难，所以传热面积受到限制；为了使釜液具有能循环的压头，须使塔的裙座增高很多；再沸器蒸发效率高时体积膨胀率大，压力损失增加，所以限制蒸发率在 30%以下；为了保证热虹吸所需的压力平衡，塔底要装设堰板，以保持塔底部有一定液面。须防止液面调节阀工作失灵；当循环量大时，再沸器可相当于一块理论板。

卧式再沸器（卧式热虹吸循环型） 如图 3-7（b）所示。优点：传热面积比立式再沸器大；有效压头增大，循环量增大。另外，塔釜与再沸器之间管路可安装流量计，调节流量容

易。缺点：占地面积大，基础和附加费用高；釜液通过管间清洗困难，所以在釜液有污染和黏结性质时采用U形管插入卧式再沸器，以便能把管束从再沸器中抽出清洗；蒸发率限于30%以下；当循环量大时，再沸器可相当于一块理论板。

强制循环型再沸器　如图3-7（c）、（d）所示。优点：适用于不能自然循环的高黏稠液体或液压头不足的情况实行强制循环；能起到冲刷、抑制改善由结垢、聚合、结焦的釜液而恶化再沸器传热系数的作用，大规模装置的一个塔如同时使用几个再沸器时，通过泵控制流量可使釜液能在各再沸器内均匀分配；还可以在低蒸发率的操作条件下运行。缺点：因为要增加泵，所以固定费用和检修费用都较高，只有在自然循环不能操作的情况下才用强制循环。

内插式再沸器　如图3-7（e）、（f）所示。优点：不需要再沸器的筒体和循环系统的配管；釜液无泄漏问题；小塔径可用蛇管束。缺点：只限再沸器热负荷较小的情况采用；塔内部需装管束架；为了方便安装、拆卸管束必须设有大口径人孔或手孔；更换再沸器管束时必须停工，而塔外再沸器可在操作中更换不必停车。

（4）精馏设备的选型

精馏设备的型式很多，按塔内部主要部件不同可以分为板式塔与填料塔两大类型。板式塔又有筛板塔、浮阀塔、泡罩塔、浮动喷射塔等多种型式，而填料塔也有多种填料。在精馏设备选型时应满足生产能力大，分离效率高，体积小，可靠性高，满足工艺要求，结构简单，塔板压力降小的要求。

上述要求在实际中很难同时满足，应根据塔设备在工艺流程中的地位和特点，在设计选型时应满足主要要求。在表3-6中列出了各类塔板的性能，供选型时参考。

表3-6　各类塔板性能比较

项目	溢流板									穿流板			备注
	F形浮阀	十字架形浮阀	条形浮阀	筛板①	舌形板	浮动喷射塔板	圆形泡罩	条形泡罩	S形泡罩	栅板	筛孔板	波纹板	
液体和气体负荷高	4	4	4	4	4	4	2	1	3	4	4	4	
液体和气体负荷低	5	5	5	2	3	3	3	3	3	2	3	3	
弹性(稳定操作范围)	5	5	5	3	3	4	4	3	4	1	1	2	
压力降	2	3	3	3	2	4	0	0	0	4	3	3	符号说明
雾沫夹带量	3	3	4	3	4	3	1	1	2	4	4	4	0——不好
分离效率	5	5	4	4	3	3	4	3	4	4	4	4	1——尚可
单位设备体积的处理量	4	4	4	4	4	4	2	1	3	4	4	4	2——合适
制造费用	3	3	4	4	4	3	2	1	3	5	5	3	3——较满意
材料消耗	4	4	4	4	5	4	2	2	3	5	5	4	4——很好
安装和拆装	4	3	4	4	4	3	1	1	3	5	5	3	5——最好
维修	3	3	3	3	3	3	2	1	3	5	5	4	
污垢物料对操作的影响	2	3	2	1	2	3	1	0	0	2	4	4	

① 所给筛板塔指标与一些研究结果有出入。

在各种板式塔中，浮阀塔由于具有生产能力大，容易变动的操作范围大，塔板效率高，雾沫夹带量少，液面梯度小以及结构比较简单等优点，已在生产中得到了广泛应用。筛板塔由于结构简单，近年来又发展出大孔筛板、复合筛板和斜孔筛板等新板型，也得到了较广泛

的应用。我国近年来相继研究出许多新型塔板，如导向板、旋流塔板等，其允许气速和板效率都比较高，正在逐步推广应用。

填料塔一般常用拉西环填料，还有阶梯环、鞍形填料、波纹填料及网体填料等。

对各种形式塔板的成本费用做比较时，不仅考虑一层塔板的造价，还应当将塔板的效率和处理能力考虑在内，也就是从完成同一分离任务考虑，对塔的总投资来进行比较。

(5) 精馏塔工艺设计的一般步骤

①确定塔设计的基础数据。主要包括进料量及进料组成；产品要求（产品质量及收率）；进料状态（温度与相态）；冷却介质及冷却温度；塔设计时所需的物性数据，如气、液的密度、黏度、表面张力、液体的起泡性、对温度的敏感性等。②选择合适的工艺流程与设备型式。③收集或计算汽液平衡数据。④确定塔顶、塔底产品的组成及全部物料平衡。⑤确定塔的操作压力及温度。包括塔顶操作压力、塔顶温度、塔底温度、进料温度。⑥确定精馏塔结构尺寸。计算最小回流比；计算操作回流比和理论塔板数；计算进料位置；计算塔高和塔径；塔的结构设计与流体力学计算。

2. 反应器的选型与设计

反应器是化工生产中的关键设备，合理选择设计好反应器是有效利用原料；提高收率；减少分离装置的负荷，节省分离所需的能量；满足生产要求的一项必不可少的工作。

(1) 对反应器的工艺要求与设计要点

要满足反应动力学要求、热量传递的要求、质量传递过程与流体动力学过程的要求、工程控制的要求、机械工程的要求、技术经济管理要求。

(2) 反应器分类与选型

反应器的种类很多。按基本结构分类如下。

管式反应器 特点是传热面积较大，传热系数较高，流体流速较快，因此反应物停留时间短，便于分段控制以创造最适宜的温度梯度和浓度梯度。此外还有结构简单、耐高压等优点。管式反应器一般用于大规模的气相反应和某些液相反应，还可用于强烈放热或吸热的化学反应。

釜式反应器 特点是可间歇操作也可连续操作，停留时间可长可短，温度、压力范围可高可低，在停止操作时易于开启进行清理。釜式反应器一般用于有液相参加的化学反应，如液-固、液-液、液-气、液-固-气等化学反应。

固定床反应器和流化床反应器 其共同特点是气-固相间传热、传质面积大，传质、传热系数高，便于实现过程连续化和自动化。它们之间的区别是停留时间分布和温度分布不同。固定床与流化床反应器用于气-固相反应和气-固相的催化反应。

除了以上几种反应器之外，还有鼓泡式反应器、塔式反应器等。

鼓泡反应器主要用于气-液反应。

(3) 釜式反应器的结构

典型的釜式反应器结构如图 3-8 所示。主要由以下部件组成。

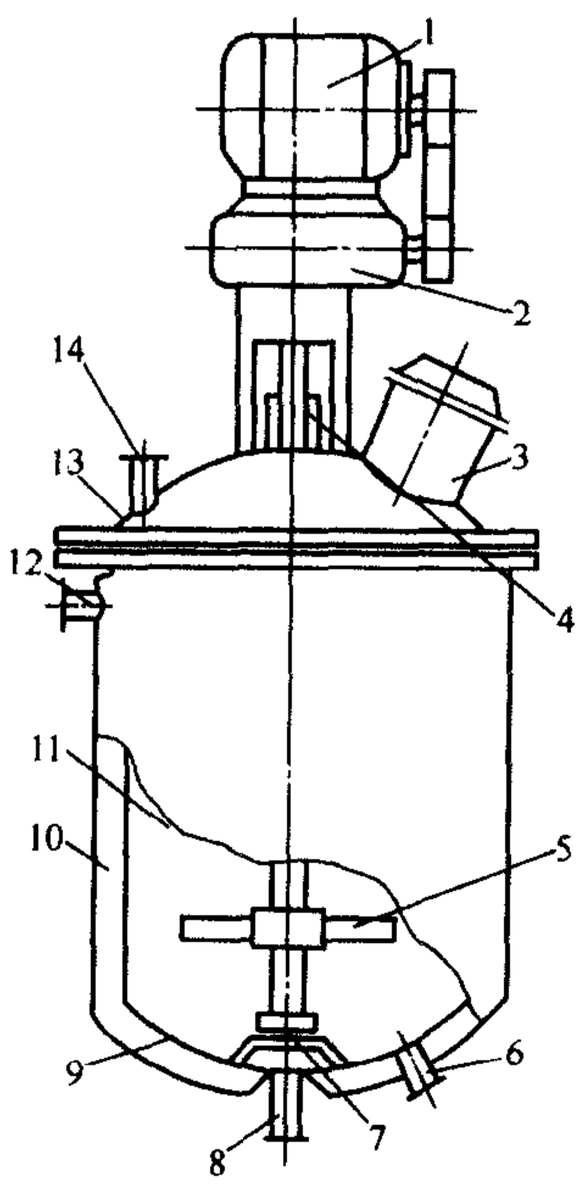


图 3-8 釜式反应器的基本结构

1—电动机；2—传动装置；3—人孔；4—密封装置；5—搅拌器；6,12—夹套直管；7—搅拌器轴承；8—出料管；9—釜底；10—夹套；11—釜体；13—顶盖；14—加料管

釜体及封头 提供足够的反应体积以保证反应物达到规定转化率所需的时间，并且有足够的强度、刚度和稳定性及耐腐蚀能力以保证运行可靠。

换热装置 有效地输入或移出热量，以保证反应过程最适宜的温度。

搅拌器 使各种反应物、催化剂等均匀混合，充分接触，强化釜内传热与传质。

轴密封装置 用来防止釜体与搅拌轴之间的泄漏。

工艺接管 为满足工艺要求，设备上开有各种加料口、出料口、视镜、人孔及测温孔等。其大小和安装位置均由工艺条件确定。

(4) 反应釜设计程序及计算方法

根据工艺流程特点确定反应釜的操作方式；收集包括反应物、生成物及其他组分的物性数据；计算依据如生产能力、转化率、反应时间、装料系数、温度、压力、密度等；物料衡算和热量衡算；反应釜体积的计算。

① 间歇反应釜的体积可由下式求得：

$$V_a=\frac{V_c\tau_{周}}{24N_p\varphi} \tag{3-20}$$

式中 V_a——反应器的实际体积，m^3；

V_c——每昼夜处理物料的体积量，m^3；

$\tau_{周}$——生产一个周期的时间，h；包括加料、反应、卸料及清洗设备等所用的时间；

φ——装料系数，液相反应时，φ一般取0.75～0.8；对易起泡和有气相参加的反应，φ取0.4～0.5；

N_p——生产中实际操作的反应釜台数。考虑到设备的检修和生产能力的后备，反应釜实际台数 $N=N_pn$； (3-21)

n——设备的安全系数或备用系数，通常在1.05～1.3范围内；若N_p大时，n可以取小些，反之可取大些。

② 连续反应釜的体积计算。若为满釜操作则有：

$$V_{N_p}=\frac{V_c\tau}{N_p} \tag{3-22}$$

式中 V_{N_p}——满釜操作时，每台设备体积（也是物料所占的体积），m^3；

V_c——每小时处理的物料量，m^3/台；

τ——物料平均反应时间，h；

N_p——满釜操作设备台数。同样，$N=N_pn$。

若为非满釜操作，其装料系数为φ，则每台设备的体积为：

$$V_c=\frac{V_{N_p}}{\varphi} \tag{3-23}$$

③ 反应釜直径D_i与筒体高（长）H的确定。根据釜总体积与筒体高径比γ（$\gamma=H/D_i$）即确定H、D_i的大小。即：

$$D_i=\sqrt[3]{\frac{V_a-V_{封}}{\pi/4\gamma}} \tag{3-24}$$

式中 V_a——每台反应釜的总体积，m^3；

$V_{封}$——封头容积，m^3；先算出D_i，据此D_i化整为公称尺寸D_i'，由此D_i'查手册，将查得的$V_{封}$容积代入上式计算；

γ——H/D_i筒体高径比。

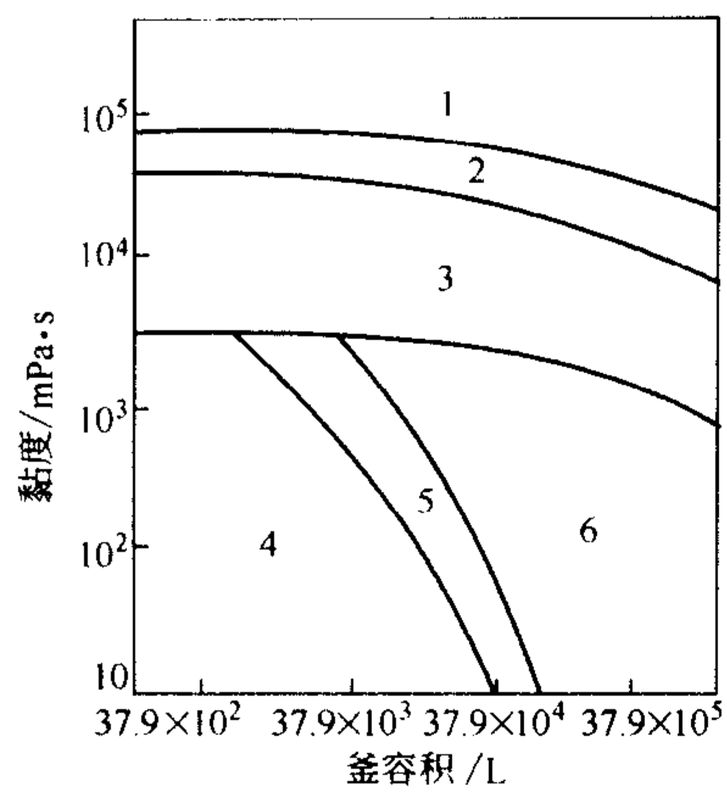


图 3-9 黏度、釜容积与搅拌器型式关系图

1—桨式改进型式；2—桨式；3—涡轮式；4—推进式（1750r/min）；5—推进式（1150r/min）；6—推进式（420r/min）

γ趋于 1 时，釜型趋于矮胖型，釜内液体表面更新容易，适用于间歇反应，这时单位釜容所消耗的钢材比γ大时要少。

γ增大时，釜型趋向细长型，此时单位釜容的夹套传热面积相应增大，有利于传热。同时，γ增大，对气体的吸收有利，还可以减少物料返混。但是，γ愈大同一釜容的轴愈长，加工愈难，支承要求也高，搅拌器结构亦复杂不易检修。

由于各种要求不同，所以，高径比没有统一的规定。一般高径比γ在 1～3 之间。还应注意由式（3-24）求得的D_i必须化整为公称尺寸再确定γ与H。

（5）搅拌器设计

选型　搅拌器的型式有桨式、涡轮式、推进式、框式（或锚式）、螺杆式及螺带式等。选择时，首先根据搅拌器型式与釜内物料容积及黏度的关系进行大致的选择，如图 3-9 所示和表 3-7 进行确定。也可以查有关标准系列手册确定。搅拌器的材质可根据物料的腐蚀性、黏度及转数等确定。

表 3-7　搅拌器型式选用

操作类别	控制因素	适用搅拌型式	D_i/D	H/D_i	层数及位置
调和(低黏度均相液体混合)	容积循环速率(液体循环流量)	推进式 涡轮式 要求不高时用桨式	推进式:3～4 涡轮式:3～6 桨式:1.25～2	不限	单层或多层、中央插 $C/D=1$ 桨式;$C/D=0.5\sim0.75$
分散(非均相液体混合)	液滴大小(分散度)容积循环速率	涡轮式	3～3.5	0.5～1	$C/D=1$
固体悬浮(固体颗粒与液体混合)	容积循环速率湍流强度	按固体大小,相对密度及含量决定用桨式、推进式或涡轮式	推进式:2.5～3.5; 桨式、涡轮式:2～3.2	0.5～1	根据固体粒度、含量及相对密度决定 C/D
气体吸收	剪切作用;高速率	涡轮式	2.5～4	1～4	单层或多层 C/D
传热	容积循环速率,流经传热面的湍流程度	桨式 推进式 涡轮式	桨式:1.25～2 推进式:3～4 涡轮式:3～4	0.5～2	
高黏度液体的搅拌	容积循环速率,低速率	涡轮式、锚式、框式、螺杆式、螺带式、桨式	涡轮式:1.5～2.5; 桨式:1.25 左右	0.5～1	
结晶	容积循环速率,剪切作用;低速率	按控制因素用涡轮式、桨式或改进型式	涡轮式:2～3.2	1～2	单层或多层,单层一般桨在 $H/2$ 处

确定搅拌器尺寸及转速n；计算搅拌器轴功率；计算搅拌器实际消耗功率；计算搅拌器的电机功率；计算搅拌轴直径。

（6）传热计算

A. 反应器换热方式及选择　反应釜的换热主要有夹套、内冷、外冷、溶剂蒸发、回流

冷却和直接加冷溶剂等方式。

① 夹套。是应用最广的方式。具有结构简单，不影响釜内流型等优点，所不足的是换热面积较小，传热系数不大。近年来采用了夹套内加螺旋板、安装喷嘴等方法来增加传热系数。

② 内冷管。当需要较大传热面积而夹套传热面积不足时，可在釜内增设列管、盘管、烛形换热管（插套式）等。但对容易粘壁、结疤的物料，釜内尽量不加或少加内冷管。

③ 外冷装置。有两种型式。物料外循环——将物料引出釜外经换热后又重新返回釜内，反复循环以调节釜温。对于低温粘壁、结块的物料不宜使用这种方法，防止堵塞管路。溶剂蒸发回流——溶剂或反应物在反应温度下气化吸收热量，蒸汽在釜外冷凝器中冷凝回流。若蒸汽中夹带有惰性气体应当排除。

④ 加冷却剂。通过冷却剂（或稀释剂或反应物料）来吸收热量从而达到调温的目的。使用冷料来达到反应釜内自冷却，还有助于克服高黏度物料传热不易的困难。但是，冷却剂会使反应物浓度降低，导致设备生产能力减小而溶剂回收费用增加，所以此法只适用于特殊情况。

上述各种方法的选择决定于：传热面积是否容易被沾污而需要清洗；所需传热面积的大小；传热介质泄漏可能造成的损害；传热介质的温度和压力。

B. 传热面积的计算　影响传热的因素有：釜的高径比，换热介质的进出口温度与流速，传热形式等。收集必要的数据即可利用传热方程（3-25）式来计算传热面积 A。

$$Q=KA\Delta t \tag{3-25}$$

式中　Q——单位时间加入或取出的热量，kJ/h；

Δt——载热体与反应物的温度差，K；

K——传热系数，kJ/(m^3 · h · K)。

(7) 轴密封装置

防止反应釜的跑、冒、滴、漏，特别是防止有毒害、易燃介质的泄漏，选择合理的密封装置非常重要。密封装置主要有如下两种。

① 填料密封。优点是结构简单，填料拆装方便，造价低。但使用寿命短，密封可靠性差。

② 机械密封。优点是密封可靠（其泄漏量仅为填料密封的 1%），使用寿命长，适用范围广、功率消耗少。但其造价高，安装精度要求高。

3. 蒸发设备

蒸发设备的选型主要考虑被蒸发溶液的性质，如黏度、发泡性、腐蚀性、热敏性和是否容易结晶或析出结晶等因素。

选型时注意如下几点：①蒸发热敏性物料时，应选用膜式蒸发器，以防止物料分解；②蒸发黏度大的溶液，为保证物料流速应选用强制循环型回转薄膜式或降膜式蒸发器；③蒸发易结垢或析出结晶的物料，可采用标准式或悬筐式蒸发器或管外沸腾式和强制循环型蒸发器；④蒸发发泡性溶液时，应选用强制循环型和长管薄膜式蒸发器；⑤蒸发腐蚀性物料时应考虑设备用材；如蒸发废酸等物料应选用浸没燃烧蒸发器；⑥对处理量小的或采用间歇操作时，可选用夹套或锅炉蒸发器，以便制造、操作和节约投资。

蒸发器的计算有蒸发水量、加热剂用量和蒸发器的传热面积。

4. 存贮设备

化工生产中需要存贮的有原料、中间产品、成品、副产品以及废液和废气等。常见的存贮设备有罐、桶、池等。有敞口的也有密封的；有常压的也有高压的；可根据存贮物的性质、数量和工艺要求选用。

一般固体物料，不受天气影响的，可以露天存放；有些固体产品和分装液体产品都可以包装、封箱、装袋或灌装后直接存贮于仓库，也可运销于厂外。但有一些液态或气态原料、中间产品或成品需要存贮于设备之中，按其性质或特点选用不同的存贮容器。大量液体的存贮一般使用圆形或球形贮槽；易挥发的液体，为防物料挥发损失，而选用浮顶贮槽；蒸气压高于大气压的液体，要视其蒸气压大小专门设计贮槽；可燃液体的存贮，要在存贮设备的开口处设置防火装置；容易液化的气体，一般经过加压液化后存贮于高压钢瓶中；难于液化的气体，大多数经过加压后存贮于高压球形贮槽或柱形容器中；易受空气和湿度影响的物料应存贮于密闭的容器内。

根据存贮物料的性质和工艺要求选择容器的形式和设备材料。

存贮量的确定 原料的存量要保证生产正常进行，主要根据原料市场供应情况和供应周期而定，一般以1～3个月的生产用量为宜；当货源充足，运输周期又短，则存量可以更少些，以减少存贮设备容积，节约投资。中间产品的存量主要考虑在生产过程中因某一前道工段临时停产仍能维持后续工段的正常生产，所以，一般要比原料的存量少得多；对于连续化生产，视情况存贮几小时至几天的用量，而对于间歇生产过程，至少要存贮一个班的生产用量。对于成品的存贮主要考虑工厂短期停产后仍能保证满足市场需求为主。

存贮容器适宜容积的确定 主要依据总存量和存贮容器的适宜容积确定存贮容器的台数。这里存贮容器的适宜容积要根据容器形式、存贮物料的特性、容器的占地面积，以及加工能力等因素进行综合考虑确定。

装料系数的确定 一般存放气体的容器的装料系数为1。而存放液体的容器装料系数一般为0.8。

存贮设备结构尺寸的确定 经过上述考虑后便可以具体计算存贮容器的主要尺寸，如直径、高度及壁厚等。

三、设备材料的选择

1. 介质的性质、温度和压力

选择设备的材质时，首先要了解处理介质的性质（包括：氧化性、还原性、介质的浓度、腐蚀性能）；其次是设备要承受的温度（高温、常温还是低温）。各种材料的耐温性能是不同的，一般随温度升高其耐温性能减弱。在低温下要考虑材料的脆性。最后还要考虑设备承受的压力（高压、中压、低压或真空）。一般压力愈高，要求材料的强度、耐腐蚀性能也愈好。

2. 设备的类型和结构

设备的类型和结构不同，其选用的材料也不同。例如，泵体及叶轮要求材料具有良好的抗磨性和铸造性能；而换热设备却要求材料具有良好的导热性能；产品的存贮设备要求材料表面清洁光滑且无腐蚀物产生等。

3. 材料价格和来源

选择设备材料时应注意价格便宜，来源容易。凡是能用碳钢和普通铸铁的设备就不用其他贵重材料。能使用耐腐蚀铸铁、低合金和无铬不锈钢，而少用高铬镍不锈钢。

4. 制造加工方便

在满足上述条件的基础上，还应考虑选用的材料制作容易，加工方便如可熔性、可焊性、可锻性、淬火性及切削加工性等。

四、编制设备及装配图一览表

对于非定型设备最后还要进行强度计算。有关压力容器的强度计算的详细内容可参阅有关压力容器设计、化工设备及容器等方面的资料。

当设备选型和设计计算结束后，将结果汇编成设备一览表，如表 3-8。对主要设备绘制总装配图。图上主要有视图、尺寸、明细栏（装配一览表）、管口符号和管口表、技术特性表、技术要求、标题栏及其他等。

表 3-8　设备一览表

序号	流程及布置图上的位号	设备名称和技术规格	型号或图号	计量单位	数量	材料	净重/kg		隔热及隔声		内壁防腐	管口方位图图号	备注
							单重	总重	型式代号	主要层厚度/mm			

	编制			设备一览表（例　表）	工程名称：设计项目：			
	校核							
日期	审核				专业		第　页	共　页

第四章　车间布置设计

车间布置设计是车间工艺设计的重要项目之一，车间布置设计是在工艺流程设计和设备选型完成后进行的。车间布置设计是否合理直接关系到基建投资，车间建成后是否符合工艺设计要求，生产能否在良好的操作条件下正常安全地运行，安装维修是否方便，以及车间管理、能量利用、经济效益等问题。

从车间布置设计开始，设计就进入各专业共同协作阶段，工艺专业在此阶段除集中主要精力考虑工艺设计本身的问题外，还要了解和考虑总图、土建、设备、仪表、电气、供排水及机修、安装、操作等各方面的需要；上述非工艺专业也同时提出各自对车间布置的要求。因此，车间布置设计是以工艺专业为主导，并在其他专业密切配合下集中各方面意见，最后由工艺专业人员汇总完成的。

车间布置包括车间各工段、各设施在车间场地范围内的平面布置和设备布置两部分，即车间平面布置和车间设备布置，二者一般是同时进行的，因为工艺设备布置草图是车间平面布置设计的前提，而最后确定的车间平面布置又是工艺设备布置定稿的依据。

第一节　车间平面布置

一、车间平面布置的内容与原则

1. 车间平面布置的内容

化工车间通常包括生产设施（生产工段、原料和产品仓库、控制室、露天堆场或贮罐区等）。生产辅助设施（除尘通风室、配电室、机修间、化验室等），生活行政设施（车间办公室、更衣室、浴室、卫生间等）及其他特殊用室（劳动保护室、保健室等）。

车间平面布置是将上述内容在平面上进行组合布置。

2. 车间平面布置的原则

车间平面布置适合全厂总图布置与其他车间、公用工程系统、运输系统结合成一有机整体；保证经济效益好，尽可能做到占地面积少，建设、安装费用少，生产成本低；便于生产管理、物料运输，操作维修方便；妥善解决好防火、防爆、防毒、防腐等问题，必须符合国家的各项有关法规；要考虑将来的扩建与增建的余地。

二、车间平面布置的方法

1. 资料准备

工艺流程图　表示车间组成、工段划分、物料的输送关系、主要设备特征，由此估算各工段的占地面积。

总图与规划设计资料　表明场地与道路情况，公用工程管路、污水排放点及有关车间的位置，由此可以从物料输送和各车间相互关联的角度确定车间各工段的位置；由气象资料，

如根据温度、雨量，再结合工艺要求与操作情况，决定装置能否露天布置；主导风向决定工段的相对位置，如：散发有害气体的工段应布置在下风向，泄漏的可燃气体不能吹向炉子，炉子排烟不能吹向压缩机房与控制室，冬季冷却塔水汽不能吹向建筑物或道路等。

根据有关的规范与标准及安全防火规定决定各工段及设备间的安全距离。

2. 各工段布置形式的确定

分散布置与集中布置　对生产规模较大，车间内各工段的生产特点有显著差异，需要严格分开或厂区平坦地形较少时，一般考虑分散布置。厂房的安排多采用单元式，即把原料处理、成品包装、生产工段、回收工段、控制室及特殊设备独立布置，分散为许多单元。

对生产规模较小，生产中各工段联系频繁，生产特点无明显差异，且地势较平坦时，一般可以考虑集中布置，即在符合建筑设计防火规范及工业企业设计卫生标准的前提下，结合建厂地点的具体情况，可将车间的生产、辅助、生活设施集中在一幢房内。

露天布置与室内布置　露天布置的优点是建筑投资少、用地少，有利于安装检修，有利于通风、防火、防爆、防毒；缺点是受气候影响大，操作条件差，自动控制要求高。露天布置是优先考虑的第一方案，只要有可能都应采用露天布置或半露天布置。目前较大型的化工厂多采用此类布置。即大部分设备布置在露天或敞开式的多层框架上，部分设备布置在室内或设顶棚，如泵、压缩机、造粒及包装设备等；生活、行政、控制、化验室集中在一幢建筑物内，布置在生产设施附近。

室内布置受气候影响小，劳动条件好。小规模的间歇操作、操作频繁的设备或低温地区的设备以布置在室内为宜，这类车间中常将大部分生产设备、辅助设备和生活行政设施布置在一幢或几幢厂房中。

3. 流程式布置

按流程顺序在中心管廊的两侧依次布置各工段，可以避免管路的重复往返，缩短管路总长，已证明是最经济的布置方案。

各工段分别组成长方形块区域，再组成整个车间，这样既便于生产管理又容易布置道路。道路布置是车间平面布置的重要内容，它一方面是物料与设备的运输通道，另一方面还决定了管廊、上下水道、电缆等的布置。所以，要避免弯曲的或成尖角的道路布置。总的说来，车间平面愈近方形愈经济。

4. 车间平面布置方案

直通管廊长条布置　又称直线形或一字形布置，如图 4-1 所示。适合于小型车间，是露天布置的基本方案。

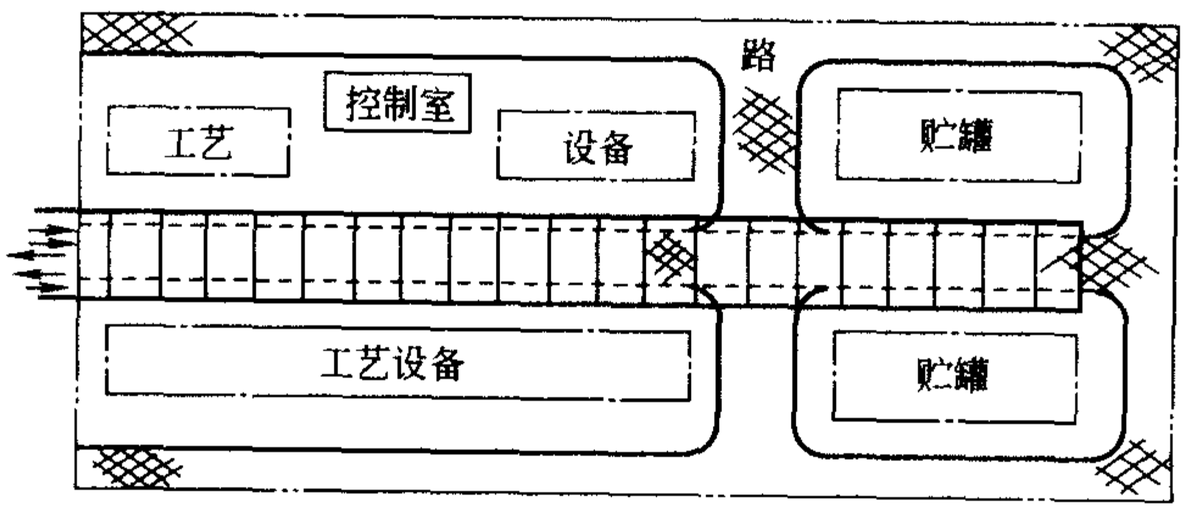


图 4-1　直通管廊长条布置

T形、L形布置　对于较复杂的车间可以采用T形或L形的管廊布置，即管路可由两个或三个方向进出车间。如图4-2所示。

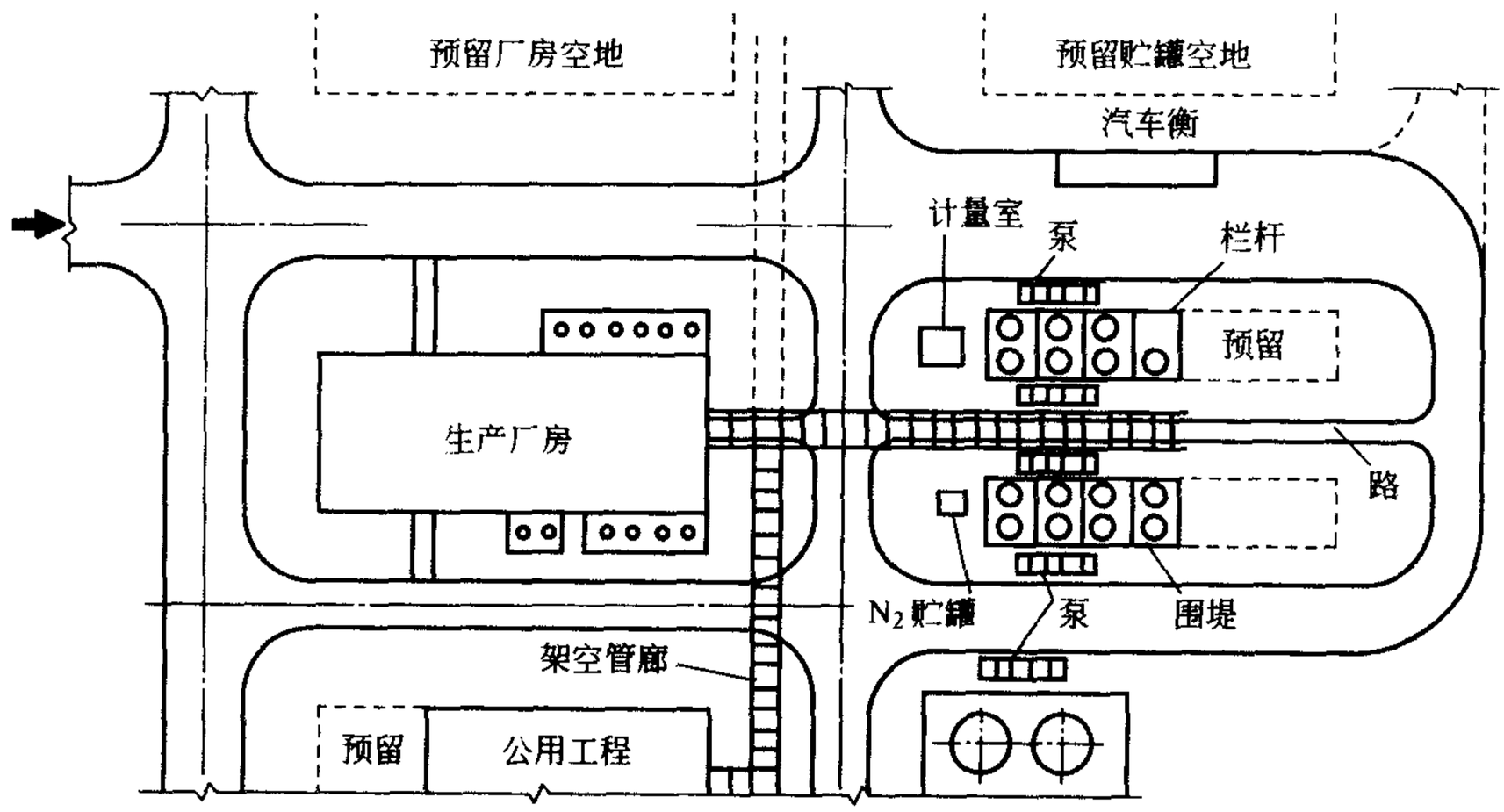


图4-2　化工车间平面布置（T形、L形管廊）

组成复杂的车间可以采取直线形、T形和L形组合的形式布置。

第二节　车间设备布置

一、设备布置的内容与原则

车间设备布置是确定各个设备在车间中的位置；确定场地与建筑物的尺寸；确定管路、生产仪表管线、采暖通风管线的走向和位置。

最佳的设备布置应做到：经济合理，节约投资，操作维修方便、安全，设备排列紧凑，整齐美观。

1. 设备布置露天化

属于下列几种情况者，可以考虑设备露天布置。生产中不需要经常操作的设备，自动化程度较高的设备或受气候影响不大的设备。如塔、冷凝器、液体原料贮罐、气柜等。需要大气调节温度、湿度的设备，如凉水塔、空气冷却器等。有爆炸危险的设备。

2. 满足生产工艺与操作要求

设备布置时一般采用流程式布置，以满足工艺流程顺序，保证工艺流程在水平和垂直方向的连续性。在不影响工艺流程顺序的原则下，将同类型的设备或操作性质相似的有关设备集中布置，可以有效地利用建筑面积，便于管理、操作与维修。还可以减少备用设备或互为备用。如塔体集中布置在塔架上，换热器、泵组成布置在一处等。充分利用位能，尽可能使物料自动流送，一般可将计量设备、高位槽布置在最高层，主要设备（如反应器等）布置在中层，贮槽、传动设备等布置在底层。考虑合适的设备间距。设备间距过大会增加建筑面积，拉长管路，从而增加建筑和管路投资；设备间距过小导致操作、安装与维修的困难，甚至会发生事故。设备间距的确定主要取决于设备和管路的安装、检修、安全生产以及节约投资等几个因素。表4-1和图4-3介绍了一些设备安全间距，可供一般设备布置时参考。

表 4-1　设备的安全间距

项　　目	净安全距离/m	项　　目	净安全距离/m
泵与泵的间距	不小于 0.7	起吊物与设备最高点距离	不小于 0.4
泵与墙的间距	大于 1.2	散发可燃气体及蒸汽的设备和变、配电室、自控仪表室、分析化验室间距	不小于 15
泵列与泵列间距(双排泵间)	不小于 2.0	操作台梯子坡度	一般不大于 45°
塔与塔的间距	大于 1.0	换热器与换热器，换热器与其他设备水平距离	大于 1.0
反应器底部与人行道距离	不小于 1.8～2.0		

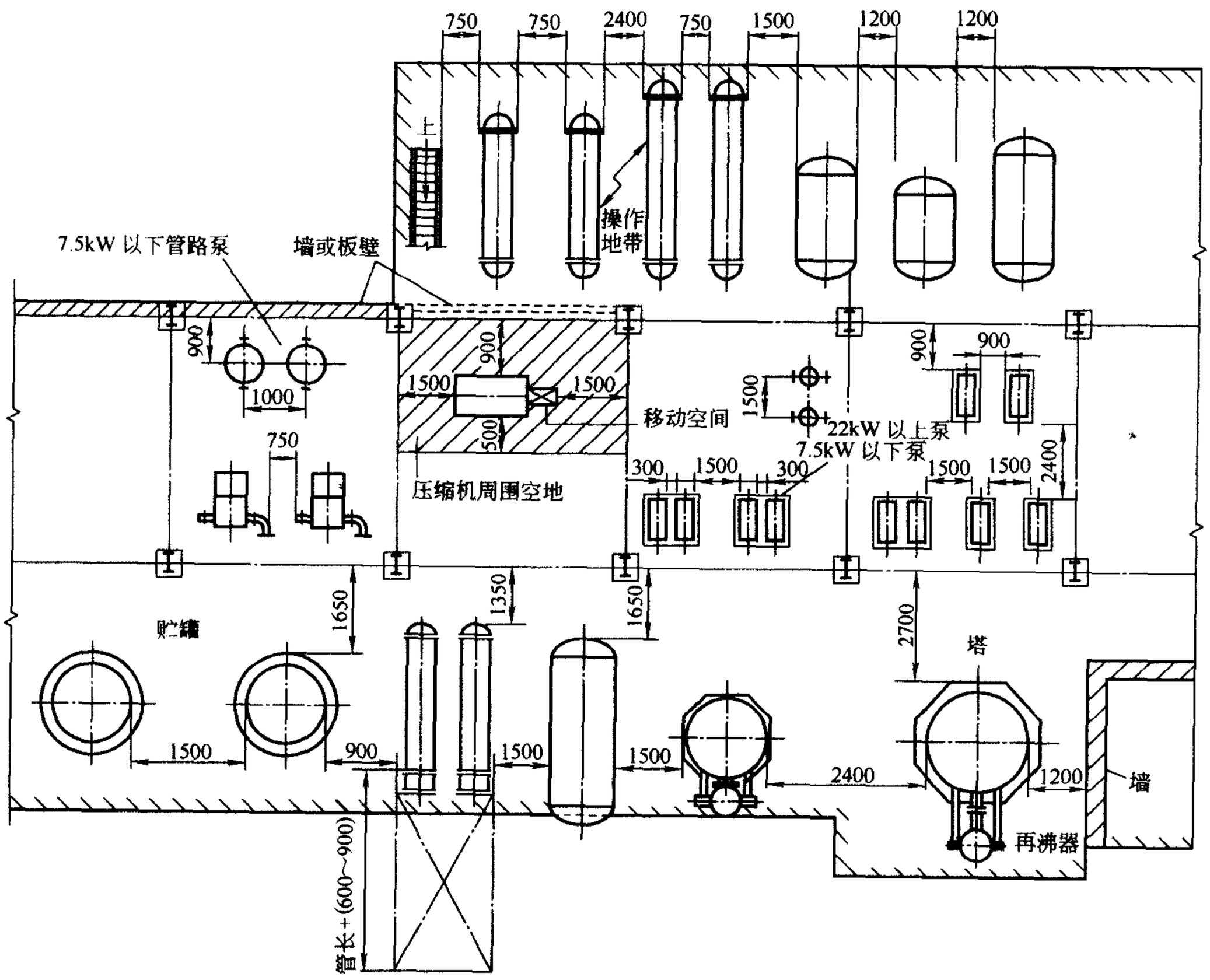


图 4-3　设备安全间距

3. 符合安装与检修的要求

必须考虑设备运入或搬出车间的方法及经过的通道。

根据设备大小及结构，考虑设备安装、检修及拆卸所需的空间和面积，同类设备集中布置可统一留出检修场地，如塔、换热器等。塔和立式设备的人孔应对着空场地或检修通道的方向；列管换热器应在可拆的一端留出一定空间，以备抽出管子来检修等等。

应考虑安装临时起重运输设备的场所及预埋吊钩，以便悬挂起重葫芦、拆卸及检修设备，如在厂房内设置永久性起重运输设备，则需考虑起重运输设备本身的高度，并使设备起吊运输高度大于运输途中最高设备的高度。

4. 符合安全技术要求

设备布置应尽量做到工人背光操作，高大设备避免靠近窗户布置，以免影响门窗的开启、通风与采光。

有爆炸危险的设备应露天布置，室内布置时要加强通风，防止爆炸性气体的聚集；危险等级相同的设备或厂房应集中在一个区域，这样可以减少防爆电器的数量和减少防火、防爆建筑的面积；将有爆炸危险的设备布置在单层厂房或多层厂房的顶层或厂房的边沿都有利于防爆泄压和消防。

加热炉、明火设备与产生易燃易爆气体的设备应保持一定的间距（一般不小于 18m），易燃易爆车间要采取防止引起静电现象和着火的措施。

处理酸碱等腐蚀性介质的设备，如泵、池、罐等分别集中布置在底层有耐蚀铺砌的围堤中，不宜放在地下室或楼上。

产生有毒气体的设备应布置在下风向，贮有毒物料的设备不能放在厂房的死角处；有毒、有粉尘和有气体腐蚀的设备要集中布置并做通风、排毒或防腐处理，通风措施应根据生产过程中有害物质、易燃易爆气体的浓度和爆炸极限及厂房的温度而定。

5. 符合建筑要求

笨重设备或运转时产生很大振动的设备，如压缩机、离心机、真空泵等，应尽可能布置在厂房底层，以减少厂房的荷载与振动。有剧烈振动的设备，其操作台和基础不得与建筑物的柱、墙连在一起，以免影响建筑物的安全。厂房内操作平台必须统一考虑，以免平台支柱零乱重复。

在不影响工艺流程的情况下，将较高设备集中布置，可简化厂房体形，节约基建投资。

设备不应布置在建筑物的沉降缝和伸缩缝处。换热器应尽可能两三台重叠安装，以节省占地面积和管材。

6. 考虑通道与管廊的布置

车间的设备布置本质上是车间的空间分配设计，在布置设备时要同时考虑通道的布置。车间中成排布置的设备至少在一侧留有通道，较大的室内设备在底层要留有移出通道，并接近大门布置。在操作通道上要能看到各操作点与观测点，并能方便地到达这些地方。设备零件、接管、仪表均不应凸出到通道上来。通道除供安装、操作和维修外，还有紧急疏散的作用，故不允许有一端封闭的长通道。

管廊一般沿通道布置（在通道上空或通道两侧），供工艺、公用工程、仪表管路、电缆共同使用。因此，要求通道应直而简单地形成方格。通道的宽度与净空高度要求见表 4-2。

表 4-2 通道的宽度与净空高度

项　　目	宽度(净空高度)/m
人行道、狭通道、楼梯、人孔周围的操作台宽度	0.75
走道、楼梯、操作台下的工作场所、管架的净空高度	2.2～2.5
主要检修道路、车间厂房之间的道路	6～7(4.2～4.8)
次要道路	4.8(3.3)
室内主要通道	2.4(2.7)
平台到水平人孔	0.6～1.2
管束抽出距离(室外)	0.6～0.9,再加上管束长

二、车间设备布置的方法及步骤

① 在进行设备布置前，通过有关图纸资料（工艺流程图、设备条件图等），熟悉工艺过程的特点，设备的种类和数量，设备的工艺特性和主要尺寸，设备安装位置的要求，厂房建筑的基本结构等情况。

② 确定厂房的整体布置（分散式或集中式），根据设备的形状、大小、数量确定厂房的轮廓、跨度、层数、柱间距等。并在坐标纸上按 1∶100（或 1∶50）的比例绘制厂房建筑平面轮廓图。

③ 把所有设备按 1∶100（或 1∶50）的比例，用塑料板制成图案（或模型），并标明设备名称，在画有建筑平面、立面轮廓草图的坐标纸上布置设备。一般布置 2～3 个方案，以便从多方面加以比较，选择一个最佳方案，绘制成设备平、立面布置图。

④ 将辅助室和生活室集中在规定区域内，不应在车间内任意隔置。防止厂房零乱不整齐和影响厂房的通风条件。

⑤ 设备平、立面布置草图完成后，广泛征求相关专业专家的意见，集思广益，作必要的调整，修正后提交建筑人员设计建筑图。

⑥ 工艺设计人员在取得建筑设计图后，根据布置草图绘制正式的设备平、立面布置图。

三、典型设备的布置

1. 塔

塔的布置形式很多，常在室外集中布置，在满足工艺流程的前提下，可把高度相近的塔相邻布置。

单塔或特别高大的塔可采用独立布置，利用塔身设操作平台，供工作人员进出人孔、操作、维修仪表及阀门之用。平台的位置由人孔位置与配管情况而定，具体的结构与尺寸可由设计标准中查取。

塔或塔群布置在设备区外侧，其操作侧面对道路，配管侧面对管廊，以便施工安装、维修与配管。塔顶部常设有吊杆，用以吊装塔盘等零件。填料塔常在装料人孔的上方设吊车梁，供吊装填料。

将几个塔的中心排列一条直线，高度相近的塔相邻布置，通过适当调整安装高度和操作点就可以采用联合平台，既方便操作，又节省投资。采用联合平台时应考虑各塔有不同的热膨胀。联合平台由分别装在各塔自身的平台组成，通过平台间的铰接或缝隙满足不同的伸长量，以防止拉坏平台。相邻小塔间的距离一般为塔径的 3～4 倍。

数量不多、结构与大小相似的塔可成组布置，如图 4-4 所示的是将四个塔合为一个整体，利用操作台集中布置。如果塔的高度不同，只要求将第一层操作平台取齐，其他各层可另行考虑。这样，几个塔组成一个空间体系，增加了塔群的刚度。塔的壁厚就可以降低。

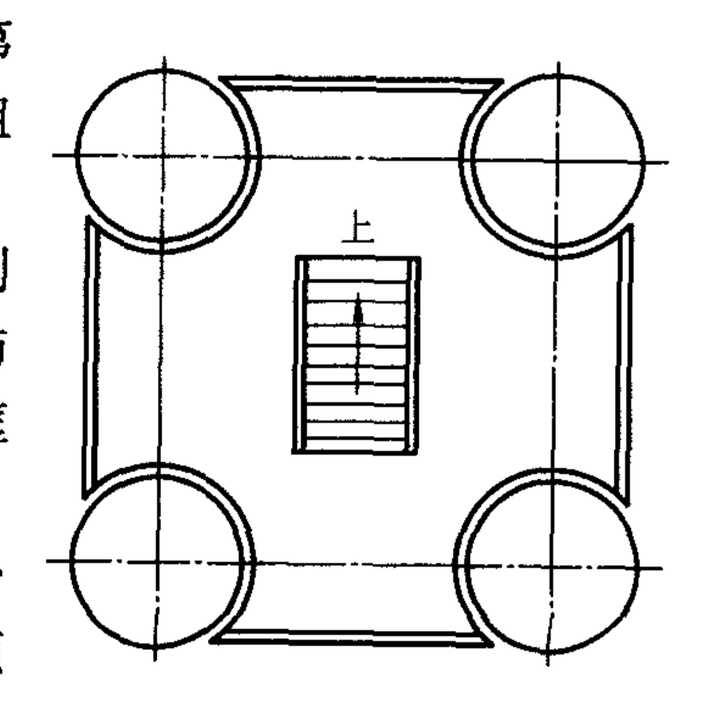


图 4-4　塔的成组布置

塔通常安装在高位换热器和容器的建筑物或框架旁，利用容器或换热器的平台作为塔的人孔、仪表和阀门的操作与维修的通道。将细而高的或负压塔的侧面固定在建筑物或框架的适当高度，这样可以增加刚度，减少壁厚。

直径较小（1m 以下）的塔常安装在室内或框架中，平台和管路都支承在建筑物上，冷凝器可装在屋顶上或吊在屋顶梁下，利用位差重力回流。

2. 换热器

化工厂中使用最多的是列管换热器和再沸器，其布置原理也适用于其他形式的换热器。

设备布置的主要任务是将换热器布置在适当的位置，确定支座、安装结构和管口方位等。必要时在不影响工艺要求的前提下调整原换热器的尺寸及安装方式（立式或卧式）。

换热器的布置原则是顺应流程和缩小管路长度，其位置取决于与它密切联系的设备布置。塔的再沸器及冷凝器因与塔以大口径的管路连接，故应采取近塔布置，通常将它们布置在塔的两侧。热虹吸式再沸器直接固定在塔上，还要靠近回流罐和回流泵。自容器（或塔底）经换热器抽出液体时，换热器要靠近容器（或塔底），使泵的吸入管路最短，以改善吸入条件。

布置空间受限制时，如原设计的换热器显得太长，可以换成一短粗的换热器以适应空间布置的要求，一般从传热的角度考虑，细而长的换热器较有利。

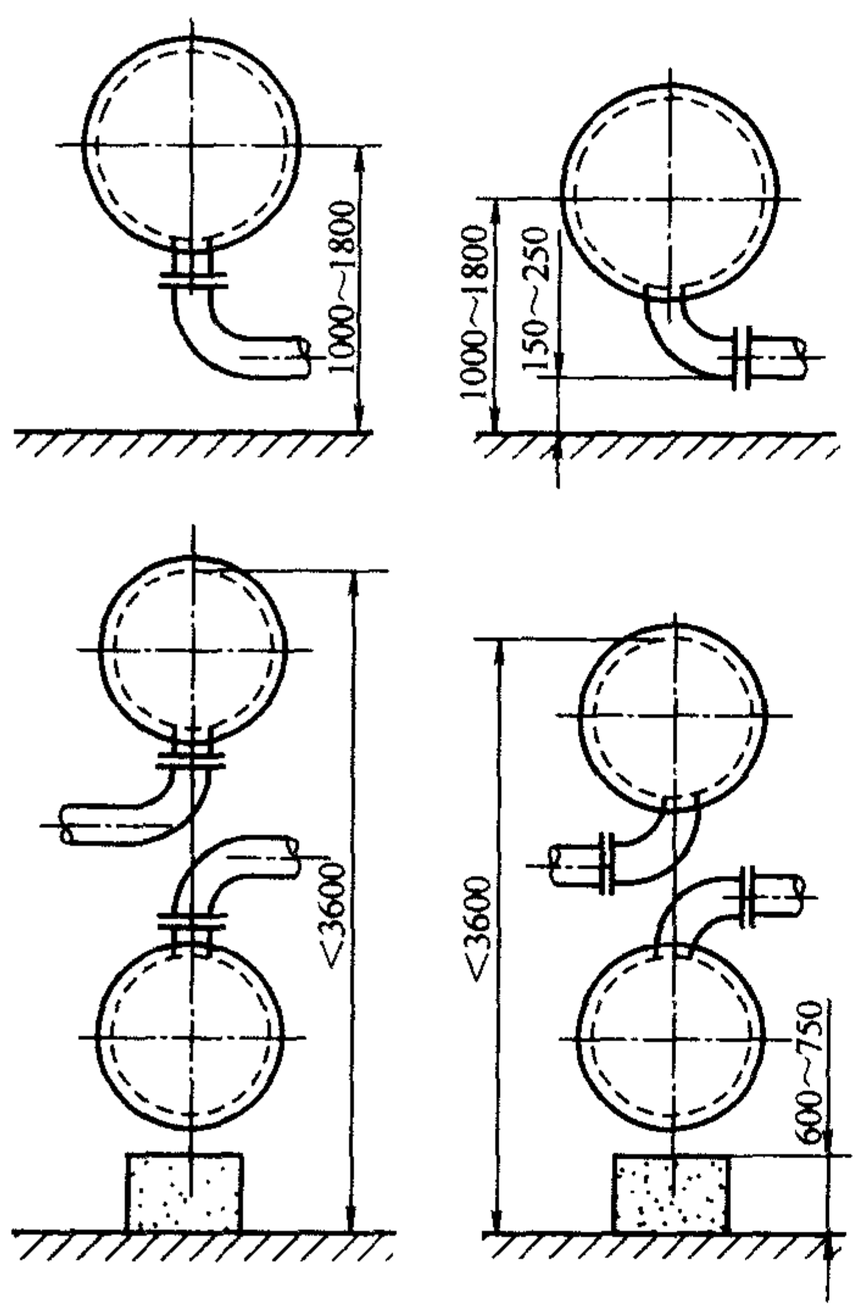


图 4-5 换热器的安装高度

卧式换热器换成立式的可以节约面积，而立式换热器换成卧式换热器则可以降低高度。所以，在选择换热器时要根据具体情况而定。

换热器常采用成组布置。水平的换热器可以重叠布置，串联的、非串联的、相同的或大小不同的换热器都可以重叠布置。重叠布置除节约面积外，还可以共用上下水管。为了便于抽取管束，上层换热器不能太高，一般管壳的顶部不能高于 3.6m；此外，将进出口管改成弯管可降低安装高度，见图 4-5。

换热器之间的间距、维修与操作空间的布置，可参见图 4-3。

3. 容器（罐，槽）

容器按用途可以分为原料贮罐、中间贮罐和成品贮罐；按安装形式可以分为立式和卧式。容器布置时一般要注意以下事项。

立式贮罐布置时，按罐外壁取齐，卧式贮罐按封头切线取齐。在室外布置易挥发液体贮罐时，应设置喷淋冷却设施；易燃、可燃液体贮罐周围应按规定设置防火堤坝；贮存腐蚀性物料罐区除设围堰外，其地坪应作防腐处理。液位计、进出料接管、仪表尽可能集中在贮罐的一侧，另一侧供通道与检修用。罐与罐之间的距离应符合 GBJ 16—87 的有关规定，以便操作、安装与检修。贮罐的安装高度应根据按管需要和输送泵的净正吸入压头的要求决定。同时，多台大小不同的卧式贮罐，其底部宜布置在同一标高上。原料贮罐和成品贮罐一般集中布置在贮罐区，而中间贮罐要按流程顺序布置在有关设备附近或厂房附近。有关容器的支承与安装方式如图 4-6 所示。

4. 反应器

反应器形式很多，可以根据结构型式按类似的设备布置。塔式反应器可按塔的方式布置；固定床催化反应器与容器相类似；火焰加热的反应器则近似于工业炉；搅拌釜式反应器实质上是设有搅拌器和传热夹套的立式容器。

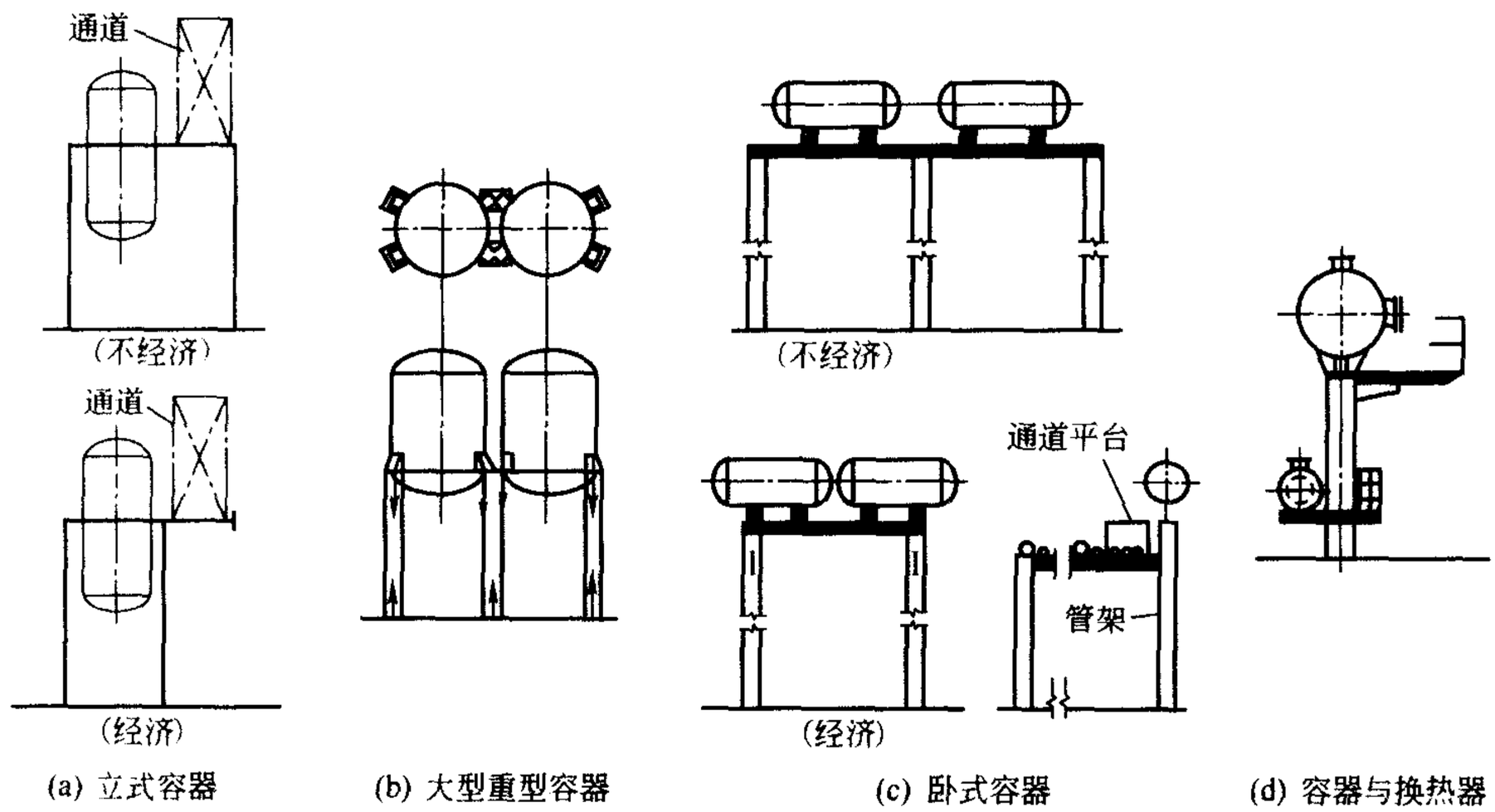


图 4-6　容器的支承与安装方式

釜式反应器布置时应注意事项。

釜式反应器一般用挂耳支承在建（构）筑物上或操作台的梁上；对于体积大、质量大或振动大的设备，要用支脚直接支承在地面或楼板上。两台以上相同的反应器应尽可能排成一直线。反应器之间的距离，根据设备的大小、附属设备和管路具体情况而定。管路阀门应尽可能集中布置在反应器一侧，以便操作。

间歇操作的釜式反应器布置时要考虑便于加料和出料。液体物料通常是经高位槽计量后靠压差加入釜中；固体物料大多是用吊车从人孔或加料口加入釜内，因此，人孔或加料口离地面、楼面或操作平台面的高度以 800mm 为宜，见图 4-7。

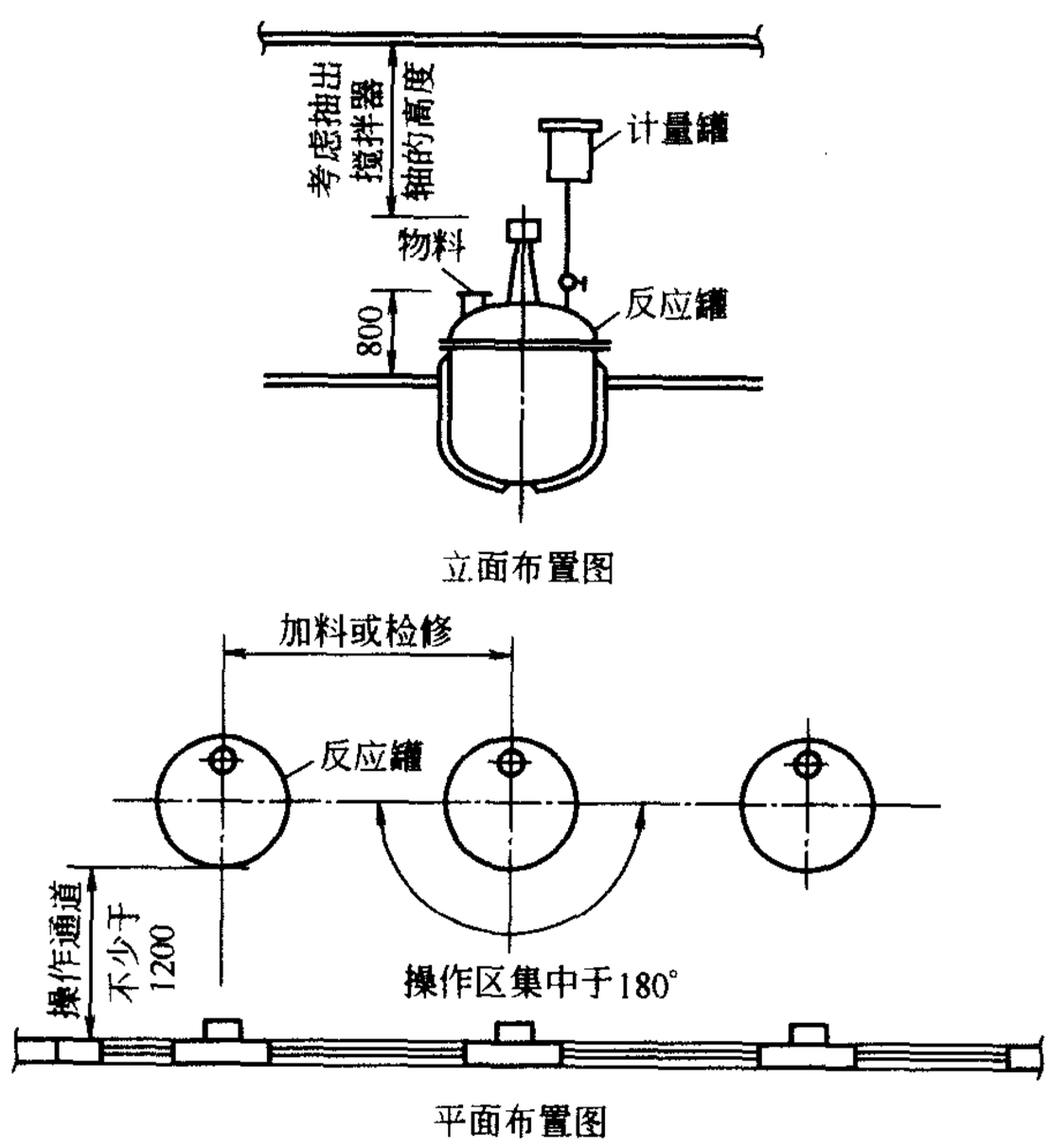


图 4-7　釜式反应器布置示意图

因多数釜式反应器带有搅拌器，所以上部要设置安装及检修用的起吊设备，并考虑足够的高度，以便抽出搅拌器轴等。

连续操作釜式反应器有单台和多台串联式（图 4-8），布置时除考虑前述要求外，由于进料、出料都是连续的，因此在多台串联时必须特别注意物料进、出口间的压差和流体流动的阻力损失。

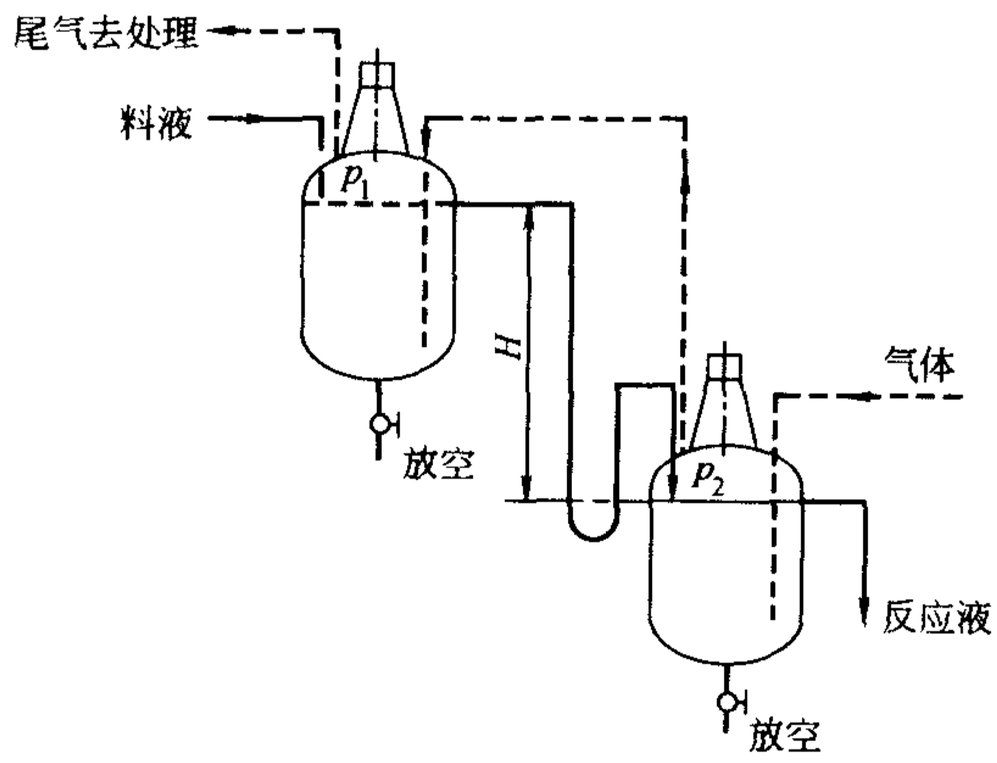


图 4-8 多台连续反应器串联布置示意图

5. 泵与压缩机

泵应尽量靠近供料设备以保证良好的吸入条件。它们常集中布置在室外、建筑物底层或泵房。小功率的泵（7kW 以下）布置在楼面或框架上。室外布置的泵一般在路旁或管廊下排成一行或二行，电机端对齐排在中心通道两侧，吸入与排出端对着工艺罐。图 4-9 是泵在管廊内（泵房内）的排列方式。泵的排列次序由相关的设备与管路的布置所决定。管廊或建筑物的跨度 A 由泵的长度和它们本身的要求所决定。$A=6\sim7$m 时，可布置一排泵加 3m 宽的通道；$A=10$m 左右时，可布置两排泵（泵短，A 可以减小）。管廊的柱间距 B 可按泵的布置需要调整，泵出口管位置 b 要按泵标注。电机端要对齐，吸入端对着吸入罐使吸入管短而直，泵的中心线在管廊柱间均匀排列。主通道的宽度 D 由电缆槽的宽度所决定。基础 E 应一样，它们之间的距离 F 要均匀相等，双排布置时中心线要对齐。泵的周围要留有空间和通道以便安装阀门和管路，控制阀布置在靠近地面或柱子附近，并固定在柱子上。基础的

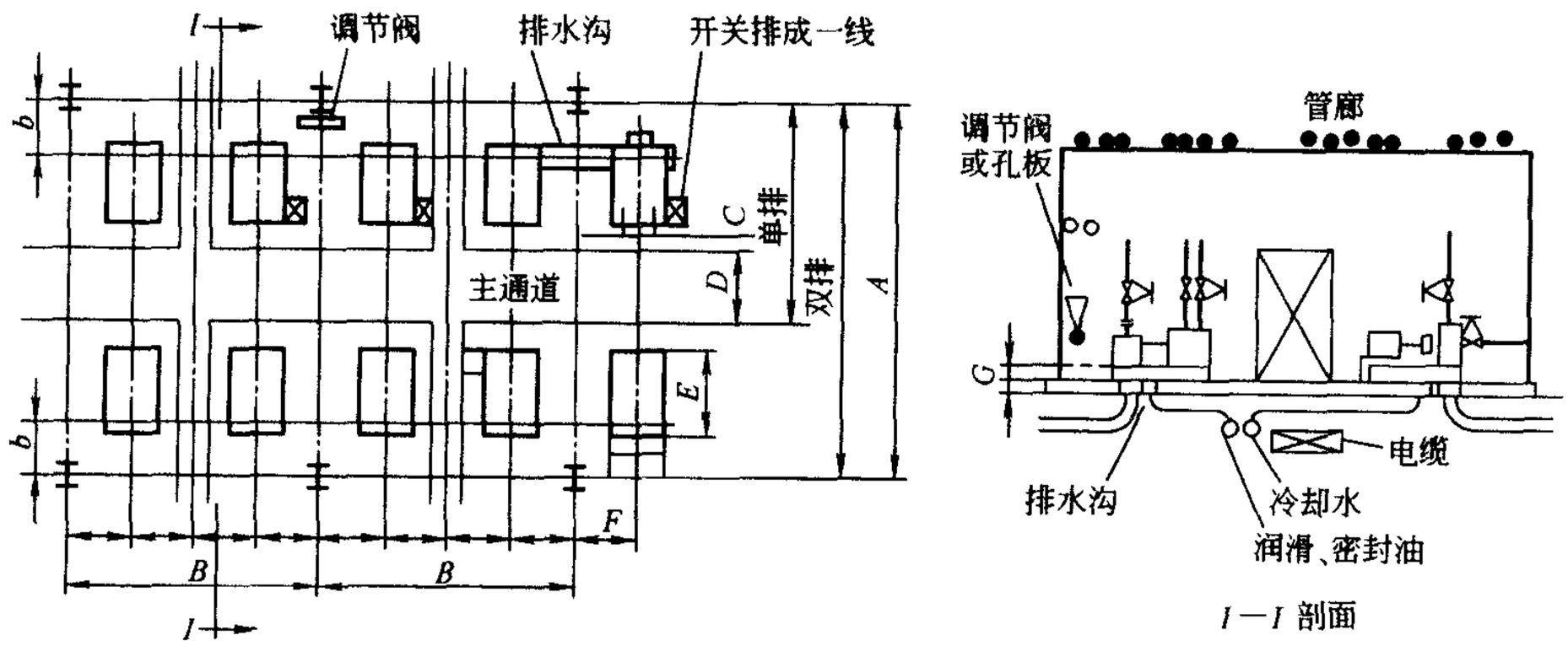


图 4-9 泵在管廊内（泵房内）的布置

高度 G 太低时修理不便。

当面积受限制或泵较小时，可成对布置使两泵共用一个基础，在一根支柱上装两个开关，如图 4-10 所示。

离心压缩机体积较小、排量大、结构简单，可利用多种动力（电动机、蒸汽透平、气体透平）带动，有利于装置的能量利用。离心压缩机的布置原理与离心泵相似，但较为庞大、复杂，特别是一些附属设备（润滑油与密封油槽、控制台、冷却器等）要占据很大的空间。图 4-11 为电动机或背压透平带动的离心压缩机的常用布置方案。

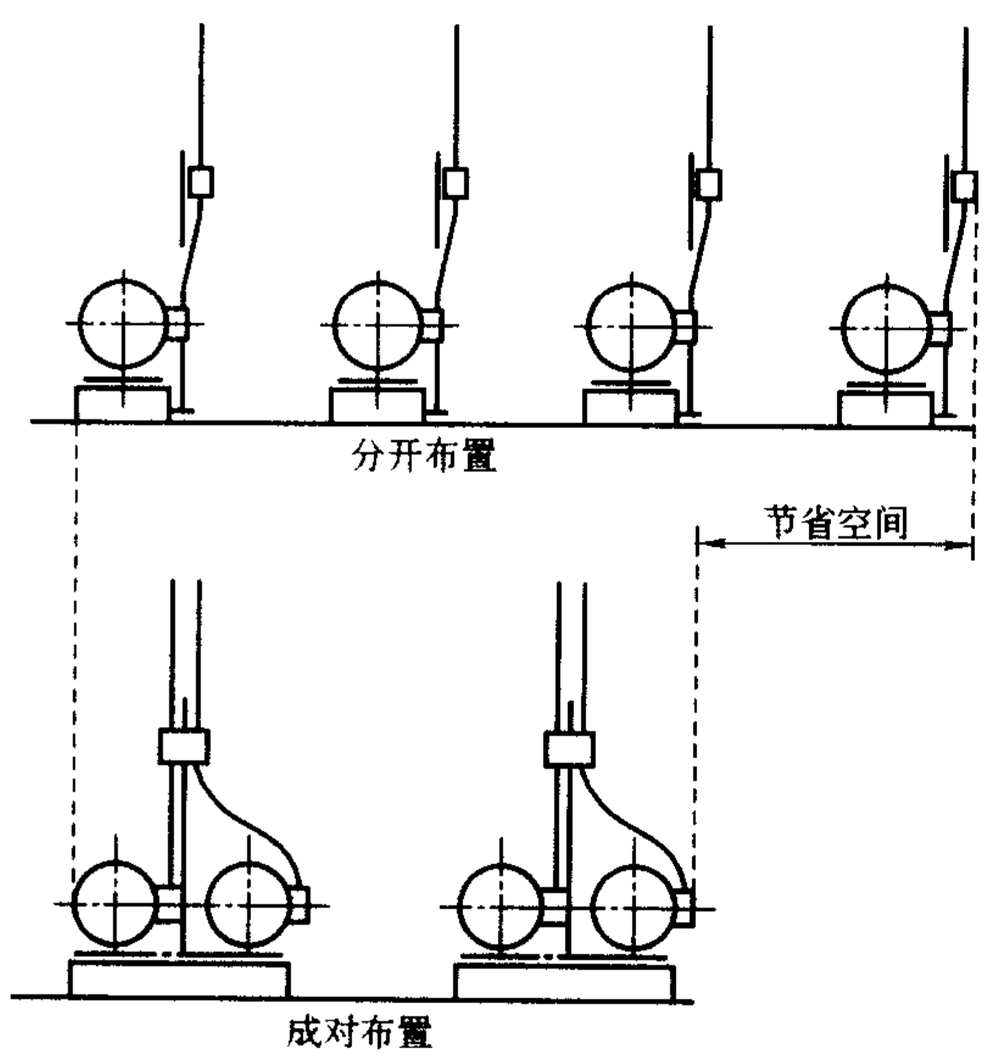


图 4-10　泵的成对布置

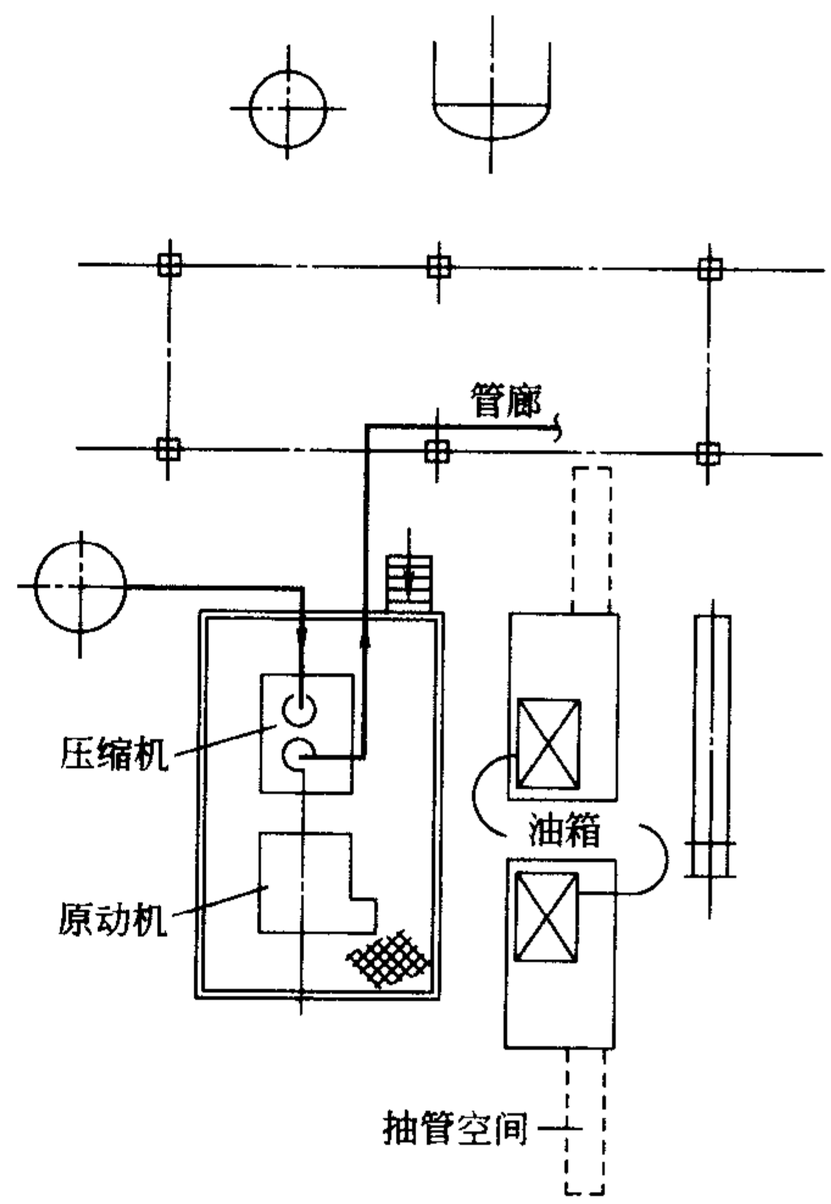


图 4-11　离心压缩机的布置

管路从顶部连接的压缩机可以安装在接近地面的基础上，在拆卸上盖时要同时拆去上部接管。管路从底部连接的压缩机拆卸上盖时比较方便，这种压缩机要装在抬高的框架上，支柱靠近机器，环绕机器设悬壁平台，当然压缩机的基础要与建筑物的基础分离。离心压缩机常布置在敞开式的框架结构（有顶）或压缩机室内，顶部要设吊车梁或行车以供检修时起吊零部件。

往复压缩机的工作原理与往复泵相似，但机器复杂得多，振动及噪声都很大。往复式压缩机结构复杂、拆装时间长，所以都布置在压缩机室内，并配有起重装置，其周围要留出足够大的空地，如图 4-3 所示。

第三节　设备布置图

在设备布置设计中一般要提供设备布置图（图 4-12 见插页）、设备安装详图（图 4-13）和管口方位图（图 4-14）。其中设备布置图最主要；设备安装图是表示固定设备支架、吊架、挂架、操作平台、栈桥、钢梯等结构的图样；管口方位图表示设备上各管口以及支座等

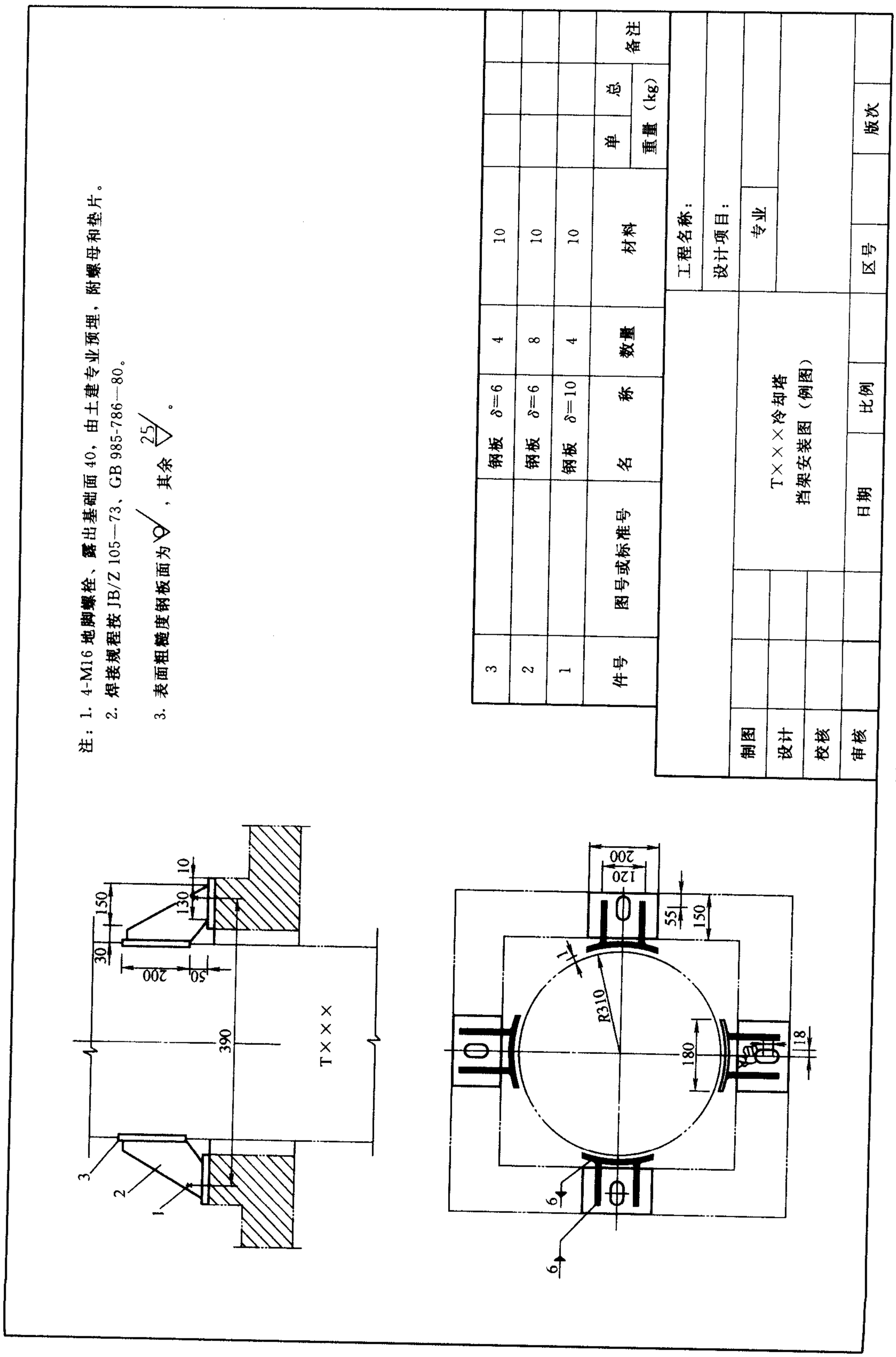
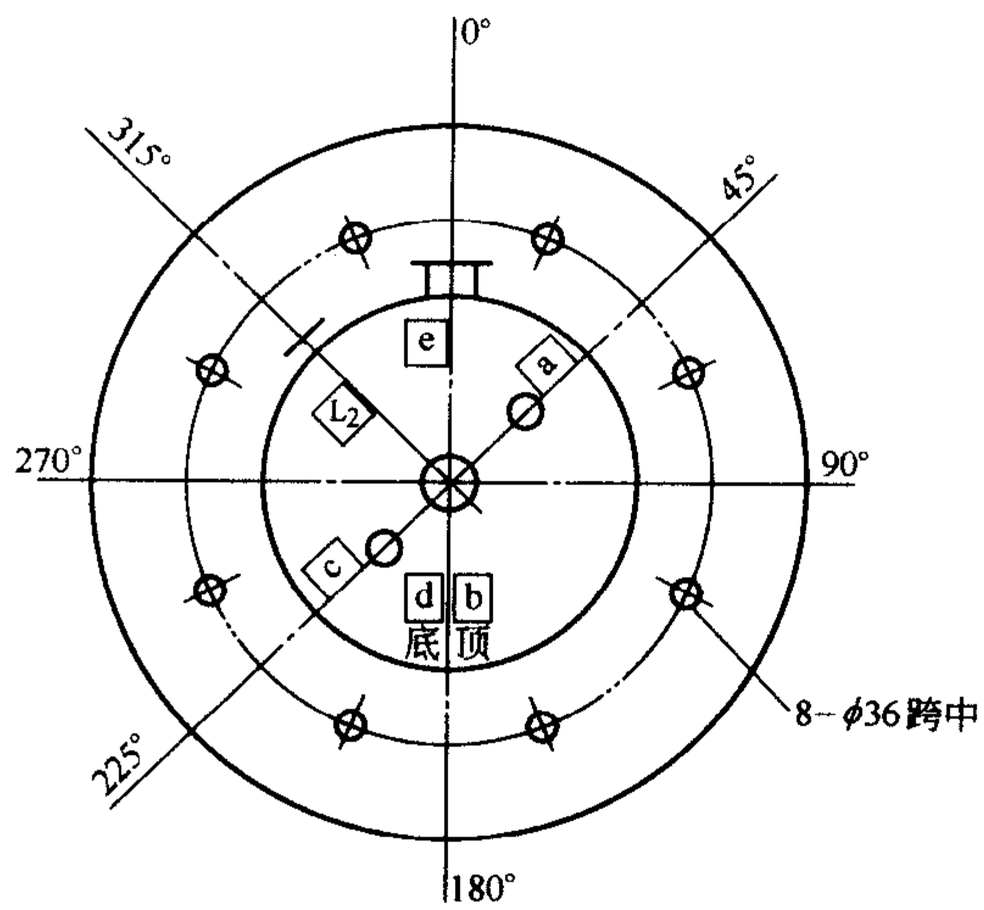
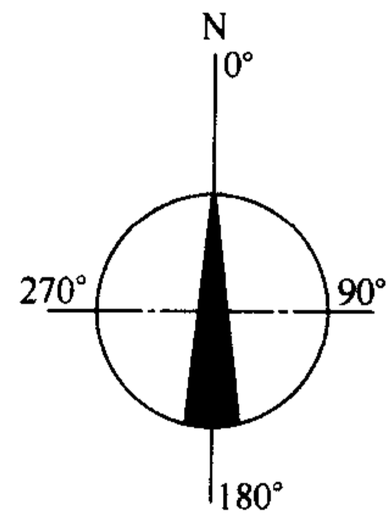

注：1. 4-M16 地脚螺栓、露出基础面 40，由土建专业预埋，附螺母和垫片。
2. 焊接规程按 JB/Z 105—73、GB 985-786—80。
3. 表面粗糙度钢板面为 ，其余 25 。
3 钢板 δ=6 4 10
2 钢板 δ=6 8 10
1 钢板 δ=10 4 10
件号 图号或标准号 名称 数量 材料
单重 总重 (kg)
备注
工程名称：
设计项目：
专业
版次
区号
T×××冷却塔
挡架安装图（例图）
日期
比例
制图
设计
校核
审核
T×××
390
150
130
10
30
50
200
R310
180
120
55
150
118
1
6

图 4-13 设备安装详图





设备装配图图号××××

c	25	GB 9115.10—88 RF PN2.5	压力计口	L_2	32	GB 9115.10—88RF PN2.5	进料口
b	80	GB 9115.10—88 RF PN2.5	气体出口	e	500	GB 9115.10—88RF PN2.5	人孔
a	25	GB 9115.10—88 RF PN2.5	温度计口	d	32	GB 9115.10—88RF PN2.5	液体出口
管口符号	公称通径	连接形式及标准	用途或名称	管口符号	公称通径	连接形式或名称	用途或名称

			工程名称：	日期	区号	
			设计项目：	专　业		
编制			T××××　××××塔 管口方位图(例图)			
校核						
审核				第　页	共　页	版

图 4-14　管口方位图

周向安装的图样，有时该图由管路布置设计提供。下面主要介绍设备布置图的有关知识。

一、设备布置图的内容

设备布置图是车间布置设计的主要图样，在初步设计阶段与施工阶段都有在进行绘制。前者所绘图是提供有关部门讨论审查和作为进一步设计的依据，而施工图阶段设备布置图除供设计部门各专业作为条件用外，还是施工时设备安装定位的依据。下面主要介绍施工图阶段的设备布置图。

设备布置图是采用若干个平面图和必要的立面剖视图，表示一个车间（一个工段或一套装置）的厂房建筑基本结构和设备在厂房内、外安装基本情况的图样。是按正投影原理绘制的。按 HG 20519.7—92 规定，设备布置图一般只绘平面图。图样中包括：一组视图、尺寸及标注、安装方位标、附注说明、标题栏等。

二、设备布置图的绘制步骤

① 考虑设备布置图的视图配置。

② 选定绘图比例。

③ 确定图纸幅面。

④ 绘制平面图。

画出建筑定位轴线；画出与设备安装定位有关的厂房基本结构；画出设备中心线；画出设备支架基础、操作平台等轮廓形状；标注尺寸；标注建筑定位轴线编号及设备位号、名称；图上如有分区，还需画出分区界线，并作相应标注。

⑤ 绘制剖视图。

⑥ 绘制方向标。

⑦ 注写有关说明，填写标题栏。

⑧ 检查、校核，最后完成图样。

三、设备布置图的绘制方法

1. 视图的一般要求

图幅　一般采用 A1 号图纸，不宜加长加宽。特殊情况也可采用其他图幅。

比例　常用的比例为 1∶100，也可采用 1∶200 或 1∶50，视装置的设备布置疏密情况而定。但对于大的装置，分段绘制设备布置图时，必须采用同一比例。

尺寸单位　设备布置图中标注的标高、坐标以米为单位，小数点后取三位，至毫米为止，其余的尺寸一律以毫米为单位，只注数字，不注单位。采用其他单位标注尺寸时，应注明单位。

图名　标题栏中的图名一般分成两行，上行写“××××设备布置图”，下行写“EL×××.×××平面”或“×—×剖视”等。

编号　每张设备布置图均应单独编号。同一主项的设备布置图不得采用一个号，并加上第几张，共几张的编号方法。

2. 视图的配置

对于较复杂的装置或有多层建、构筑物的装置，当平面图表示不清楚时，可以绘制剖视图或局部剖视图。剖视符号用 A—A、B—B、×—×大写英文字母表示。

设备布置图一般以联合布置的装置或独立的主项为单元绘制，界区以粗双点划线表示。

多层建筑物或构筑物，应依次分层绘制各层的设备布置平面图。如在同一张图纸上绘制几层平面时，应从最低层平面开始，在图纸上由下而上或由左至右按层次顺序排列，并在图形下方注明“EL×××.×××平面”等。

一般情况下，每一层只画一个平面图，当有局部操作台时，在该平面图上可以只画操作台下的设备，局部操作台及以上的设备另画局部平面图。如不影响图面清晰，也可重叠绘制，操作台下的设备画虚线。

一个设备穿越多层建、构筑物时，在每层平面上均需画出设备的平面位置，并标注设备位号。各层平面图是以上一层的楼板底面水平剖切的俯视图。

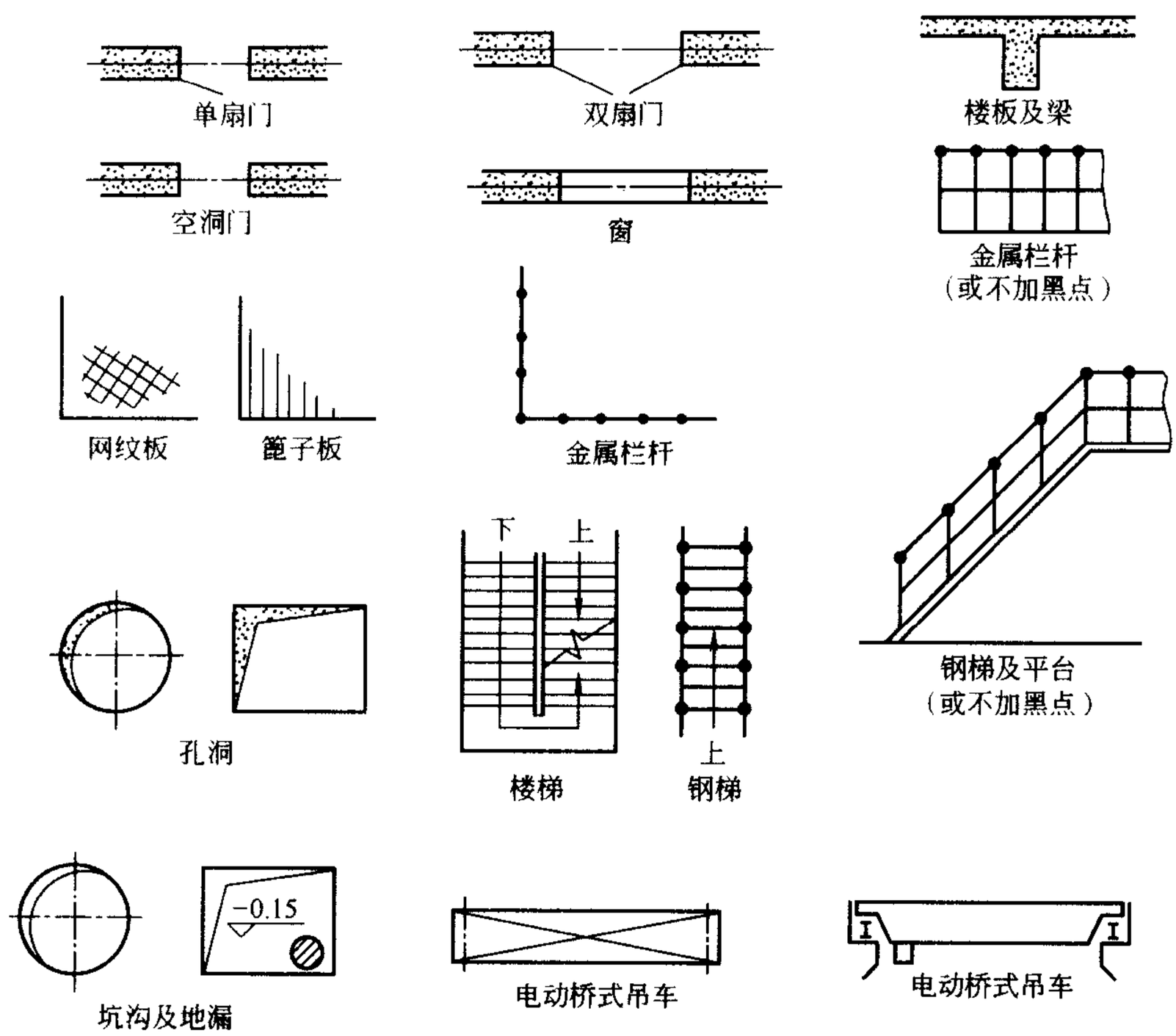
3. 建筑构件及设备的表示方法

建筑物及其构件　在设备布置图中建筑物及其构件均用实线画出，常用的建筑结构构件的图例如图 4-15 所示。

绘图时的一些具体要求如下。

厂房建筑的空间大小、内部分隔及设备安装定位的有关结构，如墙、柱、地面、楼板、平台、栏杆、楼梯、安装孔洞、地沟、地坑、吊车梁及设备基础等，在平面图和剖视图方向等，在剖视图上则一概不予表示。

与设备安装定位关系不大的门窗等构件，一般只在平面图画出它们的位置，门的开启均



(a)平面图上的图例　　(b)剖视图上的图例

图 4-15　常用建筑构件图例

按比例采用规定的图例画出。

设备布置图中，对于承重墙、柱子等结构，要按建筑图要求用细点划线画出其建筑定位轴线。

装置内如有控制室、配电室、生活及辅助间，应写出各自的名称。

设备布置情况是图样的主要表达内容，因此图上的设备、设备的金属支架、电机及传动装置等，都有应用粗实线或粗虚线（有些图样采用 b/2 的虚线）画出。

图上绘有两个以上剖视图时，设备在各剖视图上一般只应出现一次，无特殊要求不用重复画出。位于室外而又与厂房连接的设备及其支架等，一般只在底层平面图上给予表示。

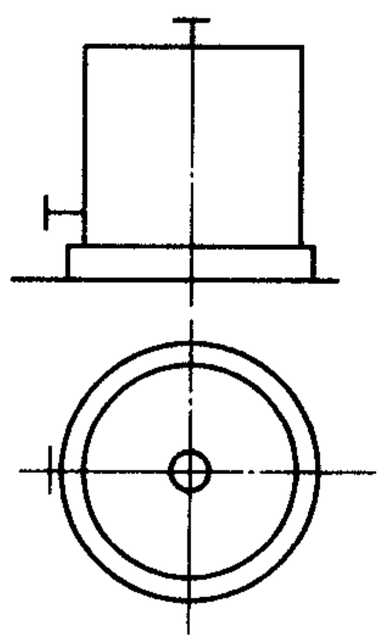


图 4-16　设备-基础组合画法

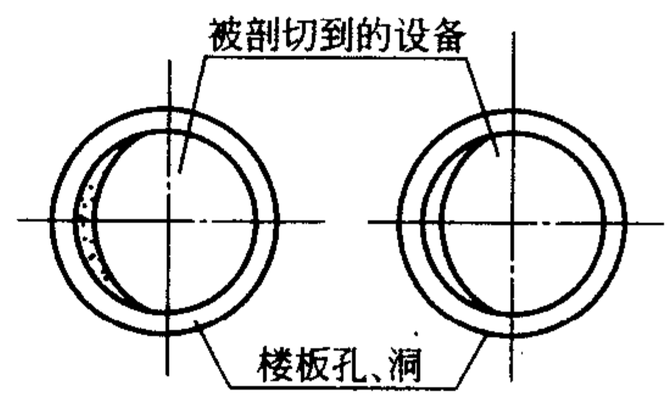


图 4-17　楼板孔洞剖视图

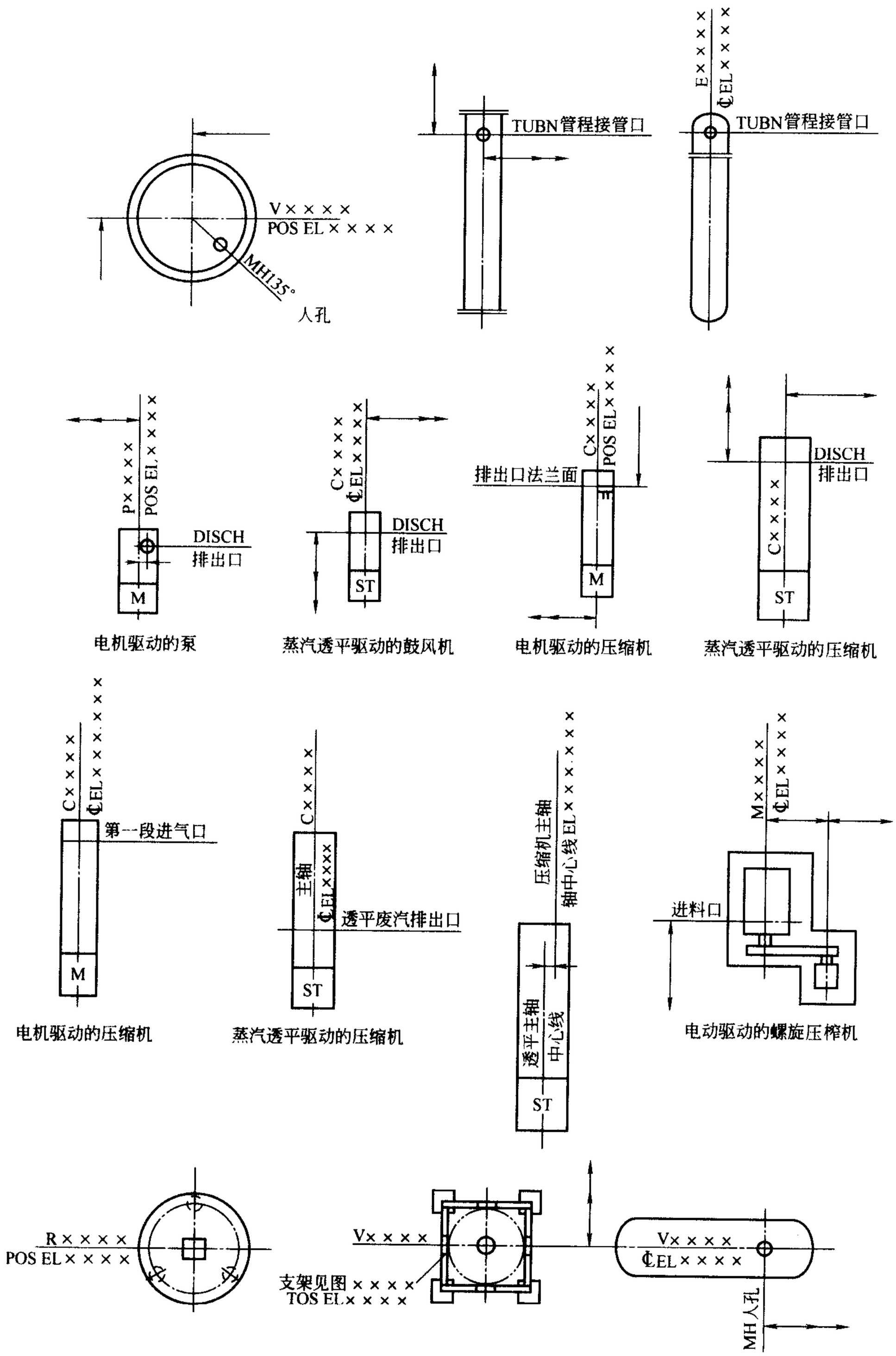


图 4-18 常见静动设备画法图例

在剖视图中，设备的钢筋混凝土基础与设备外形轮廓组合在一起时，通常将其与设备一起用粗实线画出。如图 4-16 的主视图所示。

穿过楼板的设备在相应的平面上可按图 4-17 所示的剖视形式表示，图中楼板孔洞可不必画出阴影部分。

定型设备一般用粗实线按比例画出其外形轮廓。小型通用设备，如泵、压缩机、鼓风机等，若有多台，而其位号、管口方位与支承方式完全相同时，可只画出一台，其他用粗实线画出其基础的矩形轮廓。

非定型设备一般用粗实线按比例画出其外形轮廓。非定型设备若没有另绘管口方位图，则应在图上画出足以表示设备安装方位特征的管口。

以上各种常见静动设备的画法如图 4-18 所示。

4. 设备布置图的标注

厂房建筑物及构件的标注　厂房建筑图包括平面图、立面图、剖面图等，其标注的形式如图 4-19 所示，包括如下内容。

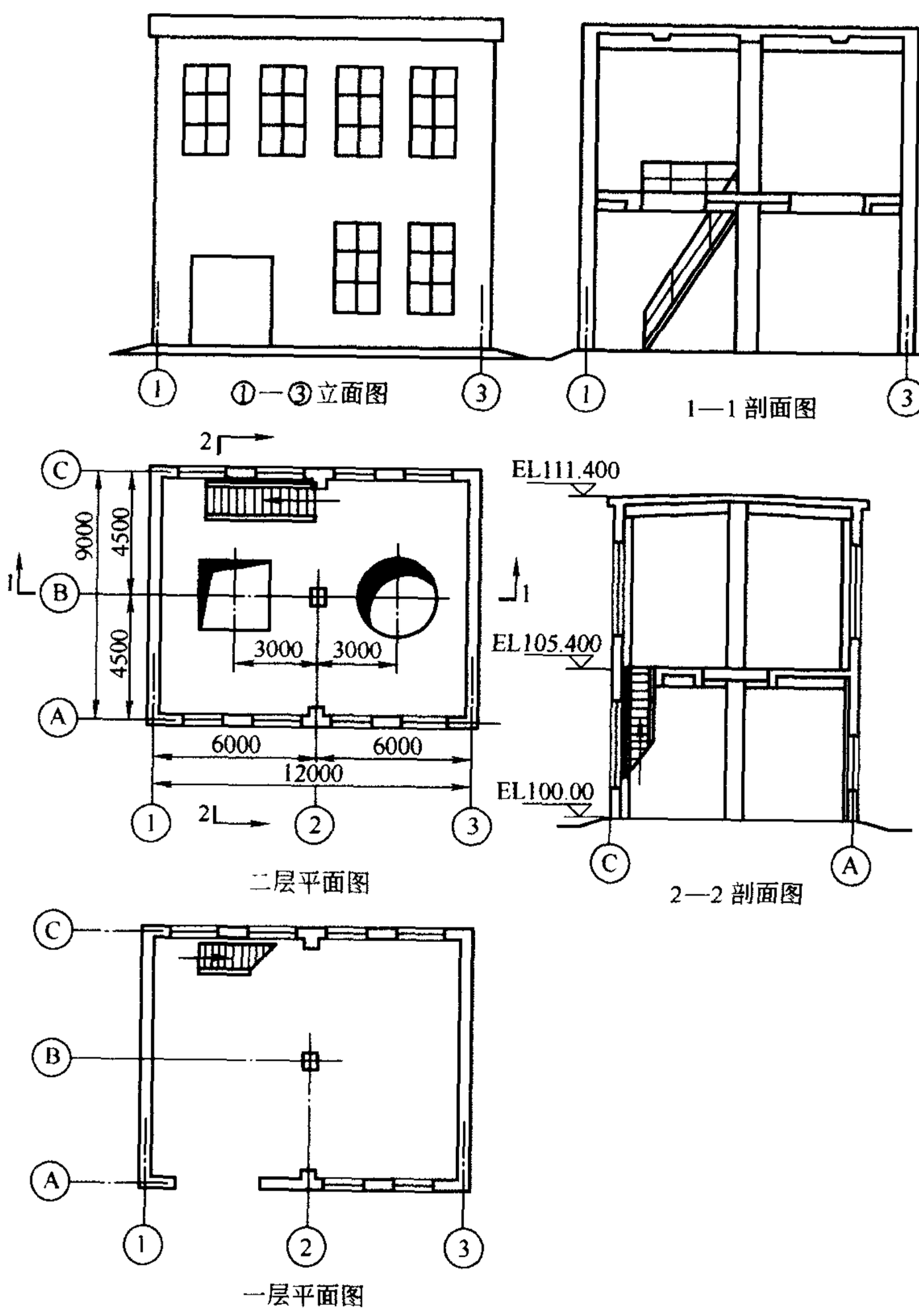


图 4-19　厂房建筑标注图

厂房建筑的长度、宽度总尺寸；柱、墙定位轴线的间距尺寸；为设备安装预留的孔、洞及沟、坑等定位尺寸；地面、楼板、平台、屋面的主要高度尺寸及设备安装定位的建筑物构件的高度尺寸。

设备标注　在平面图上，设备的平面定位尺寸一般以建筑物、构筑物的定位轴线为基准标注设备（中心线）与建筑物及构件、设备与设备之间的定位尺寸。也可以采用坐标系进行标注。

卧式容器和换热器以设备中心线和管口（如人孔、管程接管口）中心线为基准。立式反应器、塔、槽、罐和换热器以设备中心线为基准。离心式泵、压缩机、鼓风机、蒸汽透平以中心线和出口管中心线为基准。往复式泵、活塞式压缩机以缸中心线和曲轴（或电动机轴）中心线为基准。板式换热器以中心线和某一出口法兰端面为基准。直接与主要设备有密切关系的附属设备，如再沸器、喷射器、回冷凝器等，应以主要设备的中心线为基准进行标注。

设备的标高　地面设计标高为 EL100.000。卧式换热器、槽、罐以中心线标高表示（EL×××.×××）；立式、板式换热器以支承点标高表示（POS EL×××.×××）；反应器、塔和立式槽、罐以支承点标高表示（POS EL×××.×××）；泵、压缩机以主轴中心线标高（EL×××.×××）或以底盘面标高（即基础面标高）表示（POS EL×××.×××）；对管廊、管架，注出架顶标高（TOS EL×××.×××）。

名称与位号的标注　设备布置图中的所有设备均需标出名称及位号，名称与位号要与工艺流程图相一致。一般标注在上方或下方。具体是位号在上，名称在下，中间画一粗实线。

定位轴线的标注　建筑物、构筑物的轴线和柱网要按整个装置统一编号，一般横向用阿拉伯数字自左向右顺序编号，纵向用大写英文字母自下而上顺序编号（其中 I、O、Z 三个字母不用）轴线端部的细线圆直径为 8～10mm，如图 4-12 所示（见插页）。

5. 安装方位标

安装方位标是表示设备安装方位基准的符号，方向与总图的设计标向一致。一般画在布置图的右上方，两细实线圆直径分别为 14mm 与 8mm。如图 4-12 所示（见插页）。

6. 设备一览表

可以将设备位号、名称、规格及设备图号（或标准号）等，在图纸上列表注明。也可不在图上列表，而在设计文件中附设备一览表。

第五章　化工管路布置设计

管路是化工生产中不可缺少的组成部分，像人体中的血管一样，起着输送各种流体的作用。管路布置设计又称配管设计，是施工图设计阶段的主要任务。据有关资料介绍，管路设计的工作量占总设计工作量的40%，管路安装工作量占工程安装总工作量的35%，管路费用约占工程总投资的20%，因此，正确合理进行管路布置设计对减少工程投资、节约钢材、便于安装、操作和维修，确保安全生产以及车间布置整齐美观都起着十分重要的作用。

第一节　管路布置设计的内容和工作程序

一、管路布置设计的内容

管路布置设计依据工艺设计提供的带控制点工艺流程图、设备布置图、物料衡算与热量衡算、工厂地质情况、地区气候情况、水、电、汽等动力来源、有关配管施工、验收规范标准等为基础资料。管路布置设计主要完成如下工作。

(1) 管路布置图（工艺配管图）　表示车间内管路空间位置的连接，阀件、管件及控制仪表安装情况的图样。

(2) 蒸汽伴管系统布置图　表示车间内蒸汽分配管与冷凝液收集管系统平、立面布置的图样。对于较简单的系统也可与管路布置图画在一起。

(3) 管段图　表示一个设备至另一个设备（或另一管路）间的一段管路及其管件、阀门、控制点具体配置情况的立体图样。

(4) 管架图　表示管架的零部件图样。

(5) 管件图　表示管件的零部件图样。

(6) 材料表　包括管路安装材料表、管架材料表及综合表、设备支架材料表、保温防腐材料表。

(7) 施工说明书　包括管路、管件图例和施工安装要求。

二、管路布置设计的工作程序

①管径计算与选择；②阀门与管件的选择；③对需要保温的管路，选择合适的保温材料，确定保温层的厚度；④确定管路（包括阀门、管件和仪表等）在空间的具体位置、安装、连接和支撑方式等，并绘制各种管路布置图；⑤向非工艺专业提供地沟、上下水、冷冻盐水、压缩空气、蒸汽的管路及管路要求的资料；⑥提供管路的材质、规格和数量；⑦作管路投资预算，编写施工说明书。

第二节 管子、管件与阀门

一、公称通径与公称压力

为了使管子、管件和阀门的连接尺寸标准化，提出了公称通径与公称压力的概念。

1. 公称通径

公称通径即不是管子的内径也不是管子的外径，而是管子的名义直径。它与管子的实际内径相接近，但不一定相等。凡是同一公称通径的管子，外径必定相同，而内径则因壁厚不同而异。公称通径以 *DN* 表示。

对于法兰和阀门，其公称通径是指与它们相配的管子的公称通径。

目前，还有一部分通用英制管子，如水煤气钢管，其公称通径用英寸表示，像 2″表示直径 2 英寸的管子。

2. 公称压力

公称压力是管路、管件和阀门在一定温度范围内的最大允许工作压力。用 *PN* 表示。一般分为低、中、高十二个等级，具体如表 5-1 所示。

表 5-1 公称压力等级

公称压力/MPa		
低	中	高
0.245 0.59 0.98 1.57	2.45 3.92 6.27	9.81 15.69 19.61 24.53 31.39

二、管子材料与常用管子

常用管子的材料有铸铁、硅铁、钢、有色金属、非金属等。要根据输送介质的温度、压力、腐蚀性、价格及供应等情况选择所用管子材料。常用管子材料选用如表 5-2 所示。

表 5-2 常用管子材料选用

管子名称	标准号	管子规格/mm	常用材料	温度范围/℃	主要用途
铸铁管	GB 9439—88	*DN*50～250	HT150,HT200,HT250	≤250	低压输送酸碱液体
中、低压用无缝钢管	GB 8163—87	*DN*10～500	20、10	−20～475	输送各种流体
			16Mn	−40～475	
			09MnV	−70～200	
裂化用钢管	GB 9948—88	*DN*10～500	12CrMo	≤540	用于炉管、热交换器管、管路
			15CrMo	≤560	
			1Cr2Mo	≤580	
			1Cr5Mo	≤600	
中、低压锅炉用无缝钢管	GB 3087—82	外径 22～108	20、10	≤450	锅炉用过热蒸汽管、沸水管。
高压无缝钢管	GB 6479—86	外径 15～273	20G	−20～200	化肥生产用，输送合成氨原料气、氨、甲醇、尿素等
			16Mn	−40～200	
			10MoWVNb	−20～400	
			15CrMo	≤560	
			12Cr2Mo	≤580	
			1Cr5Mo	≤600	

续表

管子名称	标准号	管子规格/mm	常用材料	温度范围/℃	主要用途
不锈钢无缝钢管	GB 2270—80	外径 6～159	0Cr13,1Cr13	0～400	输送强腐蚀性介质
			1Cr18Ni9Ti	−196～700	
			0Cr18Ni12Mo2Ti	−196～700	
			0Cr18Ni12Mo2Ti	−196～700	
低压流体输送用焊接钢管	GB 3091—93（镀锌）GB 3092—93	*DN*10～65	Q215A	0～140	输送水、压缩空气、煤气、蒸汽、冷凝水、采暖
			Q215AF,Q235AF		
			Q235A		
螺旋电焊钢管	SY 5036—83 SY 5037—83	*DN*200	Q235AF,Q235A	0～300	蒸汽、水、空气、油、油气
			16Mn	−20～450	
钢板卷管	自制加工	*DN*200～1800	Q235A	0～300	
			10、20	−40～450	
			20g	−40～470	
黄铜管	GB 1529—87 GB 1530—87	外径 5～100	H62,H63(黄铜) HPb59-1	≤250（受压时,≤200）	用于机器和真空设备管路
铝和铝合金管	GB 6893—86 GB 4437—84	外径 18～120	L2,L3,L4 LF2,LF3,LF21	≤200（受压时,≤150）	输送脂肪酸、硫化氢等
铅和铅合金管	GB 1472—88	外径 20～118	Pb3,PbSb4,PbSb6	≤200（受压时,≤140）	耐酸管路
玻璃钢管	HGJ 534—91	*DN*50～600			输送腐蚀性介质
增强聚丙烯管		*DN*17～500	PP	120(压力<1.0MPa)	
硬聚氯乙烯管	GB 4219—84	*DN*10～280	PVC		
耐酸陶瓷管	HGB 94001—86				
聚四氟乙烯直管	SG 186—80	*DN*0.5～25	聚四氟乙烯		
高压排水胶管		*DN*76～203	橡胶		

三、管路连接方法

管路连接常用的方法有三种：焊接、螺纹连接和法兰连接。

焊接　是化工厂中应用最广的一种管路连接方式。特点是成本低、方便、可靠，特别适用于直径大的长管路连接，但拆装不便。

螺纹连接　主要用于直径较小的水、煤气钢管的连接。特点是结构简单、拆装方便；但连接的可靠性差，容易在螺纹连接处发生渗漏。在化工厂中，通常用于上、下水，压缩气体管路的连接，不宜用于易燃、易爆、有毒介质的管路连接。

法兰连接　是化工厂中应用极广的连接方式。特点是强度高、装拆方便、密封可靠，适用于各种温度、压力的管路，但费用较高。

四、阀门的选择

阀门的作用是控制流体在管内的流动。其功能有启闭、调节、节流、自控和保证安全等。阀门的选择主要依据流体特性（腐蚀性，固体含量、黏度，相态变化）、功能要求（切断、调节）、阀门尺寸（由流体流量和允许压力降决定）、阻力损失、温度、压力、材质等。阀门的种类很多，用途很广，但国家对阀门已制定了系列标准。选用时，先根据介质的性质、状态和操作要求确定阀门的类型，然后再按管路系统的公称通径、公称压力选择相应的规格型号。

第三节 管路计算

一、管子规格的确定

1. 流速选取

在确定管内流体流速时一般可考虑以下原则。

管径大，壁厚及质量增加，阀门和管件尺寸也增大，使基建费用增加；管径小，流速增加，流体阻力增加，动力消耗大，运转费用增加。因此，管内流速应限制在一定范围内，不宜太高。

不同流体按其性质、形态和操作要求不同，应选用不同的流速。黏度较大的流体，管内的压力降较大，流速应较低；黏度较小的流体流速相应增大。为防止流速过高引起管线冲蚀、磨损和噪声等现象，一般情况下，流体流速不超过 3m/s，气体流速不超过 100m/s。对于含有固体机械杂质的流体，流速不能过低，以免固体沉积造成堵塞。

允许压力降较小的管线，如常压自流管线，应选用较低流速；允许压力降较大的管线，可选用较高流速。根据上述原则，可以参照表 5-3 选取流体流速。

表 5-3 常用流体流速范围

介质	条件	流速/(m/s)	介质	条件	流速/(m/s)
过热蒸汽	$DN<100$	20～40	水及黏度相似液体	$p_{表}$ 0.1～0.3MPa	0.5～2
	$DN=100$～200	30～50		$p_{表}<1.0$MPa	0.5～3
	$DN>200$	40～60		压力回水	0.5～2
饱和蒸汽	$DN<100$	15～30		无压回水	0.5～1.2
	$DN=100$～200	25～35		往复泵吸入管	0.5～1.5
	$DN>200$	30～40		往复泵排出管	1～2
低压气体 $p_{绝}<0.1$MPa	$DN\leqslant100$	2～4		离心泵吸入管	1.5～2
	$DN=125$～300	4～6		离心泵排出管	1.5～3
	$DN=350$～600	6～8	油及黏度大的液体	油及相似液体	0.5～2
	$DN=700$～1200	8～12		黏度 0.05Pa·s	
气体	鼓风机吸入管	10～15		$DN\leqslant25$	0.5～0.9
	鼓风机排出管	15～20		$DN=50$	0.7～1.0
	压缩机吸入管	10～15		$DN=100$	1.0～1.6
	压缩机排出管			黏度 0.1Pa·s	
	$p_{绝}<1.0$MPa	8～10		$DN\leqslant25$	0.3～0.6
	$p_{绝}=1.0$～10.0MPa	10～20		$DN=50$	0.5～0.7
	往复真空泵			$DN=100$	0.7～1.0
	吸入管	13～16		$DN=200$	1.2～1.6
	排出管	25～30		黏度 1.0Pa·s	
苯乙烯、氯乙烯		2		$DN\leqslant25$	0.1～0.2
乙醚、苯、二硫化碳	安全许可值	<1		$DN=50$	0.16～0.25
甲醇、乙醇、汽油	安全许可值	<2～3		$DN=100$	0.25～0.35
				$DN=200$	0.35～0.55

2. 管径计算

公式法　根据选定的流速，可按下式计算管子直径

$$d_i=\sqrt{\frac{4q_V}{\pi u}} \tag{5-1}$$

式中　d_i——管子内径，m；

q_V——体积流量，m^2/s；

u——流速，m/s。

图表法　根据选定的流速查图 5-1 确定管子直径。当直径大于 500mm，流量大于 $60000m^3/h$ 时，可以查其他图表进行确定。

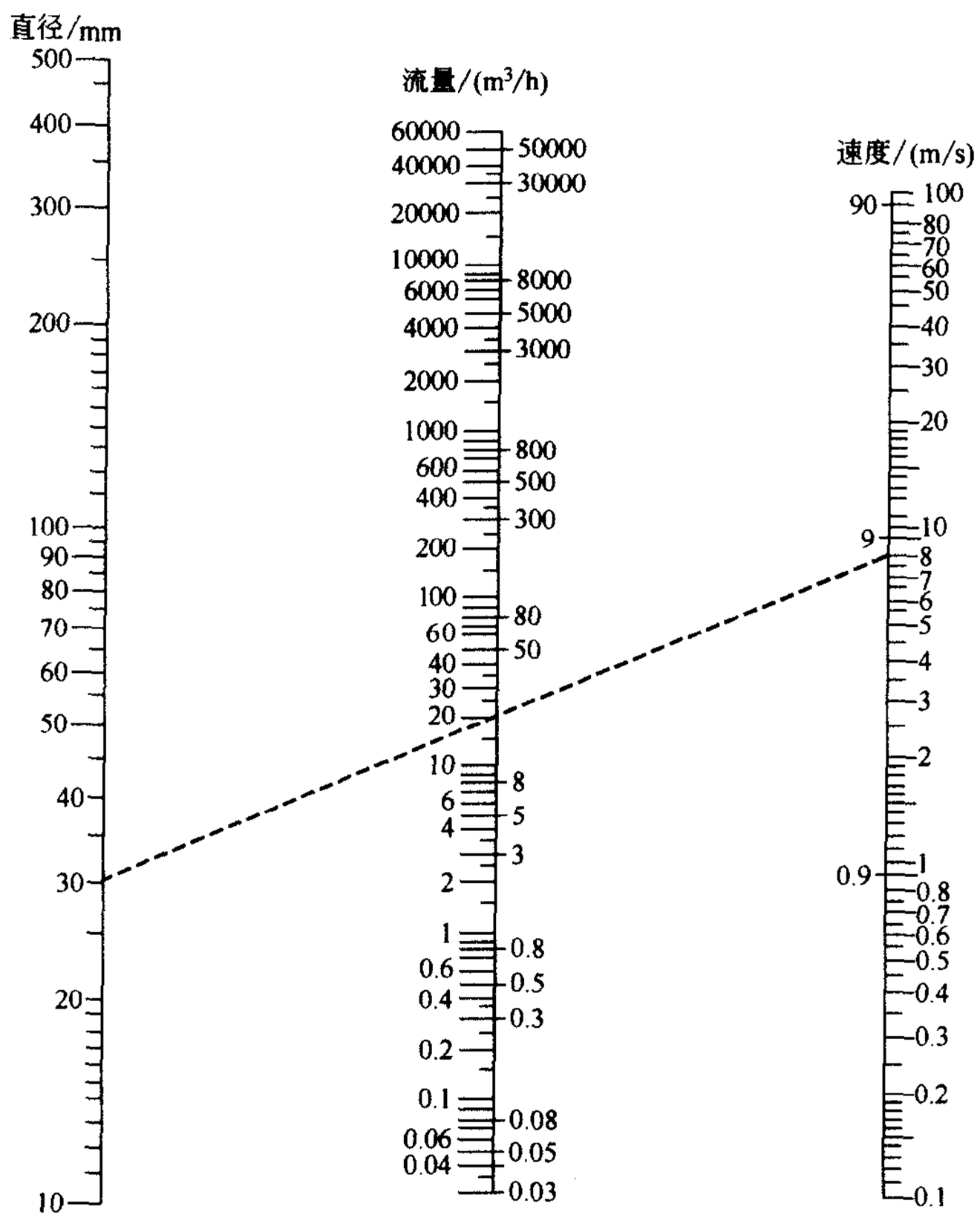


图 5-1　流速、流量、直径计算图

由此计算所得的管径值还需进行圆整，以选用符合国家标准的管子。

3. 管壁厚度的确定

管壁厚度可根据管内工作压力、管材允许应力进行计算。也可以通过管径和压力查找有关书籍和手册获得壁厚。

二、管路压力降的计算

计算管路压力降的目的是为了选择合适的泵、压缩机、鼓风机等输送设备和校核流速或管径。最常用的方法是利用算图进行计算，如对于常温的水，流经钢管时的压力降可由

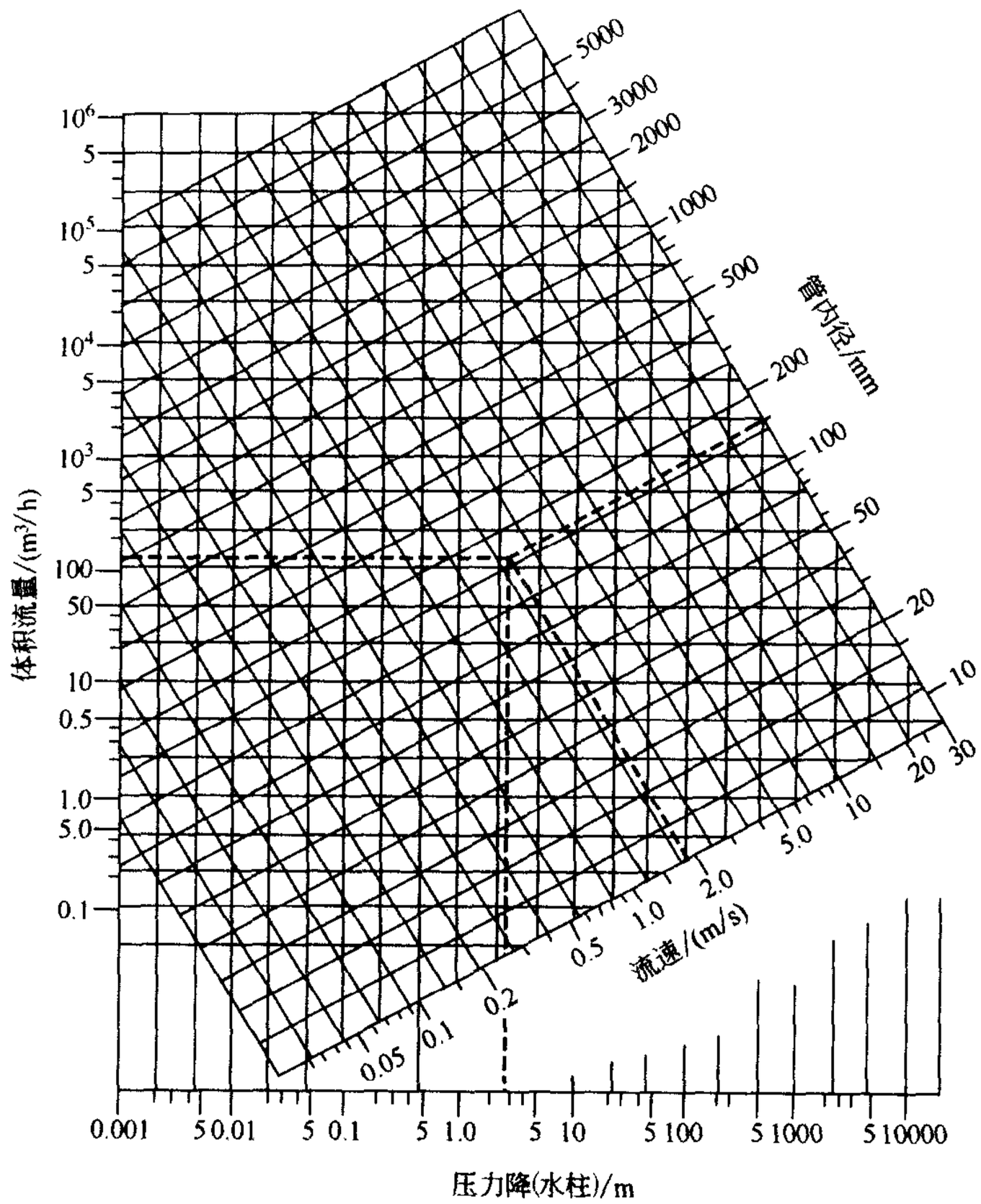


图 5-2 水管路（钢管）压力降计算图

注：图中压力降测量范围为 100m 管长。

图 5-2直接查得；对于非常温的水或其他液体只要将按水查得的压力降，乘以表 5-4 所列的校正系数，即可得该液体的压力降。

表 5-4 液体管路压力降校正系数

相对密度	黏度/10^{-3}Pa·s												
	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2	1.5	2.0	3.0	4.0	6.0	8.0	10.0
0.50	0.43	0.49	0.53	0.56	0.58	0.60	0.63	0.66	0.72	0.76	0.83	0.88	0.90
0.60	0.49	0.56	0.60	0.63	0.66	0.68	0.71	0.75	0.82	0.87	0.94	1.00	1.03
0.70	0.55	0.64	0.68	0.72	0.75	0.78	0.81	0.85	0.93	0.99	1.07	1.14	1.17
0.80	0.62	0.71	0.77	0.81	0.84	0.87	0.91	0.96	1.04	1.14	1.20	1.27	1.34
0.90	0.68	0.78	0.84	0.88	0.92	0.95	1.00	1.05	1.14	1.22	1.32	1.39	1.43
1.0	0.74	0.85	0.91	0.96	1.00	1.03	1.08	1.14	1.24	1.32	1.43	1.51	1.56
1.1	0.80	0.91	0.99	1.04	1.08	1.14	1.17	1.23	1.34	1.42	1.54	1.64	1.68
1.2	0.86	0.98	1.06	1.12	1.16	1.20	1.25	1.32	1.44	1.53	1.66	1.76	1.81
1.3	0.91	1.04	1.12	1.18	1.23	1.27	1.33	1.40	1.53	1.62	1.76	1.86	1.94
1.4	0.97	1.11	1.20	1.26	1.31	1.36	1.42	1.49	1.63	1.73	1.87	1.98	2.04
1.5	1.02	1.17	1.26	1.33	1.38	1.43	1.50	1.57	1.72	1.82	1.97	2.09	2.15
2.0	1.28	1.47	1.59	1.67	1.74	1.80	1.88	1.98	2.16	2.29	2.49	2.63	2.71
3.0	1.73	1.99	2.15	2.26	2.35	2.43	2.55	2.68	2.92	3.10	3.36	3.56	3.66

三、管路热补偿计算

1. 管路的热变形

管路一般是在常温下安装的，当输送高温或低温流体时，管子会产生压缩变形或冷缩，即管路的热变形。一根自由放置的长度为 L 的管子，在温度升高 Δt 时的伸长量 ΔL 为：

$$\Delta L = L\alpha\Delta t \tag{5-2}$$

式中　α——管材的热膨胀系数。

若限制管路的自由伸长，管壁就要产生轴向的压应力 σ，使管子产生压缩变形，其变形量等于受到限制的那部分热伸长量。这个因热变形而产生的应力称热应力。热应力产生的轴向推力 p 为

$$p = \sigma A = E\alpha\Delta t A \tag{5-3}$$

式中　E——管材的弹性模量；

A——管子的截面积。

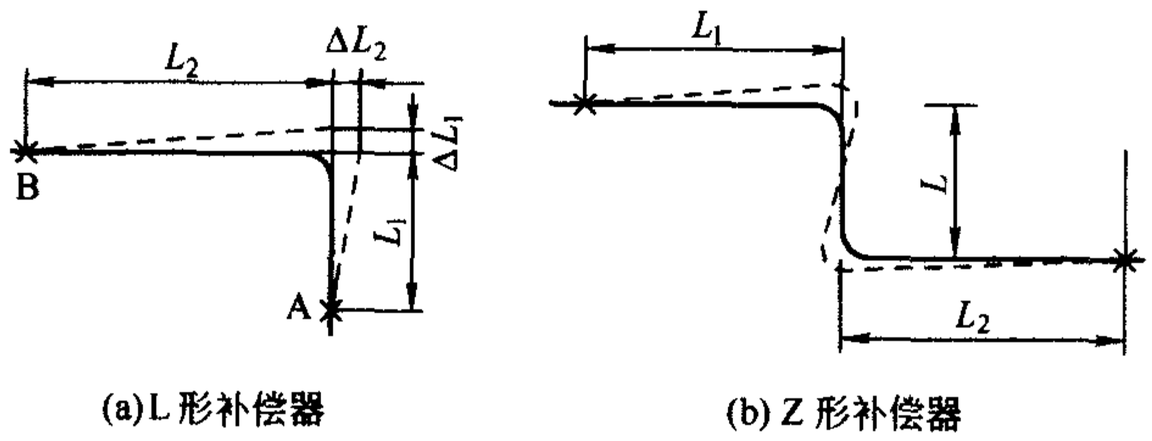
由式（5-3）可知热应力和轴向推力与管路长度无关，所以不能因管路短而忽视这个问题。

一般使用温度低于 100℃和直径小于 $DN50$ 的管路可不进行热应力计算。直径大、直管段长、管壁厚的管路或大量引出支管的管路，要进行热应力计算，并采取相应的措施将其限定在许可值之内。

2. 管路的热补偿

管路的热补偿是采用各种措施吸收管路的热变形量，其基本手段是增加管路的弹性，使管路按设计意图产生变形或位移，从而降低热应力，确保管路系统安全。管路的热补偿措施介绍如下。

利用管路敷设时自然形成的转弯吸收热伸长量的称为自然热补偿，此弯管段称为自然热补偿器，如图 5-3 所示。它与管路本身合为一体，因此最经济。在管路布置时要充分利用管路的自然补偿能力，当自然补偿不能满足要求时，可采用其他热补偿器补偿。如：常用的补偿器有 Π 形和波纹管两种形式。



(a) L 形补偿器　　(b) Z 形补偿器

图 5-3　自然补偿器

Π 形补偿器如图 5-4 所示。该补偿器耐压可靠，补偿量大，是目前应用较广的补偿器。安装时要预拉伸（拉伸到 L_2）或预压缩（压缩到 L_1），可提高补偿量一倍，固定支架受力也可减少一倍。

波纹补偿器如图 5-5 所示（为一个波形的），是用钢板压制出 1～4 个波形而成，其特点是体积小，安装方便，但补偿量小，耐压低。

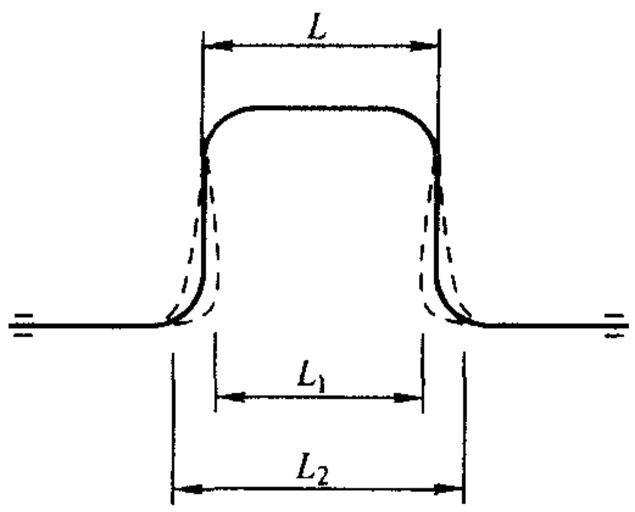


图 5-4 Π 形补偿器

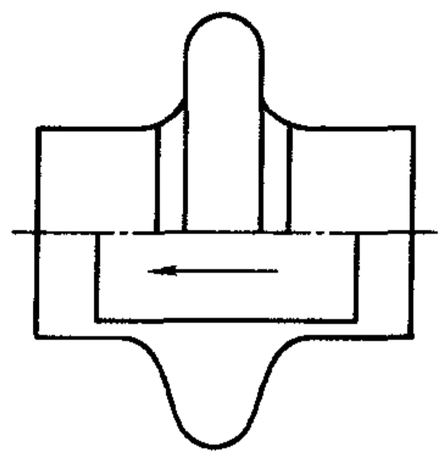


图 5-5 波纹补偿器

第四节 管路布置的原则和方法

一、管路布置设计的主要原则

由于化工产品种类繁多，生产操作条件不一，输送介质性质复杂。因此，管路布置与安装应根据工艺流程的要求、操作条件、输送物料的性质、管径大小等，并结合设备布置、建筑物及构筑物的情况进行综合考虑，使管路能充分满足生产要求，保证安全生产，便于操作维修，节约材料与投资，而且还要整齐美观。

1. 物料因素

输送有毒或有腐蚀性介质的管路，不得在人行道上空设置阀体、伸缩器、法兰等，若与其他管路并列时应在外侧或下方安装。

输送易燃、易爆介质的管路不应敷设在生活间、楼梯和走廊等处，一般应配置安全阀、防爆膜、阻火器、水封等防火防爆安全装置，并应采取可靠的接地措施；易燃易爆及有毒介质的放空管应引至室外指定地点或高出层面 2m 以上。

管路敷设应有坡度，以免管内或设备内积液，坡度方向一般为顺介质流动方向，但也有与介质流动方向相反的情况，如氨压缩机的吸入管路应有≥0.005 的逆向坡度，坡向蒸发器；其排气管路应有 0.01～0.02 的顺向坡度，坡向油分离器。管路坡度一般为：

蒸汽	0.002～0.005	蒸汽冷凝水	0.003
冷冻盐水	0.005	压缩空气	0.004
真空	0.003	清净下水	0.005
生产废水	0.001	一般气体及易流动液体	0.005

黏度大的液体可取 0.01，含固体颗粒的流体最大可取 0.05。

长距离输送蒸汽的管路要在一定距离处安装疏水阀，以排除冷凝水。

冷热流体应相互避开，不能避开时，冷管在下，热管在上；塑料管或衬胶管应避开热管。

2. 施工、操作与维修

管路尽量架空敷设，平行成列走直线，少拐弯（因做自然补偿，方便安装、检修、操作除外）、少交叉以减少管架的数量；并列管线上的阀门应尽量错开排列；从主管上引出支管时，气体管从上方引出，液体管从下方引出。

管路应尽量集中敷设，在穿墙和楼板时特别要注意此段管路不应有焊缝。

管路应尽可能沿墙壁安装，为便于安装、检修和防止变形后挤压，管路之间、管路与墙壁之间应保持一定的距离。平行管路间最突出物间的距离不能小于50～80mm，管路最突出部分距墙壁、管架边和柱边不能小于100mm。表5-5和表5-6分别列出了法兰对齐时和法兰相错时的低压管路间距。

表5-5　法兰对齐时低压管路间距/mm

DN	25	40	50	80	100	150	200	250
25	250							
40	270	280						
50	280	290	300					
80	300	320	330	350				
100	320	330	340	360	375			
150	350	370	380	400	410	450		
200	400	420	430	450	460	500	550	
250	430	440	450	480	490	530	580	600

表5-6　法兰相错时的低压管路间距/mm

DN		C	25	40	50	70	80	100	125	150	200	250	300
25	A	110	120										
	B	130	200										
40	A	120	140	150									
	B	140	210	230									
50	A	130	150	150	160								
	B	150	220	230	240								
70	A	140	160	160	170	180							
	B	170	230	240	250	260							
80	A	150	170	170	180	190	200						
	B	170	240	250	260	270	280						
100	A	160	180	180	190	200	210	220					
	B	190	250	260	270	280	290	300					
125	A	170	190	200	210	220	230	240	250				
	B	210	260	280	290	300	310	320	330				
150	A	190	210	210	220	230	240	250	260	280			
	B	230	280	300	300	300	320	330	340	360			
200	A	220	230	240	250	250	270	280	290	300	300		
	B	260	310	320	330	330	350	360	370	390	420		
250	A	250	270	270	280	280	300	310	320	340	360	390	
	B	290	340	350	360	360	380	390	410	420	450	480	
300	A	280	290	300	310	310	330	340	350	360	390	410	440
	B	320	370	380	390	390	410	420	440	450	480	510	540

注：1. A、B分别为不保温管间和保温管间的间距。

2. C为管中心到墙面或管架边缘的距离。

3. 保温管与不保温管间的间距为（A+B)/2。

4. 螺纹连接管路间的间距按表中数减去20mm。

管路布置不能妨碍门窗开启及设备、机泵和自控仪表的操作检修，在有吊车的情况下，管路布置不应妨碍吊车工作。管路应避免通过电动机、仪表盘、配电盘上空；塔及容器的管路不可从人孔正前方通过。

管路安装时尽量避免出现“气袋”，“口袋”和盲肠，当无法避免时，应在管线最高点设置放空阀，最低点设置放净阀。

阀门、仪表的安装应方便操作与维修，一般阀门安装高度以离操作面 1.2m 为宜，水平管路上的阀门阀杆不宜垂直向下。

流量元件（孔板、喷嘴及文氏管）所在的管路前后要有足够长的直管段，以保证准确测量。

液面计要装在液面波动小的地方；沉筒式液面计周围要留有开关仪表盆的空间；玻璃液面计要装在操作控制阀时能看得见的地方。

温度元件在设备与管路上的安装位置，要与流程一致，并保证一定的插入深度和外部安装检修空间。

3. 安全生产

不锈钢管不得与普通碳钢制的管架直接接触，以免产生因电位差造成腐蚀核心。

在人员通行处，管路底部的净高不宜小于 2.2m；通行大型检修机械或车辆时，管路底部净高不应小于 4.5m，跨越铁路上方的管路，其距轨顶的净高不应小于 5.5m。

埋地管路应在冻土层以下，穿越道路或受荷地区要采取保护措施，输送易燃易爆介质的埋地管路不宜穿越电缆沟。

距离较近的两设备间，管路一般不应直连接（设备之一未与建筑物固定或有波纹伸缩器的情况除外），一般采用 45°或 90°弯接。

设备间的管路连接应尽可能地短而直（用于自然补偿或方便检修的情况除外），尤其是使用合金钢的管线和工艺要求压降小的管线，如压缩机入口管线，再沸器管线以及真空管线等。

为防止管路在工作中产生振动、变形及损坏，必须根据管路的具体特点，合理确定其支承与固定结构。

管路布置时应考虑电缆、照明、仪表、采暖通风等非工艺管路。

二、管路支架

管路支架有支承、固定与约束管路的作用，它承受管路的重量、沿管路的轴向水平推力（热推力）、侧向水平力（支管拉力等）、设备传给管路的振动力等。

管子的固定、支承和管架设计是管路布置设计的重要内容之一。在车间平面布置时，必须对管架进行规划，确定其大致位置，估算其宽度。待具体布置时，再最后确定其位置和结构尺寸。

1. 管架宽度估算

管架宽度取决于布置在管架上的管路根数和直径。一般按管架上管路最密处的管子根数计算管架宽度。

2. 管路支架类型

管路支架（管卡、托架、吊架）已有标准设计，可按《管架通用系列》选用。

按管路支架的作用一般可分为四大类型。

固定支架　不允许管路有任何位移的地方，应设固定支架。除支承管路重量外，还要承受管路的水平作用力，保证管路不能移动。固定支架应设在坚固的厂房结构或管架上，并对垂直和水平受力进行验算。

在热管路的各个补偿器（包括自然补偿器）间设置固定支架，就能按设计意图分配

补偿器分担的补偿量；在设备管口附近的管路上设置固定支架，可以减少设备管口的受力。

滑动支架　允许管路在水平面上有一定的位移。

导向支架　用于允许轴向位移而不允许横向位移的地方，如Π形补偿器的两端（距离4倍管径处）和铸铁阀件两侧。常用的导向支架有导向管卡、导向角钢、导向板和导向管托等。

弹簧吊架　当管路有垂直位移时，如热膨胀引起的上下位移，则因弹簧有弹性，故仍能提供必要的支吊力。

3. 管路支架安装

管架一般分为室外管架与室内管架。室外管架有独立的支柱；室内管架可省去管架支柱，尽量采用与土建的墙、柱或钢梁直接连接的方式。一般采用插墙支承或与土建预埋件相焊接的方式，如无预埋件时，可采用梁箍包梁或槽、角钢夹柱的方式。

对于悬臂式连接结构的支吊架，其悬臂长度一般不宜大于800mm。对于悬臂较长的支吊架，尽量在其受力较大的方向加斜撑。

4. 支架、管架间距

管路的支架或管架间距越小，需要的支架或管架的数目就越多，投资就越大，其中管架间距对投资的影响更大。管架间距可按大部分管路的支架间距选定，一部分小管子可利用设支架支承。固定支架和活动支架的间距要参见表5-7。

表5-7　固定支架和活动支架的间距

DN	固定支架最大间距/m			活动支架最大间距/m		DN	固定支架最大间距/m			活动支架最大间距/m	
	Π形补偿器	L形补偿器		不保温	保温		Π形补偿器	L形补偿器		不保温	保温
		长边	短边					长边	短边		
20				4.0	2.0	125	70	30	6.0	12.0	7.5
25	30	15	2.0	4.5	2.5	150	80	30	6.0	13.0	9.0
32	35	18	2.5	5.5	3.0	200	90			15.0	12.0
40	45	20	3.0	6.0	3.5	250	100			17.0	14.0
50	50	24	3.5	6.5	4.0	300	115			19.0	16.0
80	60	30	5.0	8.5	6.0	350	130			21.0	18.0
100	65	30	5.5	11.0	6.5	400	145			21.0	19.0

三、典型设备的管路布置

1. 泵的管路布置

泵的管路布置原则是保证良好的吸入条件与方便检修。泵的吸入管路要短而直、阻力小；避免“气袋”，避免产生积液；泵的安装标高要保证足够的吸入压头。在图5-6所示的几种安装方法中，右侧为正确。

图5-7是离心泵的配管图，虚线表示另一种接法。在泵上方不布置管路有利于泵的检修，吸入管转弯向上（亦可转向侧面）不妨碍拆卸叶轮。

2. 换热器的管路布置

以列管式换热器为例进行讨论，其他换热器与之类同。

虽然列管式换热器已有标准系列，其基本结构都已确定，但管口大小、位置和安装结构是由工艺设计人员根据化工计算和管路布置要求来决定的。

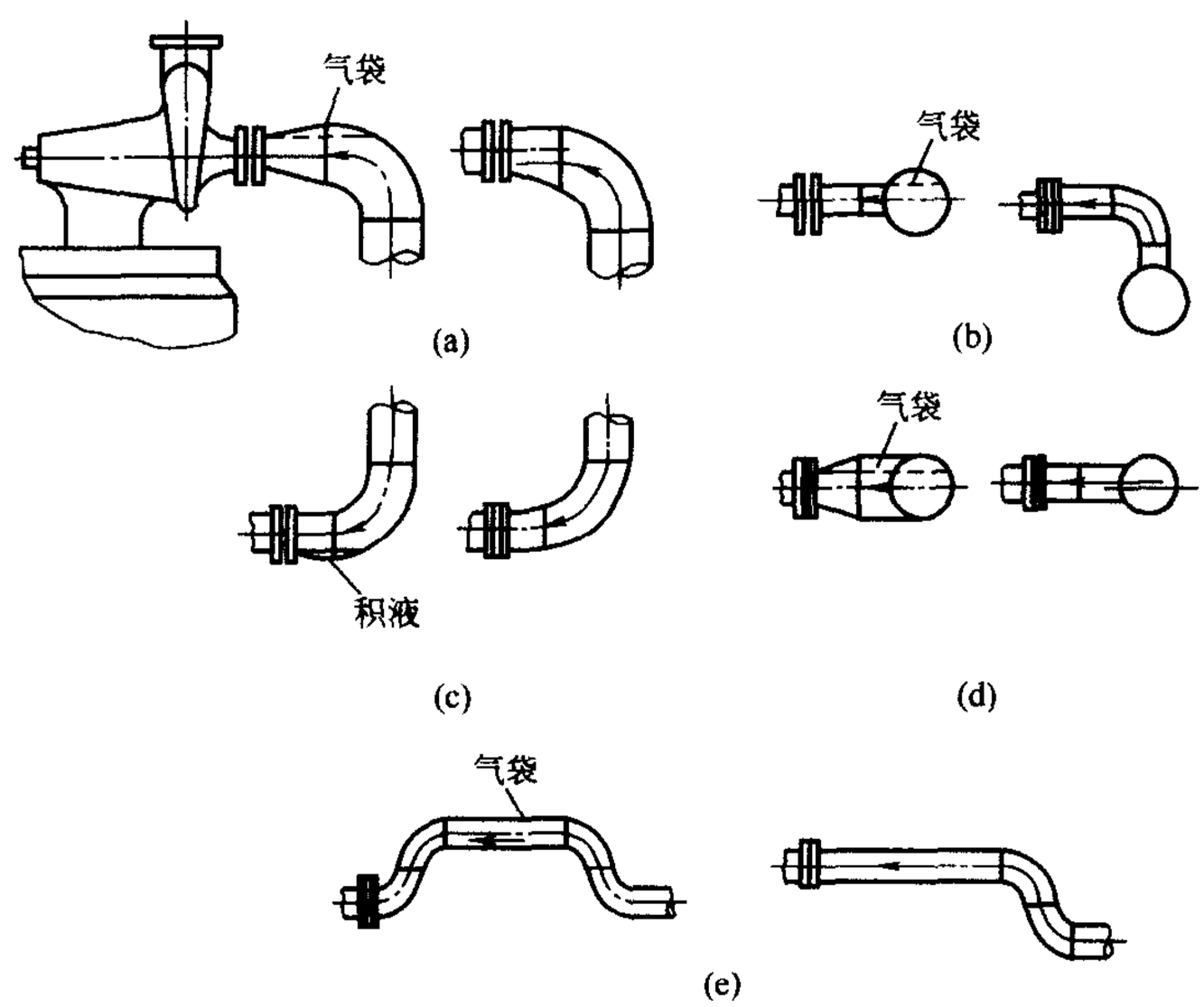


图 5-6 离心泵入口弯管和异径管布置

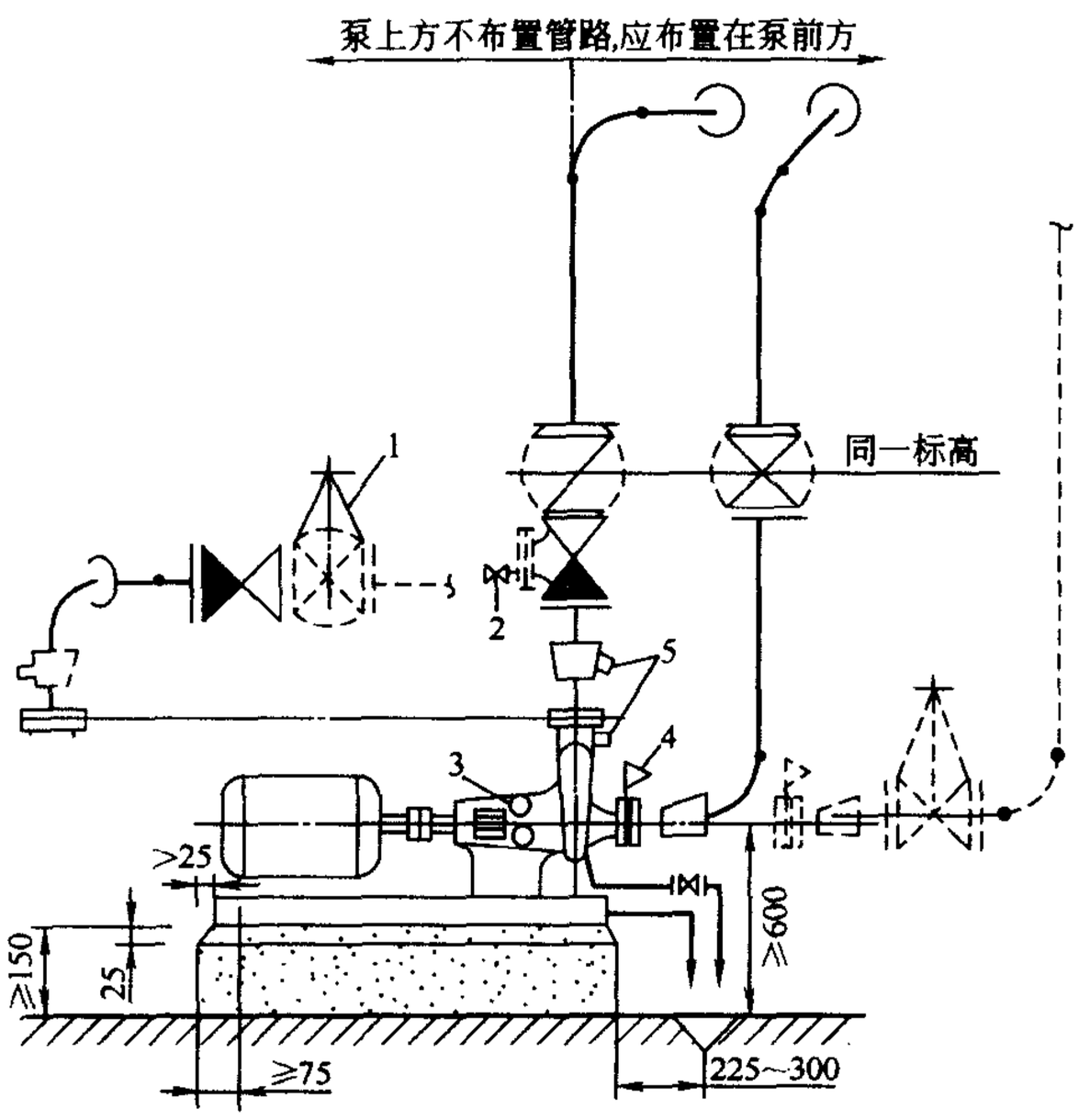


图 5-7 离心泵配管图

1—阀杆方向可水平或垂直；2—排液阀装在止回阀盖上；3—泵的密封液与冲洗液口；4—临时过滤器；5—压力表管口

合适的流动方向和管路布置能简化和改善管路布置的质量。图 5-8（a）、（c）、（e）为习惯流向的布置，在该图所示的场合是不合理的；图 5-8（b）、（d）、（f）则是改变了流动方向的合理布置。

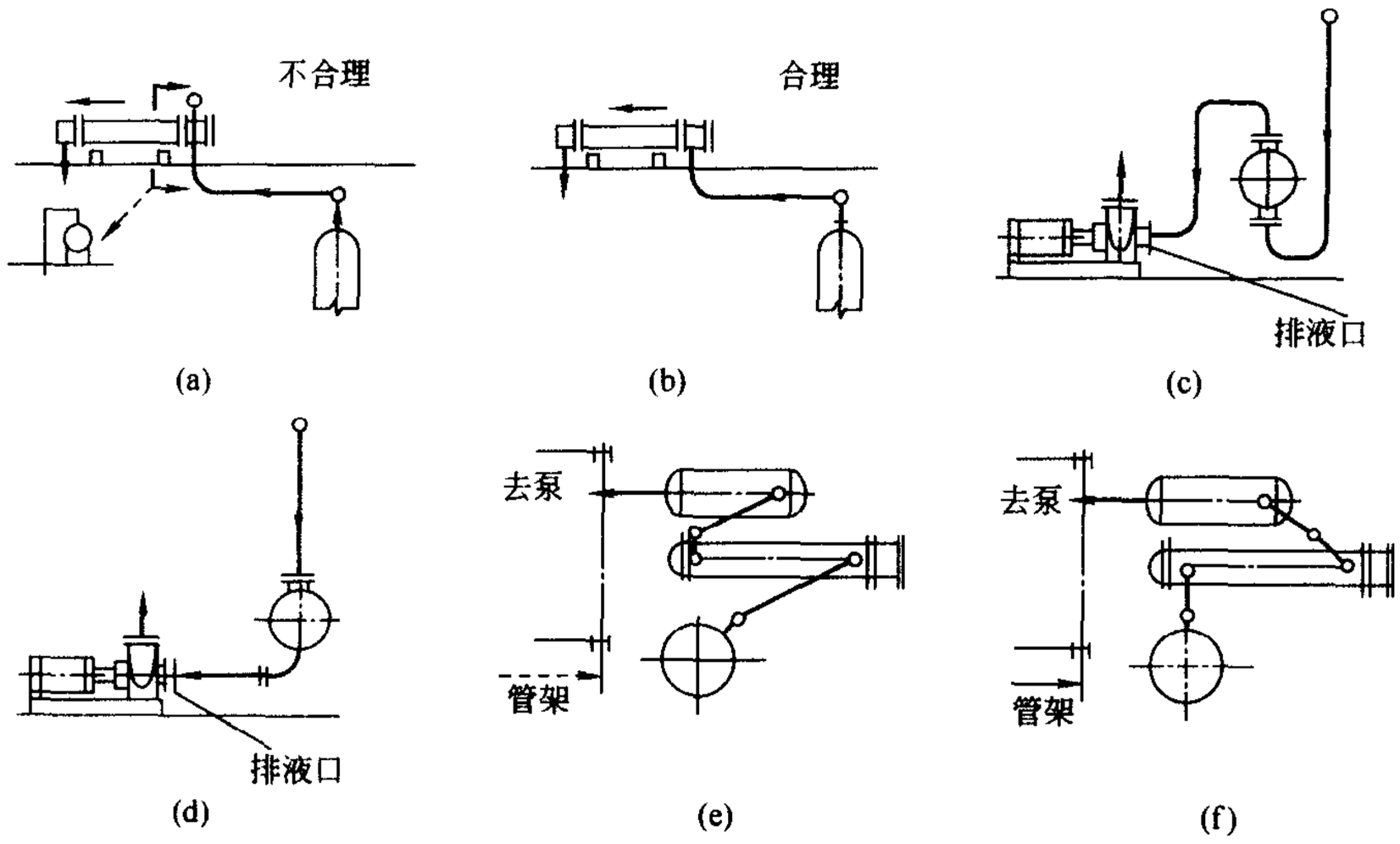


图 5-8　流体流动方向与管路布置

图 5-8（a）改成（b）简化了塔到冷凝器的大口径管路，节约了二个弯头和相应的管路。图 5-8（c）改成（d）消除了泵吸入管路上的气袋，节约了四个弯头、一个排液阀和一个放空阀，缩短了管路，同时也大大改善了吸入条件。图 5-8（e）改成（f）缩短了管路，使流体的流动方向更为合理。

3. 换热器的平面配管

换热器一般布置成管箱对着道路，顶盖对着管廊，如图 5-9 所示。配管时，首先留出换热器的两端和法兰周围的安装与维修空间，在这个空间内不能有任何障碍物（如管路、管件

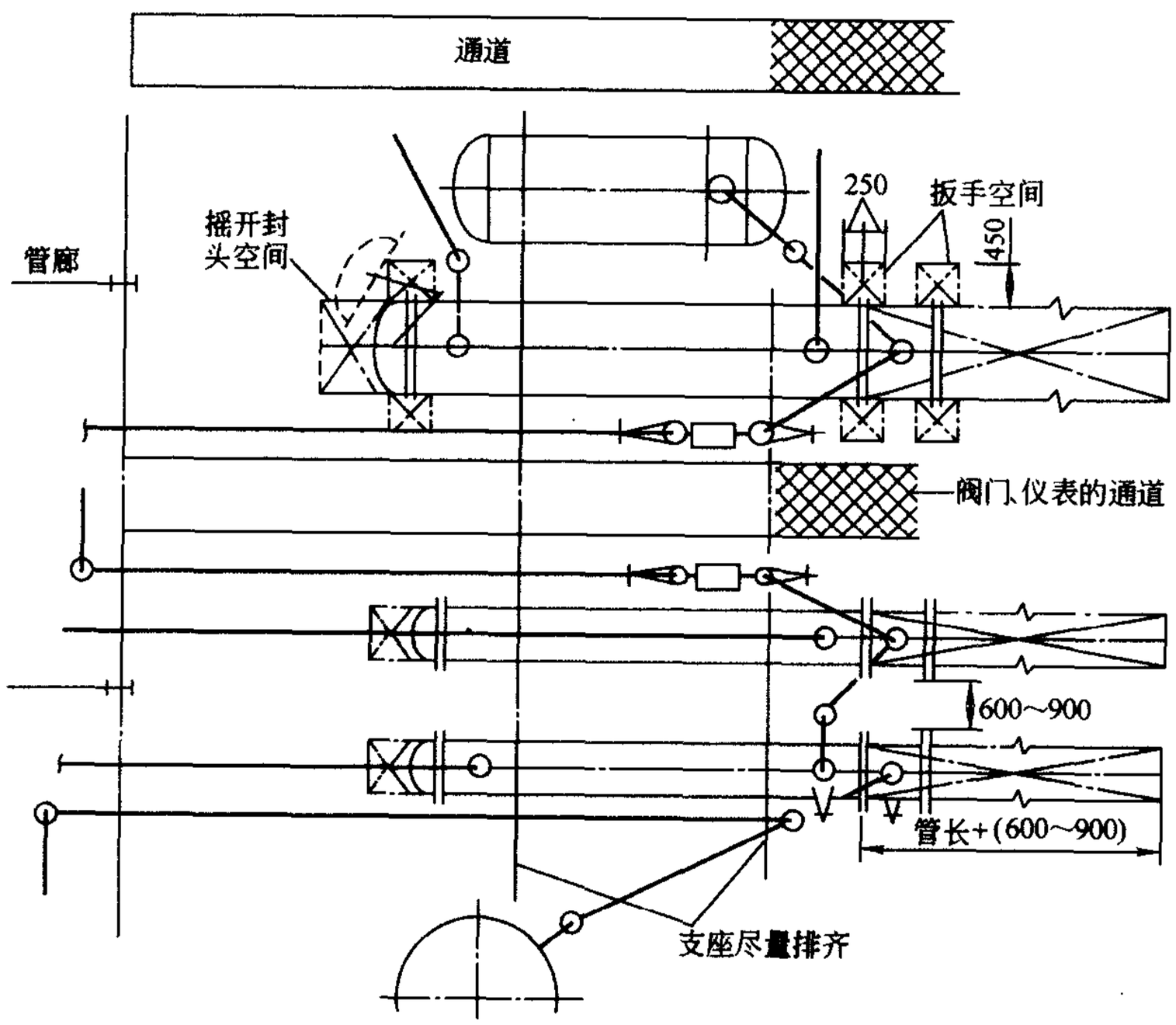


图 5-9　换热器的平面配管

等)。图 5-9 所示的是对直径 0.6m 左右的换热器而言。要力争管路短，操作、维修方便。在管廊上右转弯的管路布置在换热器的右侧，从换热器底部引出的管子也在右侧转弯向上。从管廊的总管引来的公用工程管路（如蒸汽管），则布置在任何一侧都不会增加管路长度。换热器与邻近设备间可用管路直接架空相连，换热器管箱上的冷却水进口排齐，并布置在冷却水地下总管的上方（图 5-10）。回水管布置在冷却水总管的旁边。

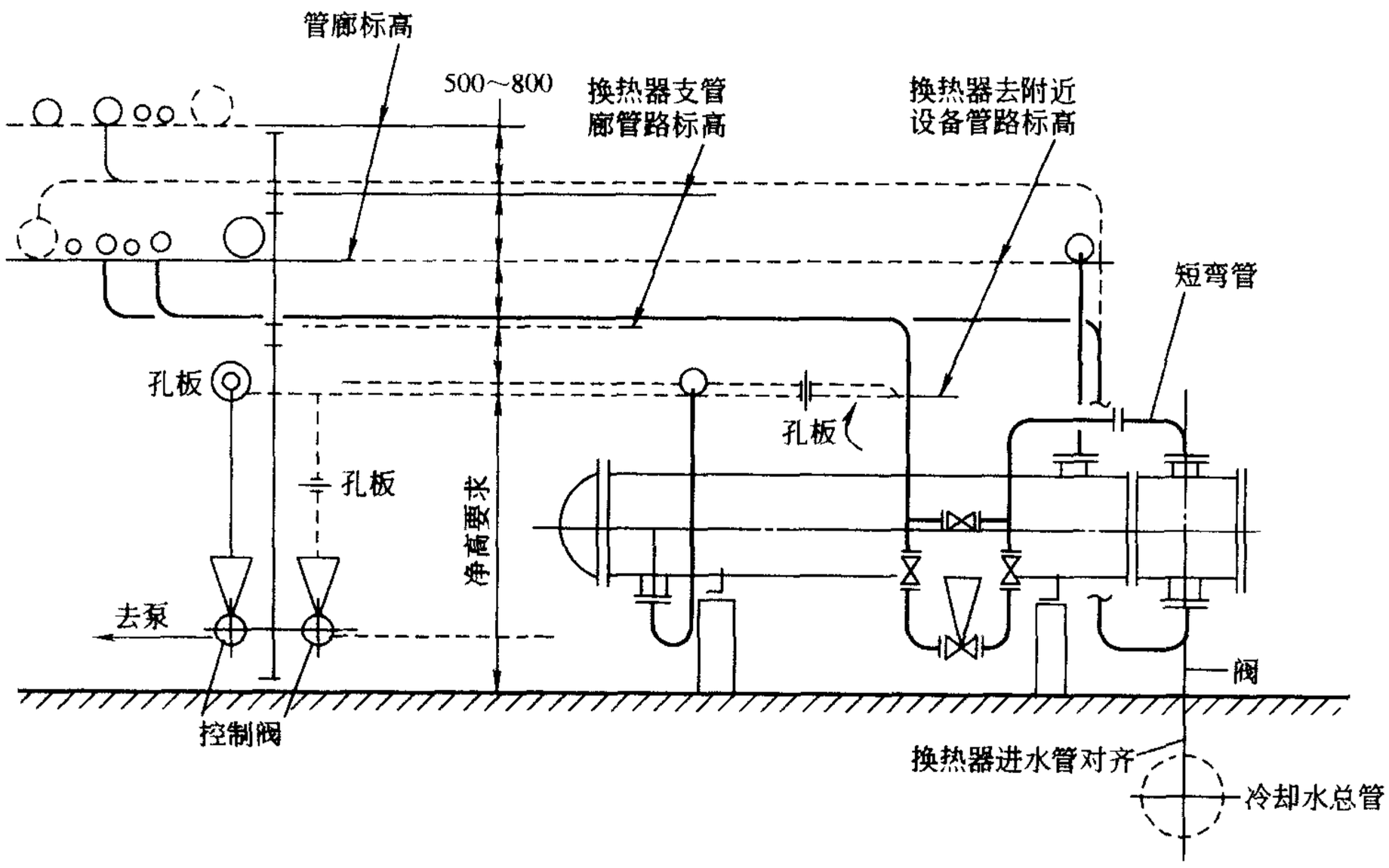


图 5-10 换热器的立面配管

阀门、自动调节阀、仪表等沿操作通道靠近换热器布置，并能立在通道上操作。为便于拆卸管箱，管箱上下的连接管要及早转弯，并设一短弯管。

4. 换热器的立面布置

管路在标高上分几个层次，每层相隔 0.5～0.8m，最低一层要满足净高要求。与管廊连接的管路标高比管廊低 0.5～0.8m，管廊下泵的出口，高度比管廊低的设备和换热器的接管也采用这个标高或再下一层。为防止凝液进入换热器，蒸汽支管常从总管上方引出，若蒸汽总管最低处装有疏水器则也可以从下方引出。

孔板法兰通常装在架空的水平管路上，在它的前后要保持一段直管，孔板要布置在用梯子容易达到的地方。带变送器的孔板和自动调节阀最好装在离地面 0.75m 高的地方。其他仪表也要布置在易观测、易维修的地方。

换热器的接管应有合适的支架，不能让管路重量都压在换热器管口上，热应力也要妥善解决。

5. 容器的管路布置

立式容器（反应器）管口方位不受内件的影响，完全取决于管路布置的需要。一般划分为操作区与配管区两部分。如图 5-11 所示。加料口、视镜和温度计等常需操作及观察的管口布置在操作区。人孔可布置在顶部，也可布置在筒身。排出口布置在底部。高大的立式容器在操作区要设置操作平台。

卧式容器　液体和气体的进口一般布置在一端的顶部，液体出口在另一端的底部，蒸汽

出口则在液体出口的顶部。进口也能从底部伸入（图 5-12 左图），在对着管口的地方设防冲板，这种布置适合于大口径管路，有时能节约管子与管件。

放空管在一端的顶部，放净口在另一端的底部，同时使容器向放净口端倾斜。若容器水平安装，则放净口可放在易于操作的任何位置或出料管上。如果人孔设在顶部，放空口则设在人孔盖上部。

安全阀可放在顶部任何地方，最好放在有阀的管路附近，这可以和阀共用平台和通道。

吹扫蒸汽进口在排气口另一端的侧面，可以切线方向进入，使蒸汽在罐内回转前进。

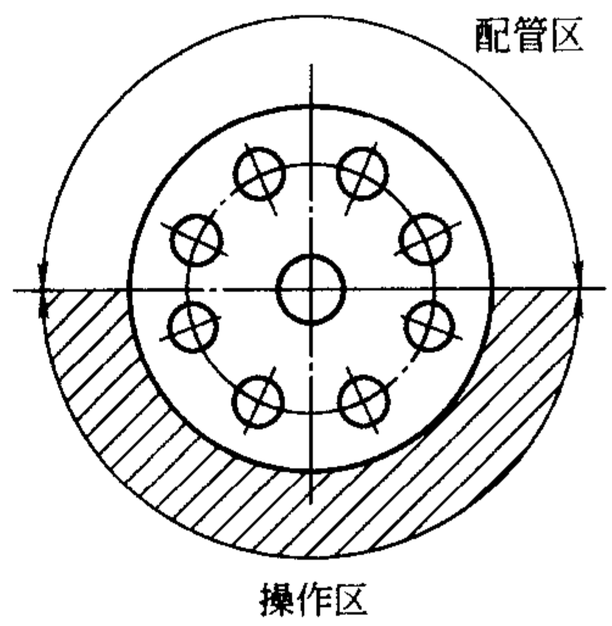


图 5-11　立式容器的管口方位

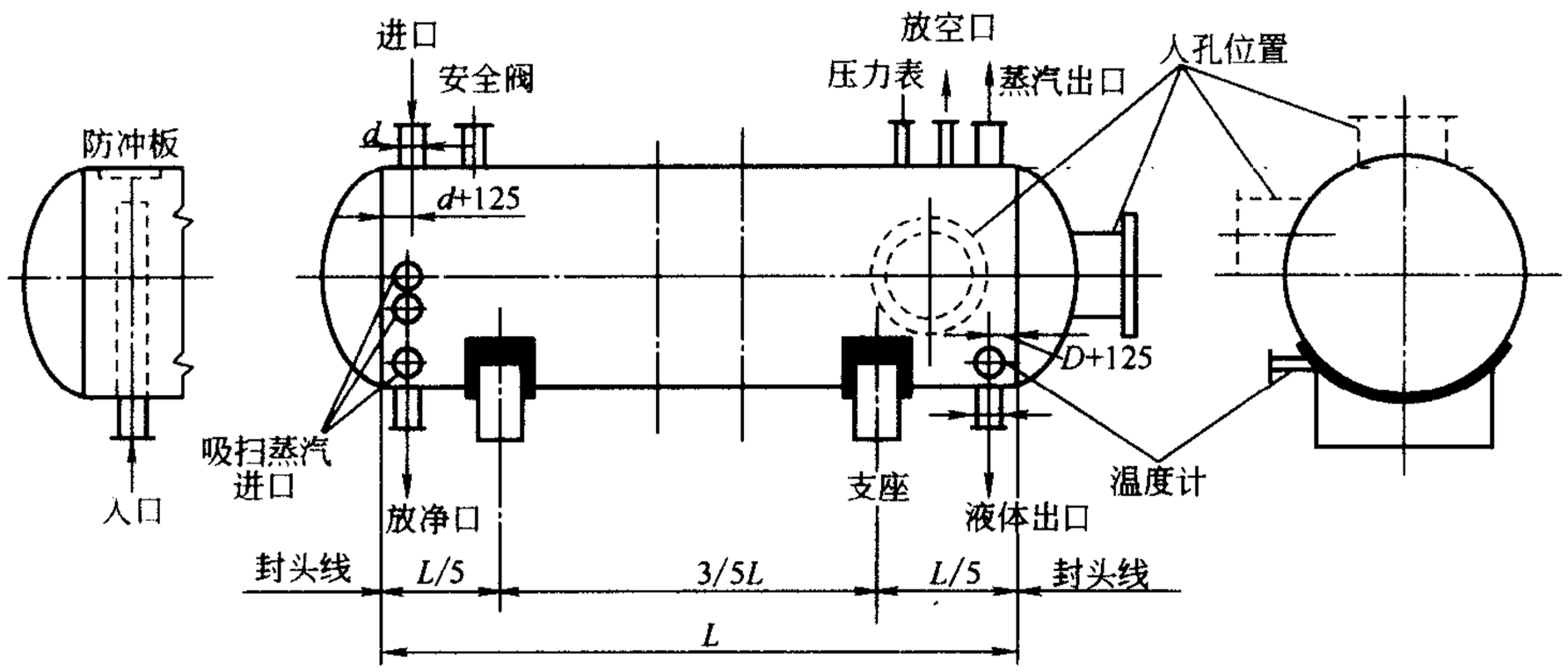


图 5-12　卧式容器的管口位置

进、出口分布在容器的两端，若进出料引起的液面波动不大，则液面计的位置不受限制，否则应放在容器的中部。压力表则装在顶部气相部位，在地面上或操作平台上看得见的地方。温度计装在底部的液相部位，从侧面水平插入，通常与出口在同一断面上，对着通道或平台。

人孔可布置在顶上、侧面或封头中心，以侧面较为方便；但在框架上支承时占用面积大，故以布置顶上为宜。人孔中心高出地面 3.6m 以上时应设操作平台。

支座以布置在离封头 $L/5$ 处为宜，可依实际情况而定。

接口要靠近相连的设备，如排出口应近泵入口，工艺、公用工程和安全阀接管尽可能组合起来，并对着管架。

立式容器（或反应器）一般成排布置，因此，把操作相同的管路一起布置在相应容器的相应位置可避免操作有误，因而，也比较安全。例如，两个容器时，管口对称布置，三个以上时使管口位置相同。视镜布置在容器的进出口附近，高度要便于观察。当有搅拌装置时，管路不能妨碍其拆装和维修。

图 5-13 为立式容器的管路连接简图，其中图（a）距离较近的两设备间不能直接安装，应采用 45°或 90°弯接。图（b）进料管设在设备前部，适用于能站在地面上操作的设备。图（c）出料管沿墙敷设，设备间距要大一些，以便能进入操作；离墙距离则可小一些，以节省地面面积。图（d）出料管在设备前引出，设备间距和设备离墙距离都可小一些，出料管通

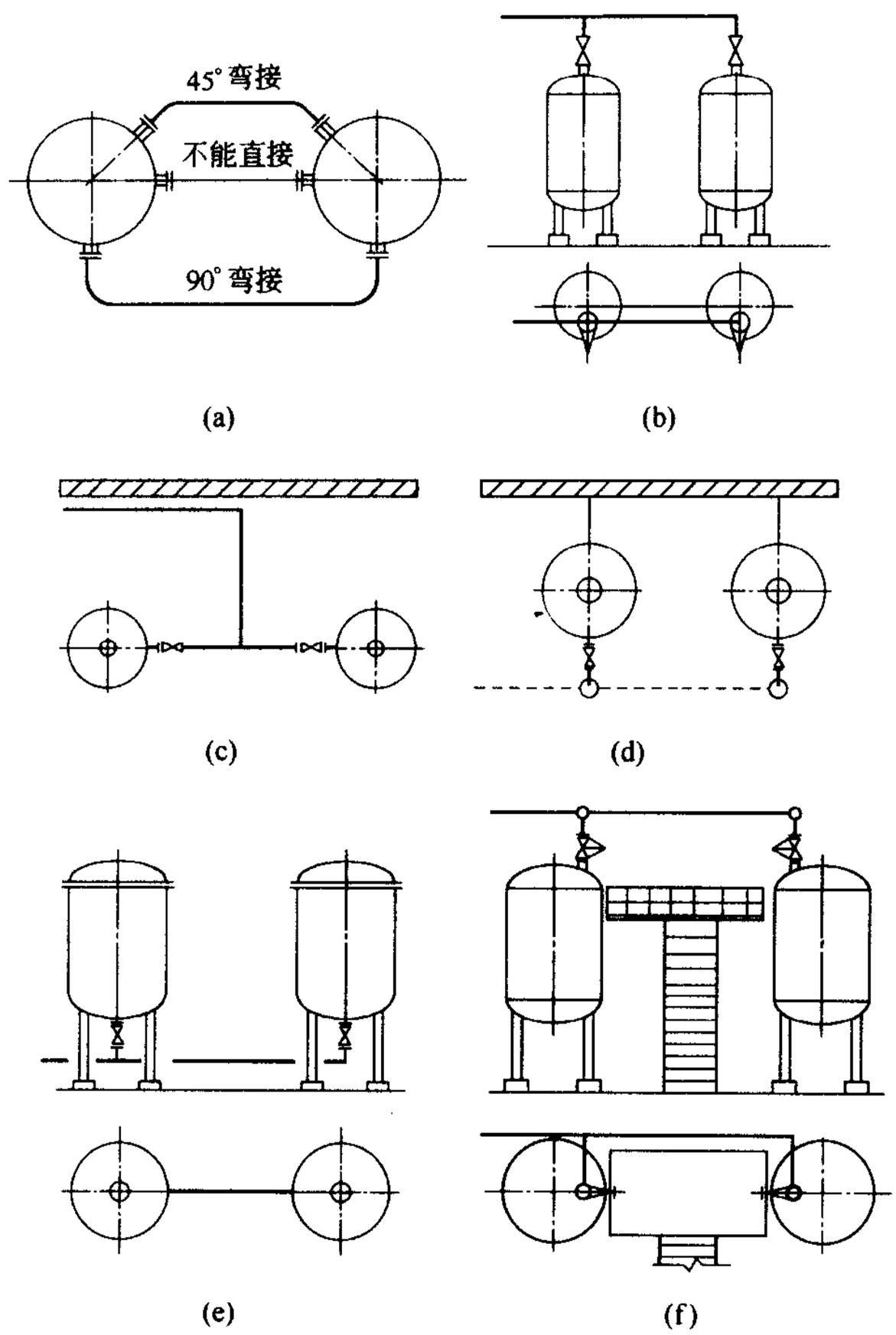


图 5-13 立式容器的管路连接简图

过阀门后立即引至地下，走地沟或埋地敷设。图（e）出料管在底部中心引出，适用于底部离地较高和直径不大的设备，管路短，占地面积小。图（f）进料管对称布置，适合操作台操作的设备。

卧式容器的管口大多数在一条线上，各种阀门也都直接装在管口上，如图 5-14 所示。所以管口间的距离要便于这些阀的操作。此外，管路布置还与容器在操作台（地面）上安装高度有关。容器底部离台面高则出料管阀门装在台面上，在台面上操作；若距离低则装在台面下，将阀杆接长，伸到台面上进行操作。

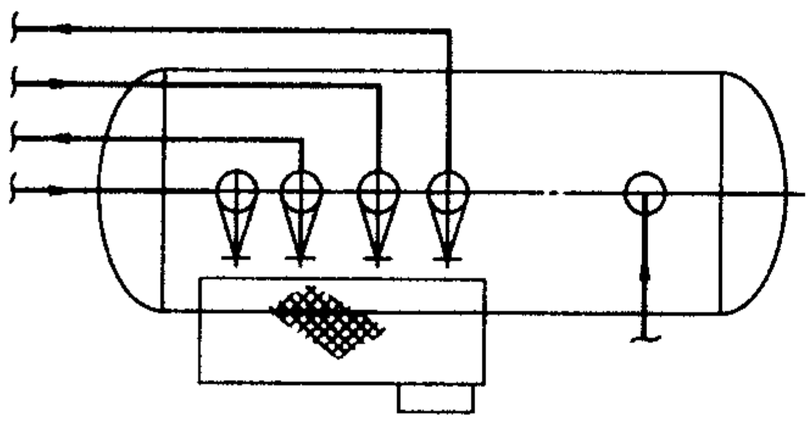


图 5-14 卧式容器的管路布置

6. 塔的管路布置

塔通常分成操作区与配管区两部分（图 5-15）。操作区原则是进行运转操作和维修，包括登塔的梯子、人孔、操作阀门、仪表、安全阀、塔顶上吊柱和操作平台等，操作区一般面对道路。配管区设置管路连接的管口，一般位于管廊一侧，是连接管廊、泵等设备管路的区域。

塔内部的工艺要求往往比外部配管更严格，塔内部零件的位置常常决定塔的管口、仪表

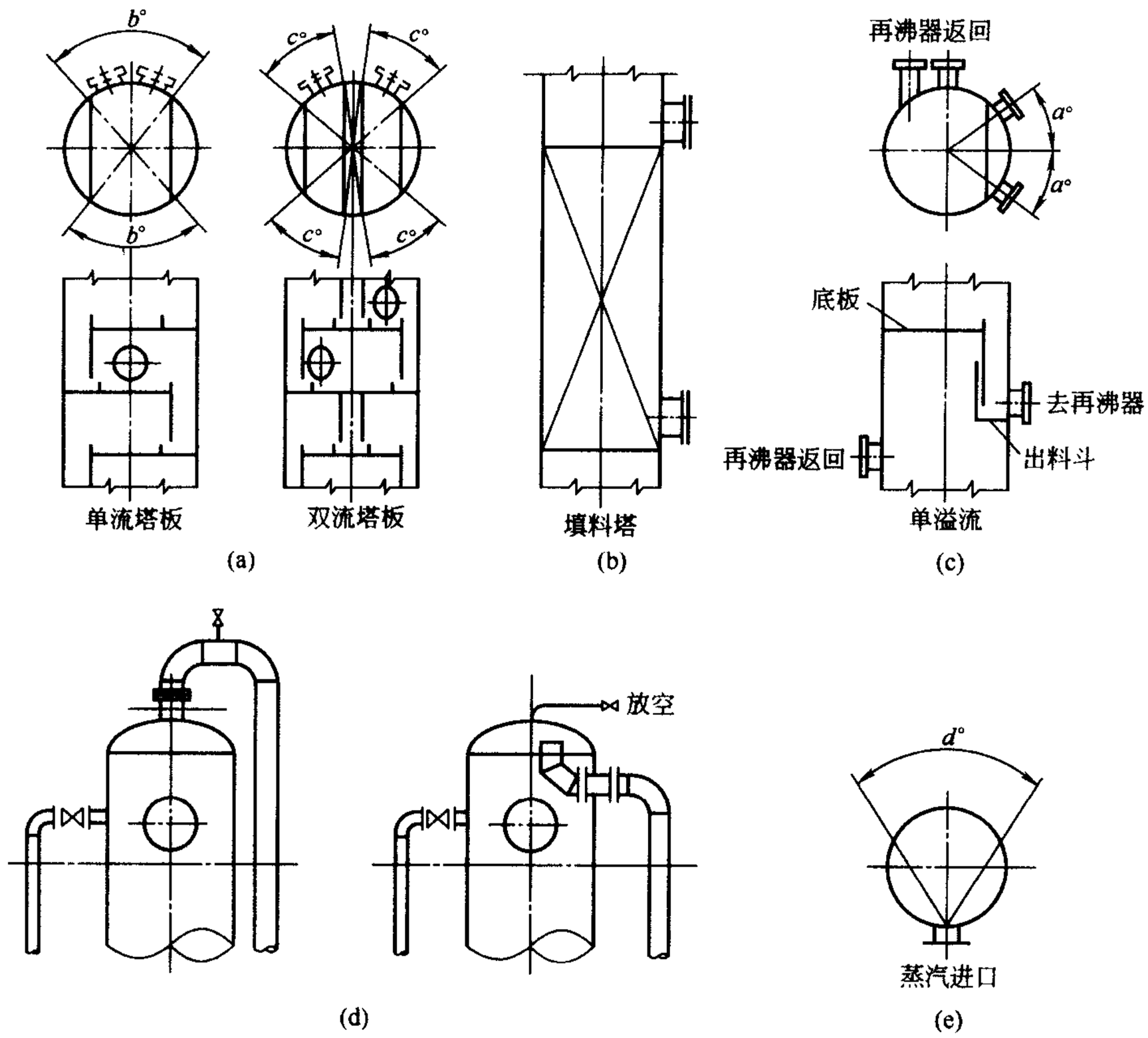


图 5-15　塔的管路布置

和平台的位置。一般由机械设计人员决定与塔内结构有关的每一个管口高度，而由配管设计人员定出工艺和公用工程管口的方位，以适应配管设计的需要。

人孔应设在安全、方便的操作区，常将一个塔的几个人孔设在一条垂线上，并对着道路（图 5-17）。人（手）孔的位置受塔内结构的影响，不能设在塔盘的降液管或密封盘处，应设在图［图 5-15（a)］所示的 $b°$或 $c°$的扇形区内，人孔中心离平台 0.5～1.5m。

填料塔在每段填料的上下设手孔或人孔［图 5-15（b)］。

接再沸器出液口可在角度 $2a°$的扇形区内变动［图 5-15（c)］，取决于出液口直径和出料斗宽度。再沸器返回管或塔底蒸汽进口中的流体都是高速进入的，为了保持液封板的密封，气体不能对着液封板，最好与它平行。

因回流管口不需切断阀，所以可以设在配管区 180°的地方（图 5-17）。

当考虑在不同塔板位置进料时，要在支管上设切断阀，所以应布置在操作区的边上。

蒸汽可从塔的顶部向上引出，也可以用内部弯管从塔顶中心引向侧面［图 5-15（d)］。后者使蒸汽出口的管口靠近顶部人孔的操作平台，塔顶放空管也可接近平台，这种布置可省去塔顶通往盲板、仪表和放空管的小平台。

液面计不能布置在下对着蒸汽进口的位置［图 5-15（e）角度 $d°$的扇形区］，必须布置在这个位置时要加防冲挡板。下侧管口应从塔身引出，而不能从出料管上引出。

塔的配管比较复杂，它涉及的设备多，空间范围大，管路数量多，而且管径大，要求严

格。所以在配管前应对流程图作一个总体规划，如图 5-16 所示。要考虑主要管路的走向及布置要求，仪表和调节阀的位置，平台的设置及设备的布置要求等，这项工作也可结合设备布置考虑。

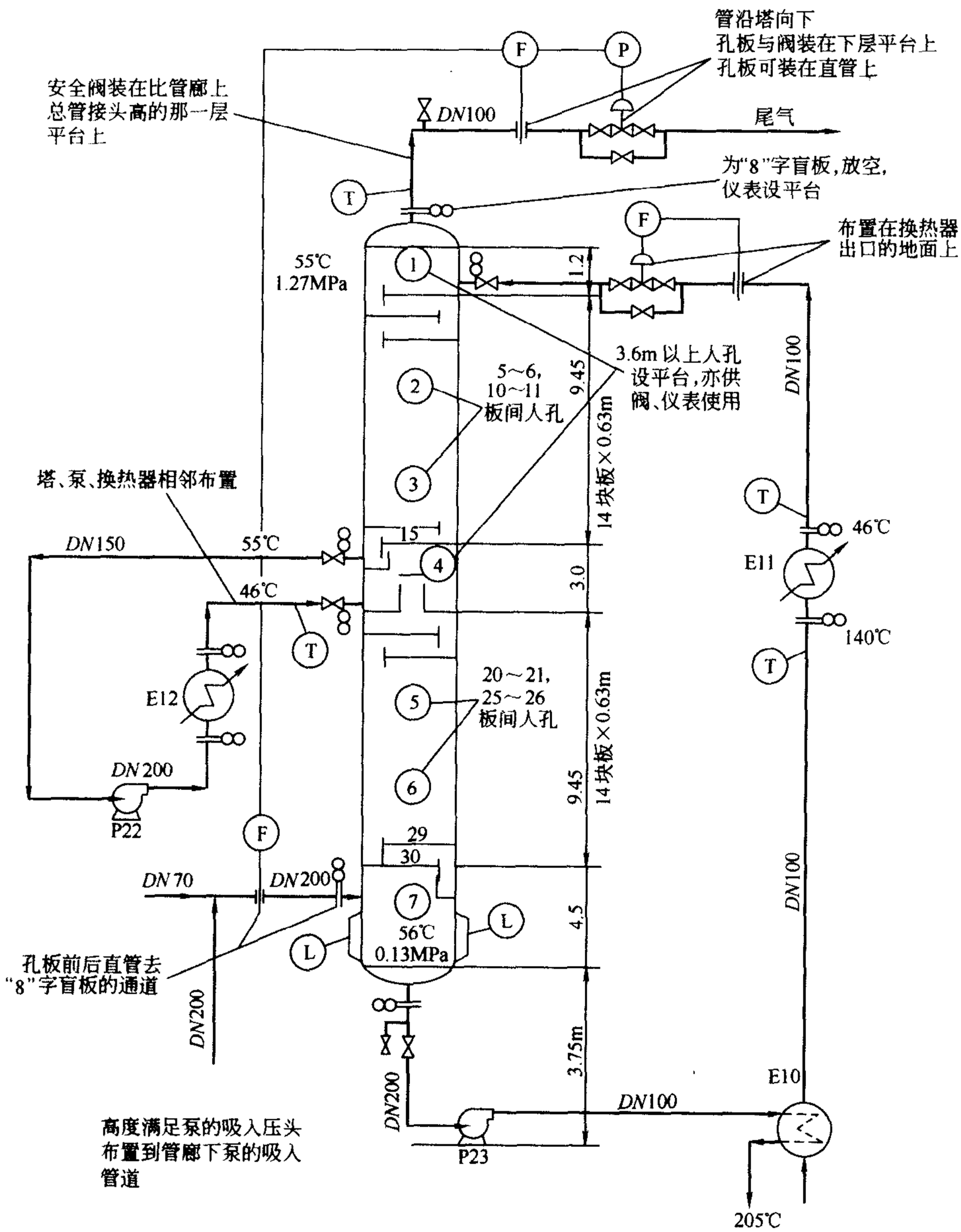
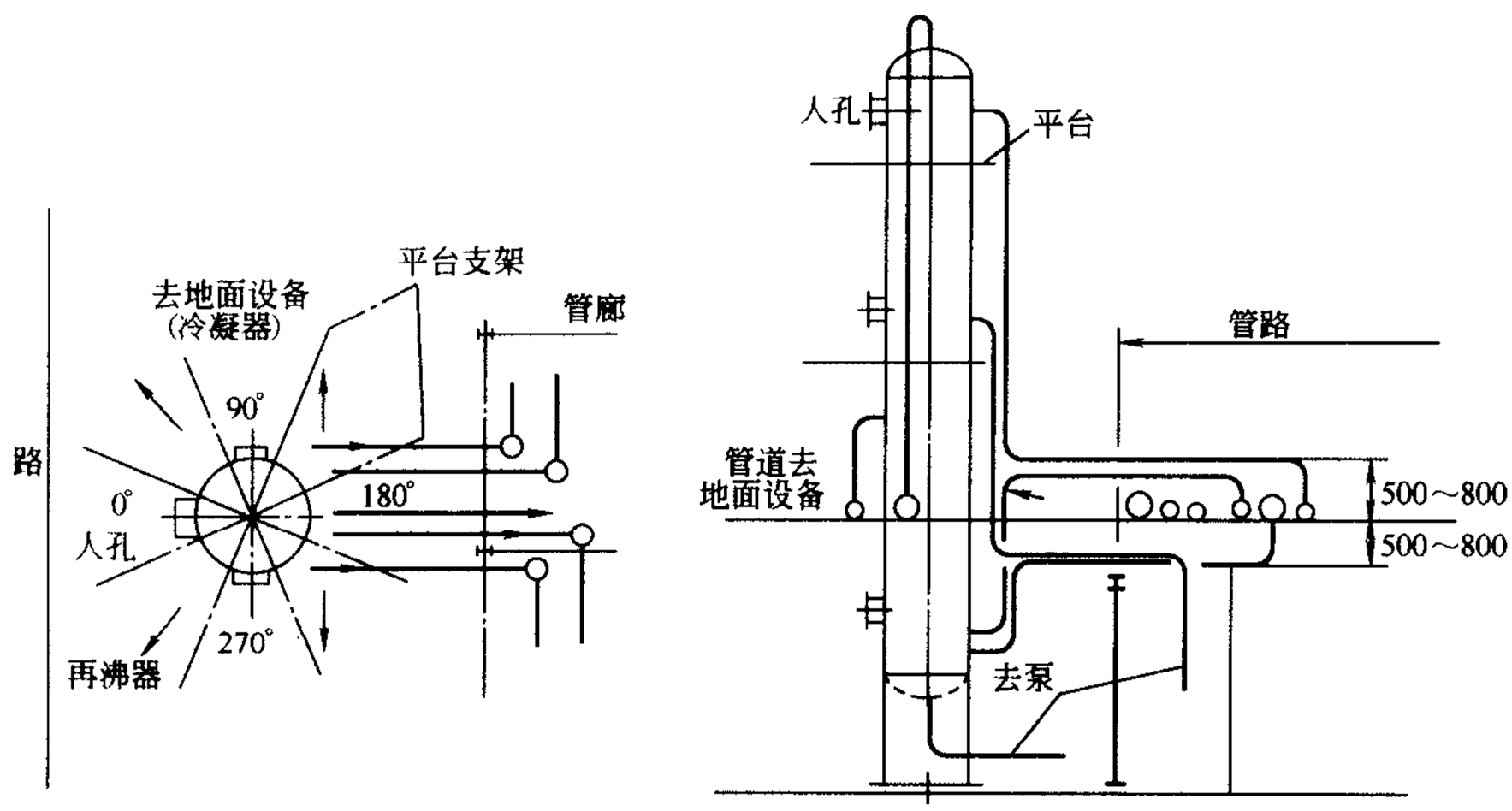


图 5-16 在流程图上规划塔的配管

图 5-17 平面图表示了管路、管口、人孔、平台支架和梯子的分布情况，一般说这种布置形式是较好的。配管的第一步是确定人孔方向，最好是所有人孔都在同一方向，面对着主要通道。

排列的人孔将占整个塔的一个扇区，这个扇形区不应被任何管路所占有。

梯子布置在 90°与 270°两个扇形区中，此区亦不能安排管路。



(a) 平面图　　(b) 立面图

图 5-17　塔的配管示意图

管路在避免交叉与绕走。在管廊上左转弯的布置在塔的左边；右转弯的布置在右边，这些管路的各自扇形区在梯子和 180°之间，180°的扇形区对没有阀门和仪表的管路是有利的。与地面上设备相连的管路的扇形区设在梯子和人孔两侧。

配管从塔顶开始，大口径的塔顶蒸汽管在转弯后即沿塔壁垂直下降，既美观，效果又好。余下的空间依次向下布置可避免返工。用来保护塔的安全阀通常与塔顶管路相连接。排出气体通入大气的安全阀应布置在塔的最高平台上。向排放总管排放的安全阀安装在排放总管上面的最低的那层平台上，使安全阀排出管路最短。

塔的立面配管的基本特点、人孔、平台和管路走向都简略地表示在图 5-17（b）中。

管口标高是由工艺要求决定的，人孔标高是由维修要求决定。为便于安装支架，管路在离开管口后应立即向上或向下转弯，并尽可能地接近塔身。管路转成水平高度，决定于管廊高度。如果管路直接通往地面上的设备，方向近于同管廊平行，则标高取与管架相同。

再沸器的管路高度由塔的出入口决定，他们的方位要考虑热应力的影响。再沸器管路和塔顶蒸汽管路要尽可能地直，以减少阻力。从塔到管廊的管高标高要低于或高于管廊标高 0.5～0.8m 视管口是低于或高于管架而定。塔至泵（或低于管廊的设备）的管路标高，取低于管廊标高 0.5～0.8m。

塔受热情况复杂，塔与管路的直管长度大，热变形也大，所以在搭的配管时必须妥善处理热膨胀问题。塔顶管路（如蒸汽管、回流管等）都是热变形较大的沿塔下降的长直管，质量很大。为了防止管口受力过大，一般都在靠近管口处设固定支架（支架常焊在塔身上），在固定支架以下相隔 4.5～11m（*DN*25～300）设导向支架。热变形用自然热补偿吸收，即由较长的水平管吸收（形成二臂都很长的 L 形自然补偿器）。

第五节　管路布置图

管路布置设计的图样有管路布置图、蒸汽伴管系统布置图、管路轴测图（管段图）、管

架图和管件图等，其中管路布置图是管路布置设计的主要图样。

一、管路布置图的作用与内容

管路布置图又称管路安装图或配管图，是管路施工安装的重要依据，也是管路布置设计的主要文件。这种图实际上是在设备布置图上添加管路及配件图形或标记而构成的。

管路布置图主要包括一组视图——按正投影原理画的一组表示车间（装置）的设备、建筑物简单轮廓以及管路、管件、阀门、仪表控制点等安装情况的平、立面剖视图；尺寸标注——注明管路及管件、阀门、控制点等的平面位置尺寸和标高，对建筑物轴线编号、设备位号、管段序号、控制点代号等进行的标注；方位标注——表示管路安装的方位；标题栏——注明图名、图号和设计阶段等。

二、管路布置图的绘制步骤

确定管路布置图的视图配置及各视图的比例；确定图纸幅面；绘制视图；标注尺寸、编号及代号；绘制方位标；编制管口表、标题栏；校核与审定。

三、管路布置图的绘制方法

1. 一般规定

图幅　一般采用 A0，比较简单的也可采用 A1 或 A2，同区宜采用同一种图幅。

比例　常用的比例为 1∶30，也可以用 1∶25 或 1∶50，但同区或各分层应采用同一比例。

尺寸单位　管路布置图中标注的标高、坐标以 m 为单位，小数点后取三位数，至 mm 为止；其余尺寸一律以 mm 为单位，只注数字，不注单位。管子公称通径一律用 mm 表示。尺寸线始末应绘箭头。

地面设计标高　地面设计标高为 EL 100.000m。

图名　标题栏中的图名一般分成两行书写，上行写“管路布置图”，下行写“EL ×××.××××”平面或“A—A、B—B……剖视等”。

分区原则　对于较大车间，若管路平面布置图按所选定的比例不能在一张图纸上绘制完成时，需将装置分区进行管路设计。为了便于了解与查找分区情况，应绘制分区索引图。该图是利用设备布置图复印后添加用粗双点划线表示的分区界线，并注明该线坐标及各区编号而成的。

2. 视图的配置

管路布置图一般只绘制平面图。当平面图中局部表示不够清楚时，可绘制剖视图或轴测图，该剖视图或轴测图可画在管路平面布置图边界线以外的空白处（不允许在管路平面布置图内的空白处再画小的剖视图或轴测图），或绘在单独的图纸上。绘制剖视图时要按比例画，可根据需要标注尺寸。轴测图可不按比例，但应标注尺寸。剖视符号规定用“A—A、B—B……”大写英文字母表示，在同一小区内符号不得重复。平面图上要表示所剖截面的剖切位置、方向及编号。

对于多层建筑物、构筑物的管路平面布置图应按层次绘制，如在同一张图纸上绘制几层平面图时，应从最低层起，由下至上或由左至右依次排列，并于各平面图下注明“EL100.000 平面”或“EL×××.×××平面”。

3. 视图的表示方法

建筑物与构筑物　应按比例根据设备布置图画出柱、梁、楼板、门、窗、楼梯、操作台、安装孔、管沟、篦子板、散水坡、管廊架、围堰、通道等。按比例用细实线标出电缆托

架、电缆沟、仪表电缆盒、架的宽度和走向。生活间及辅助间应标出组成和名称。

用细实线按比例以设备布置图所确定的位置画出设备的简略外形和基础、平台、梯子（包括梯子的安全护圈）。

在管路布置图上的设备，以中心线上方标注与流程一致的设备位号，下方标注支承点的标高（如 POS EL×××.×××）或主轴中心线的标高（如℄ EL×××.×××）。剖视图上的设备位号注在设备近侧或设备内。按设备布置图标注设备的定位尺寸。

按设备图用 5mm×5mm 的方块标注设备管口符号，以及管口定位尺寸由设备中心至管口端面的距离，如图 5-18 所示。

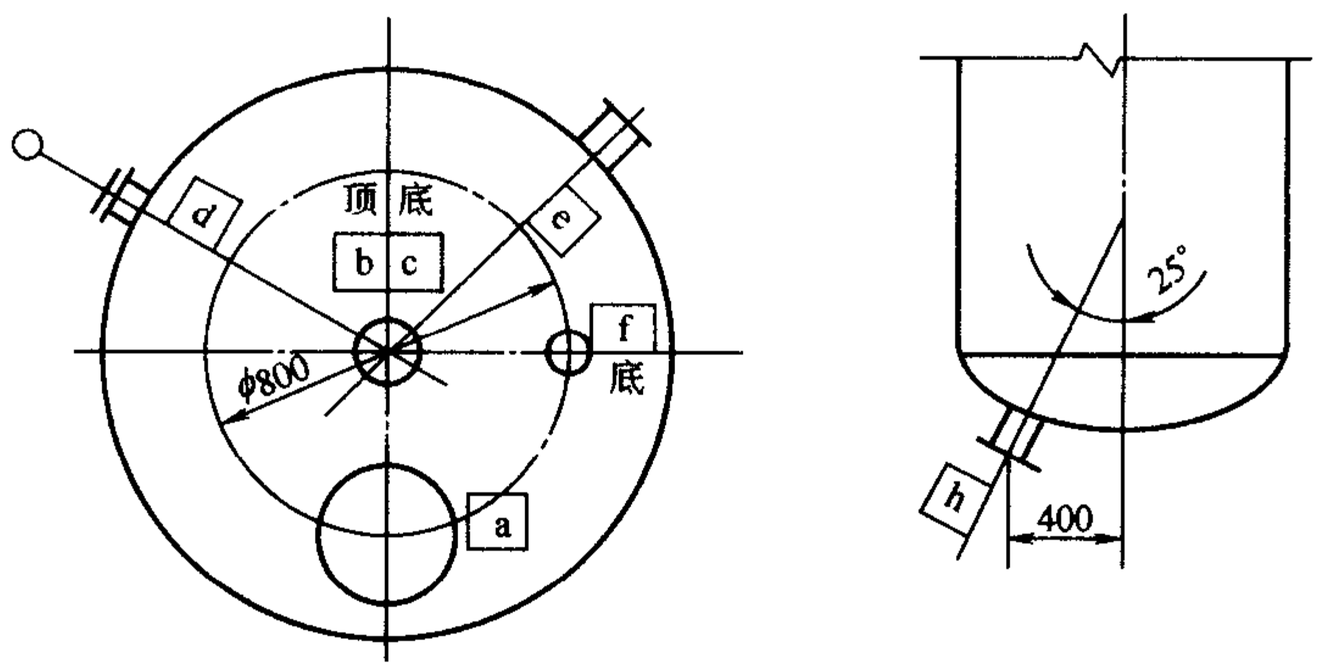


图 5-18　设备管口符号标注示意图

按产品样本或制造厂提供的图纸标注泵、压缩机、透平机及其他机械设备的管口定位尺寸（或角度），并给定管口符号。

按比例画出卧式设备的支撑底座，并标注固定支座的位置，支座下如为混凝土基础时，应按比例画出基础的大小，不需标注尺寸。

对于立式容器，还应表示出裙座、人孔的位置及标记符号。

对于工业炉，凡是与炉子平台有关的柱子及炉子外壳和总管联箱的外形、风道、烟道等均应表示出来。

管路布置图上应绘出所有工艺物料管路和辅助管路（包括开车、停车及事故处理时备用管路）。公称通径≥400mm 或 16″的管路用双线表示；≤350mm 或 14″的管路用单线表示。如果管路布置图中，大口径的管路不多时，则公称通径≥250mm 或 10″的管路用双线表示；≤200mm 或 8″的管路用单线表示。

在适当位置画箭头表示物料流向（双线管路箭头画在中心线上）。

按比例画出管路及管路上的阀门、管件（包括弯头、三通、法兰、异径管、软管接头等连接件）、管路附件、特殊管件等。

各种管件连接型式如图 5-19 所示。焊点位置应按管件长度比例画。标注尺寸时，应考虑管件组合的长度。

管路公称通径≤50mm 或 2″的弯头，一律用直角表示。

管路等级后面应加保温、保冷代号。

管路的检测元件在管路平面布置图上用直径 10mm 的圆圈、圆圈内填写检测元件的符号与编号来表示。在检测元件的平面位置用细实线和圆圈连接起来。

按比例用细点划线表示就地仪表盘、电气盘的外轮廓及所在位置，但不必标注尺寸，避

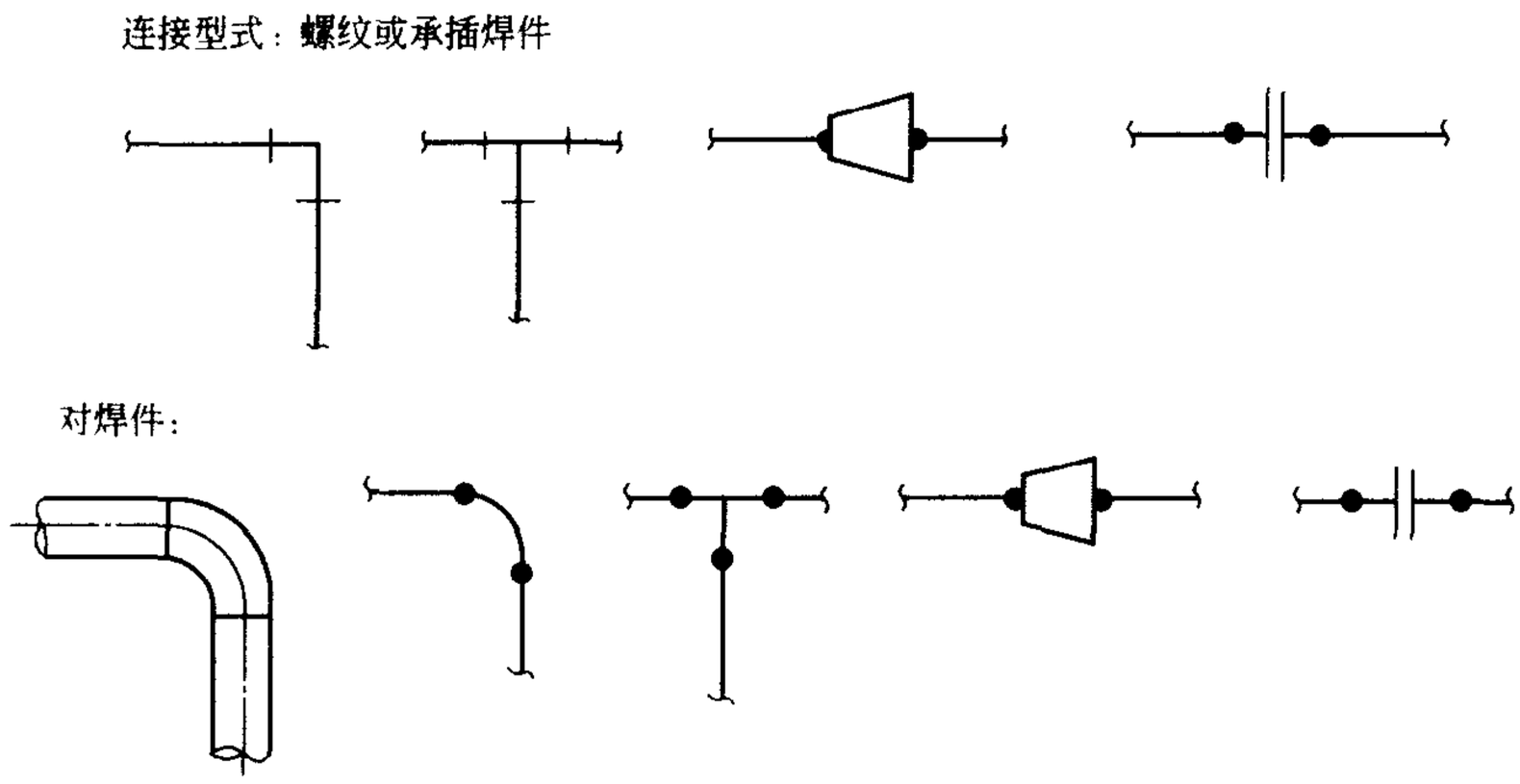


图 5-19 各种管件连接型式

免与管路相碰。

各种管路、管件、检测元件等表示方法参见标准 HG 20519.32—92。

当几套设备的管路布置完全相同时，允许只绘一套设备的管路，其余可简化为方框表示，但在总管应绘出每套支管的接头位置。

管路布置图上用双点划线按比例表示重型或超限设备的“吊装区”或“检修区”及换热器抽芯的预留空地，但不标注尺寸，如图 5-20 所示。

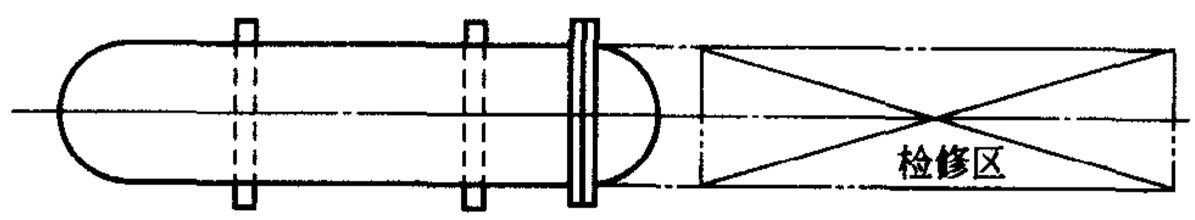


图 5-20 预留空地设备图

对分析取样接口应画至根部阀，并标注符号，如图 5-21 所示。

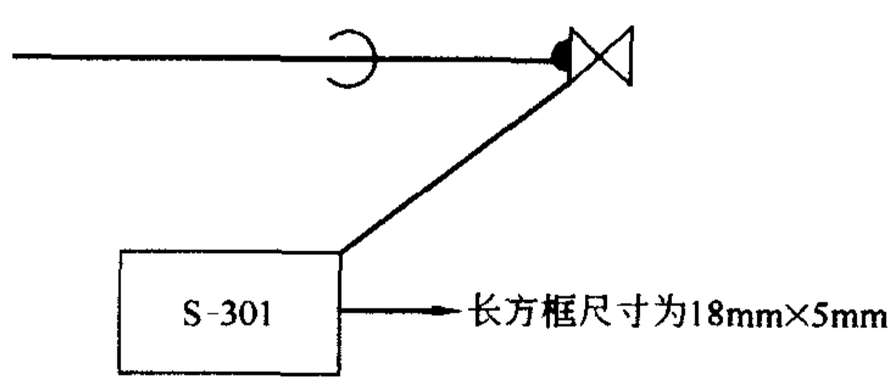


图 5-21 分析取样接口示意图

对放空及排液的表示法，如图 5-22 所示。

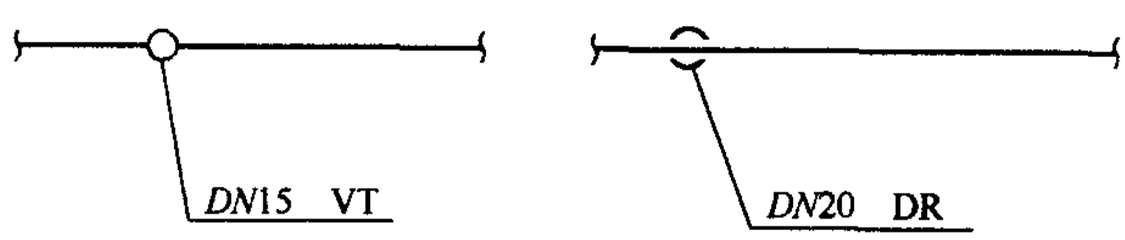


图 5-22 放空及排液示意图

支架的表示方法如图 5-23 所示。

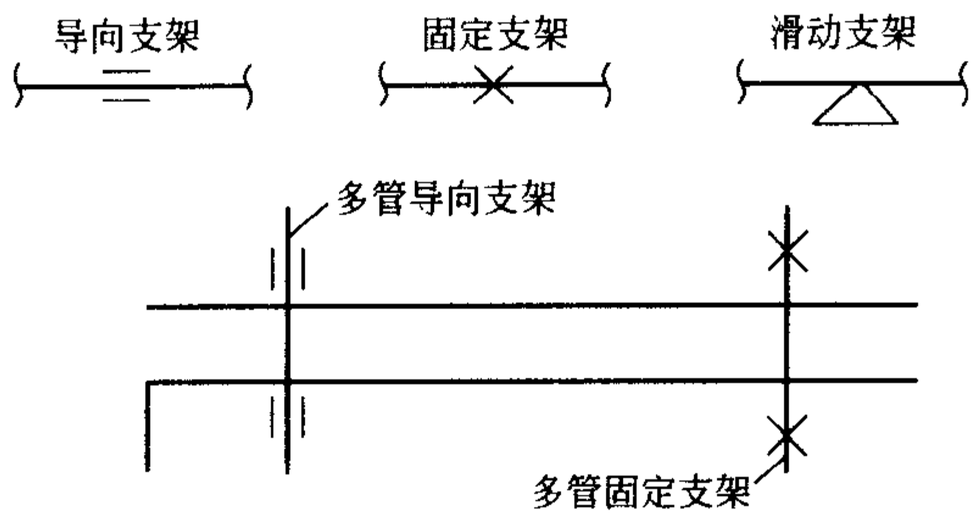


图 5-23　支架表示法

4. 尺寸标注

定位尺寸的标注　在管路布置图中的管路定位尺寸以建筑物的轴线、设备中心线、设备管口中心线、区域界线（或接续图分界线）等作为基准进行标注。管路定位尺寸也可以用坐标的形式表示。

管路安装高度标注　在管路上方标注（双线管路在中心线上方）介质代号、管路编号、公称通径、管路等级及隔热形式，下方标注管路标高（标高以管路中心线为基准时，只需标注数字，如 EL×××.×××；以管底为基准时，在数字前加注管底代号，如 BOP EL×××.×××），如图 5-24 所示。

图 5-24　管路安装高度标注

介质代号、管路编号、公称通径、管路等级、隔热形式代号等规定见第二章有关内容。

异径管径的标注　采用类似 *DN*80/50 或 80mm×50mm 的形式，标注前后端管子的公称通径。

管路坡度的标注　对安装坡度有严格要求的管路，应在管路上方画出细实线箭头，指出坡向，并注明坡度数字，如图 5-25 所示。其中 WP EL 为工作标高。

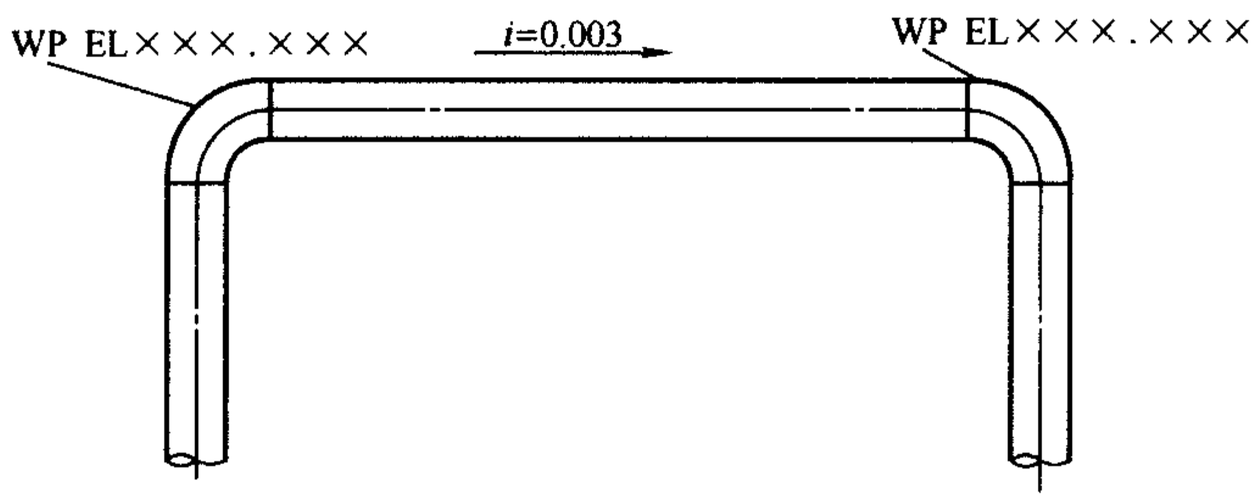


图 5-25　管路坡度的标注

其他标注及管路布置图参见 HG 20519.11—92 中的规定及图样。

第六节　管路保温与管路标志

在化工生产中，为了减少管路的热损耗，一般在热管路外包覆绝热材料，达到管路的保温。

一、保温材料

1. 保温材料的选择

选择保温材料的原则要求如下。

① 热导率低。保温材料在平均温度低于350℃时，热导率不得大于0.12W/(m·℃)；保冷材料在平均温度低于27℃时，热导率不得大于0.064W/(m·℃)。

② 材料密度合适。保温硬质材料密度一般不得大于300kg/m³；软质或半硬质材料密度不得大于220kg/m³；保冷材料密度不得大于220kg/m³。

③ 有一定强度。耐振动硬质材料抗压强度不得小于0.4MPa；保冷硬质材料抗压强度不得小于0.15MPa。

④ 吸水率小。保温材料的质量含水率不得大于7.5%；保冷材料的质量含水率不得大于1%；用于直埋管路的保温材料，其含水率小于3%。

⑤ 保温材料的允许最高或最低使用温度应高于或低于流体温度，同时，要耐燃烧。

⑥ 化学稳定性好。

⑦ 价格低廉、施工方便。

常用保温材料的性能见表5-8。

表5-8 常用保温材料的性能

材料名称	密度/(kg/m³)	热导率/(W/m·℃)	极限使用温度/℃	最高使用温度/℃
硅酸钙制品	170～240	0.055～0.064	约650	550
泡沫石棉	30～50	0.046～0.059	−50～500	
岩棉矿渣棉制品	60～200	0.044～0.049	−200～600	600(原棉)
玻璃棉	40～120	≤0.044	−183～400	300
普通硅酸铝纤维	100～170	0.046	约850	
膨胀珍珠岩散料	80～250	0.053～0.075	−200～850	
硬质聚氨酯泡沫塑料	30～60	0.0275	−180～100	−65～80
酚醛泡沫塑料	30～50	0.035	−100～150	

2. 保温层的厚度

保温层的厚度计算比较复杂，一般可以根据保温材料、热导率、介质温度及管径来确定。也可以参照表5-9进行选择。

表5-9 一般管路保温层厚度的选择

保温材料的热导率/(W/m·℃)	流体温度/℃	不同管路直径的保温层厚度/mm				
		<50mm	60～100mm	125～200mm	225～300mm	325～400mm
0.087	100	40	50	60	70	70
0.093	200	50	60	70	80	80
0.105	300	60	70	80	90	90
0.116	400	70	80	90	100	100

二、管路保温措施

温度是化工生产中需要控制的一个主要参数。要确定一个合适的输送温度，仅采用保温材料仍不能满足要求时，必须在设计中考虑采用套管或伴热管来达到保温的目的。

保温形式的选择主要取决于输送介质的凝固点。

在套管中的载热体可以是热水、饱和蒸汽等。

三、管路标志

在化工厂中往往把管路外壁涂上各种不同颜色的油漆。这里的油漆一是用来保护管路外壁不

受环境腐蚀外，同时，也用来区别化工管路的类别，使人们醒目地知道管路中输送的是何种介质，这就是管路的标志。现管路涂色标志无统一规定，一般常用的管路涂色标志如表 5-10 所示。

表 5-10　常用管路涂色标志

介　质　名　称	涂　　色	管路注字名称	注字颜色
工业水	绿	上水	白
井水	绿	井水	白
生活水	绿	生活水	白
过滤水	绿	过滤水	白
循环上水	绿	循环上水	白
循环下水	绿	循环下水	白
软化水	绿	软化水	白
清净下水	绿	净下水	白
热循环水(上)	暗红	热水(上)	白
热循环回水	暗红	热水(回)	白
消防水	绿	消防水	红
消防泡沫	红	消防泡沫	白
冷冻水(上)	淡绿	冷冻水	红
冷冻回水	淡绿	冷冻回水	红
冷冻盐水(上)	淡绿	冷冻盐水(上)	红
冷冻盐水(回)	淡绿	冷冻盐水(回)	红
低压蒸汽(绝)<1.3MPa	红	低压蒸汽	白
中压蒸汽(绝)1.3～4.0MPa	红	中压蒸汽	白
高压蒸汽(绝)4.0～12.0MPa	红	高压蒸汽	白
过热蒸汽	暗红	过热蒸汽	白
蒸汽回水冷凝液	暗红	蒸汽冷凝液(回)	绿
废弃的蒸汽冷凝液	暗红	蒸汽冷凝液(废)	黑
空气(工艺用压缩空气)	深蓝	压缩空气	白
仪表用空气	深蓝	仪表空气	白
氧气	天蓝	氧气	黑
氢气	深绿	氢气	红
氮(低压气)	黄色	低压氮	黑
氮(高压气)	黄色	高压氮	黑
仪表用氮	黄色	仪表用氮	黑
二氧化碳	黑	二氧化碳	黄
真空	白	真空	天蓝
氨气	黄	氨	黑
液氨	黄	液氨	黑
氨水	黄	氨水	绿
氯气	草绿	氯气	白
液氯	草绿	液氯	白
纯碱	粉红	纯碱	白
烧碱	深蓝	烧碱	白
盐酸	灰	盐酸	黄
硫酸	红	硫酸	白
硝酸	管本色	硝酸	蓝
醋酸	管本色	醋酸	绿
煤气等可燃气体	紫色	煤气(可燃气体)	白
可燃液体(油类)	银白	油类(可燃液体)	黑
物料管路	红	按管路介质注字	黄

第六章　工艺设计与非工艺设计的关系

第一节　工艺设计与非工艺设计的相互关系

一、非工艺专业设计的范围

一个完整的化工设计除了化工工艺设计外，还需要非工艺专业的密切配合与通力协作才能最后完成。化工设计中非工艺专业的设计一般有：建筑设计（一般建筑工程、特殊构筑物）；非定型设备设计；自动控制设计；电气设计；采暖通风设计；热工设计；供排水设计。

这些非工艺专业的设计应由相应专业人员根据工艺专业提供的条件来完成。

二、工艺设计与非工艺设计的相互关系

在化工设计中，工艺专业是主体，非工艺专业是附属，但关系非常密切，彼此条件往返频繁，尤其在施工图设计阶段，工艺专业与非工艺专业的密切配合程度直接影响着设计质量和进程。为此，要求工艺设计人员在设计过程中，一要全面出色地完成设计任务；二要组织和协调设计工作的进行（主要是解决好工艺专业与其他专业的关系以及其他专业之间的关系）；三要为其他专业设计提供比较完整而准确的设计依据和条件。

实际上，工艺设计人员在进行化工工程设计时，一般要分几次向其他专业提供设计条件。第一次提供的条件是使其他各专业对工程项目有总体的了解，明确自己在工程设计中所承担的设计任务，并能开始本专业的方案设计以及进行必要的计算。第二次提供的条件只是一些较小的补充和完善条件。一般说来，对多数其他专业，工艺专业分两次提供条件即能满足要求，只有个别专业在设计较复杂的工程时才需要提供第三次条件，作为第二次提供条件的补充和完善。当然，以上所说的只是一般原则。对于简单的成熟项目，工艺人员设计经验丰富，也可以一次提供设计条件就能满足其他专业设计的要求。特别是一些精细化工产品项目更是如此。

非工艺专业接到设计条件后，要从本专业的角度构思设计方案，如发现条件不全或不符合本专业的技术规范和设计原则，或无法满足工艺要求时，要及时返回信息，以便工艺专业及时修改、完善、直到妥善解决为止。同时，各非工艺专业之间也要相互提出要求和提供设计条件，然后才开始初步设计。在设计过程中还会遇到一些具体问题，再不断磋商解决，最后完成最终设计，使各专业的设计既符合各自的设计规范和设计原则，又符合工程项目的总体要求，从而确保化工设计项目的质量。图 6-1 简要说明了工艺专业与非工艺专业之间的关系。

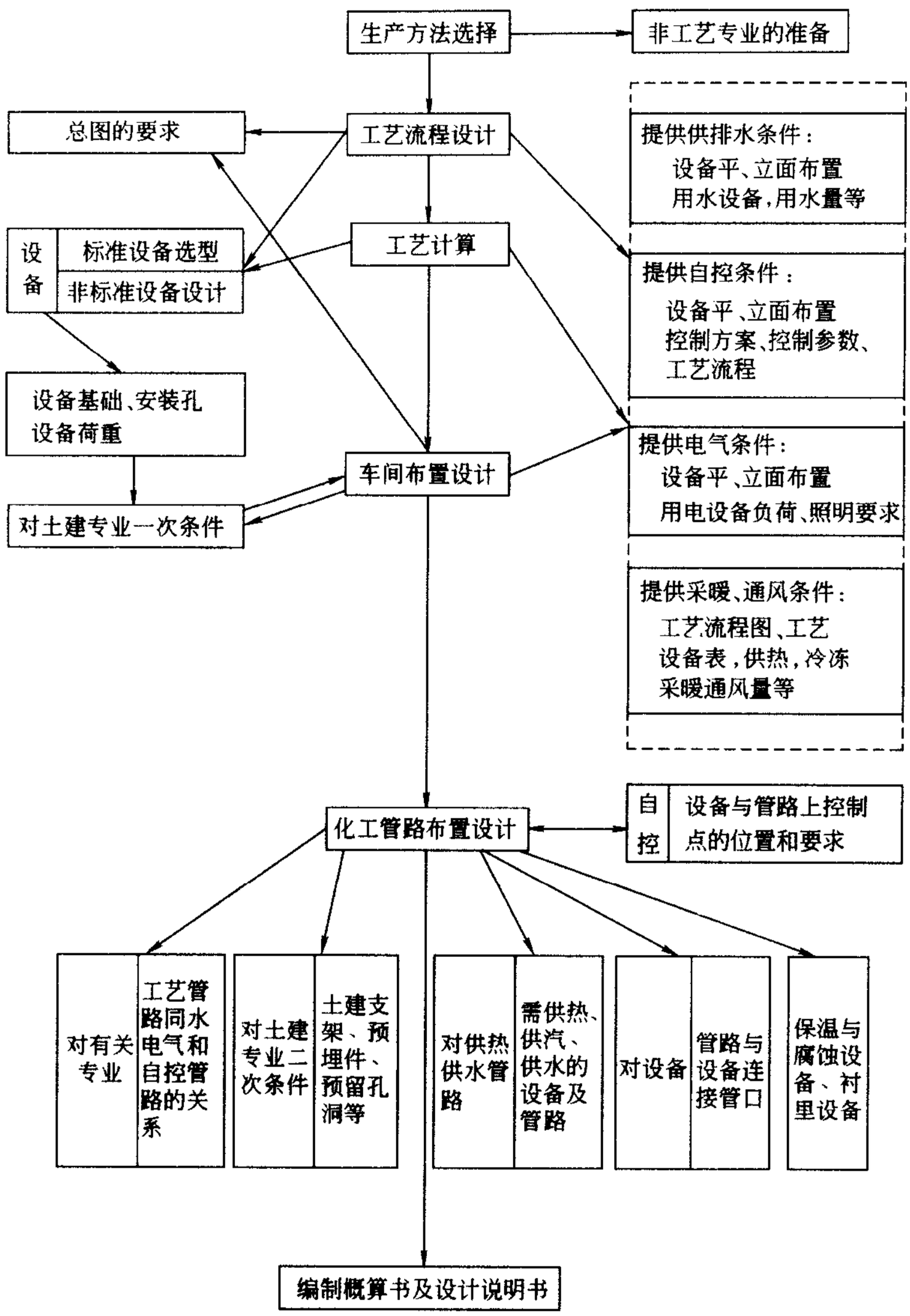


图 6-1　工艺专业与非工艺专业的关系

第二节　工艺专业向非工艺专业提供的设计条件

一、土建设计条件

土建设计包括全厂所有建筑物、构筑物（框架、平台、设备基础、爬梯等）的设计。

（一）化工建筑基本知识

化工厂的建筑形式有三种：封闭式厂房、敞开式厂房和露天框架。趋势是向敞开式厂房和露天框架发展。

1. 建筑构造

组成建筑物的构件有：地基、基础、墙、柱、梁、楼板、屋顶、楼梯、门和窗户等。

地基　是建筑物的地下土壤部分，它的作用是支承建筑物的重量。为保证建筑物正常、持久使用，地基必须具有足够的强度和稳定性。为此在地基强度不够时，采取换土法、桩基法、水泥灌浆法等进行人工加固。此外，还要考虑土壤的冻胀和地下水位的影响。

基础　是建筑物或设备支架的下部结构，埋在地面以下，它的作用是支承建筑物和设备，并将它们的载荷传到地基上去。基础的材料有砖、毛石、混凝土、钢筋混凝土等。设备的基础材料常用混凝土或钢筋混凝土。基础的型式、材料和构造取决于建筑物的结构形式、载荷大小、地质条件、材料供应和施工条件等因素，它的几何尺寸由计算而得。

墙　一般分为承重墙、填充墙、防火防爆墙等。承重墙是承受屋顶楼板等上部载荷，并传递给基础的墙，常用砖砌体作材料，墙的厚度取决于强度和保温的要求，一般有一砖厚(240mm)、一砖半厚（370mm)、二砖厚（490mm）三种；填充墙不承重，仅起围护、保温、隔音等作用，常用空心砖或轻质混凝土等轻质材料制成；防火防爆墙是把危险区同一般生产部分隔开的墙，它应有独立的基础，常采用 370mm 砖墙或 200mm 的钢筋混凝土墙，这类墙上不准随意开设门窗等孔洞。

门、窗和楼梯　门在正常时的作用是人员流通，物质和设备输送，在特殊情况时的作用是安全疏散。因此，厂房的门一般不少于 2 个，门宽不宜小于 0.9m，并且门要向外开。

窗户供采光、通风和泄压用，为便于泄压，窗户应向外开。

楼梯是多层厂房垂直方向的通道，为保证内部交通方便和安全疏散，多层厂房应设置 2 个楼梯，宽度不宜小于 1.1m，坡度一般为 30°。

其他建筑物构件如梁、柱、楼板、地面、屋顶以及建筑物的变形缝都有一定规定和要求。

2. 厂房结构尺寸

工业建筑模数制　模数制是按大多数工业建筑的情况，把工业建筑的平立面布置的有关尺寸统一规定成一套相应的基数，而设计各种工业建筑时，有关尺寸必须是相应基数的倍数。这样有利于设计标准化、构件工厂预制化和机械化施工。

模数制的主要内容有：基本模数为 100mm；门、窗、洞口和墙板的尺寸，在墙的水平和垂直方向均为 300mm 的倍数；厂房的柱距采用 6m 或 6m 的倍数；多层厂房的层高为 0.3m 的倍数。

厂房的经济结构尺寸　单层厂房　跨度≤18m 时，采用 3m 的倍数；跨度>18m 时，采用 6m 的倍数，常用的跨度为 6m 和 18m，柱间距为 6m 和 12m。

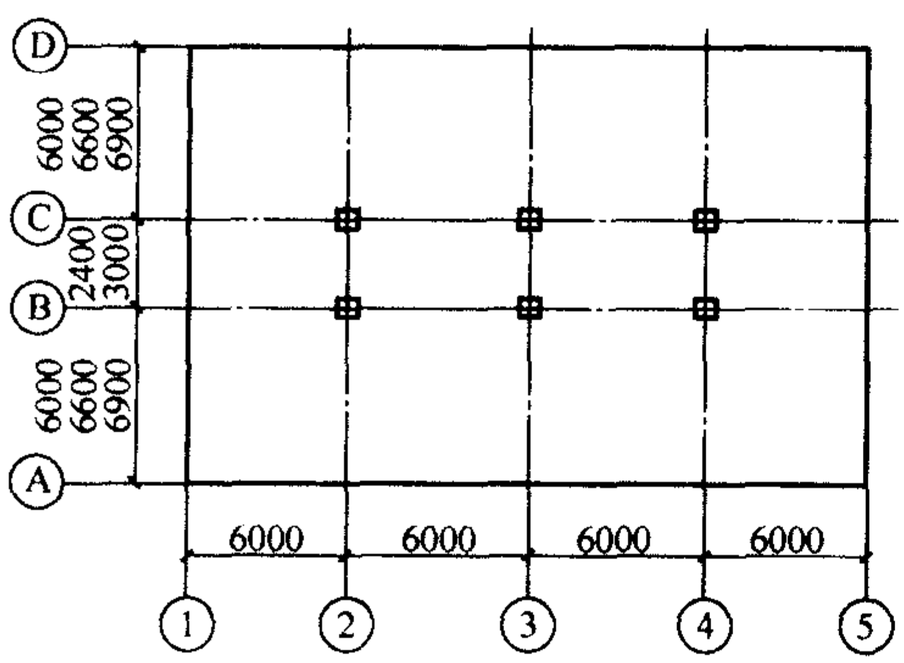


图 6-2　内廊式厂房的结构尺寸

多层框架式厂房常用方格式柱网（6m×6m)。内廊式厂房的结构尺寸参见图 6-2。层高最低≥3.2m，净高≥2.5m，常用 3.9m、4.2m、4.8m、6.0m。

辅助建筑开间（宽）一般为 3.3m 或 3.6m；进深一般为 5.4m、6.0m、7.2m。

3. 化工建筑的特殊要求

根据化工生产的特点对化工建筑提出的特殊要求是耐火、抗爆泄压与防腐蚀。在化工生

产建筑设计中，要按照生产的火灾危险性不同，选择合适的建筑物耐火等级、厂房的防爆距离和防爆措施等，应严格执行国家制定的建筑设计防火规范。

根据《建筑设计防火规范》的规定，生产的火灾危险分为甲、乙、丙、丁、戊五类，一般石油化工厂均属于甲、乙类生产，应采用一、二级耐火建筑，即由钢筋混凝土楼盖、屋盖和砌体墙等组成。对腐蚀性介质要采取防腐措施，如在有气体介质腐蚀情况下，对门、窗、梁、柱要涂刷防腐涂料；配电室、仪表室、生活室、办公室等均不得设在腐蚀性设备的底层。

（二）工艺专业向土建设计提供的条件

工艺人员一般分两次集中提出。一次是在带控制点工艺流程图（施）和设备布置图基本完成，各专业布局布置方案基本落实后提交，二次条件是在管路布置图基本完成后或进行到一定时期后提交。

1. 一次条件

一次条件中必须向土建介绍工艺生产过程，物料特性，物料运入、输出和管路关系情况，防火、防爆、防腐、防毒等要求，设备布置布局，厂房与工艺关系和要求，厂房内设备吊装等。具体书面条件包括以下几项。

(1) 提供工艺流程图及简述。

(2) 提供设备布置平、剖面布置图，并在图中加入对土建有要求的各项说明及附图。其中包括：车间或工段的区域划分、防火、防爆、防腐和卫生等级；门和楼梯的位置，安装孔、防爆孔的位置、大小尺寸；操作台的位置、大小尺寸及其上面的设备位号、位置；吊装梁、吊车梁、吊钩的位置，梁底标高及起重能力；各层楼板上各个区域的安装荷重、堆料位置及荷重、主要设备的安装方式及安装路线（楼板安装荷重：一般生活室为 250kg/cm^2，生产厂房为 400kg/cm^2、600kg/cm^2、800kg/cm^2、1000kg/cm^2）；设备位号、位置及其他建筑物的关系尺寸和设备的支承方式，有毒、有腐蚀性等物料的放空管路与建筑物的关系尺寸、标高等；楼板上所有设备基础的位置、尺寸和支承点，悬挂或放在楼板上超过一吨的管路及阀门的重量及位置；悬挂在楼板上或穿过楼板的设备和楼板的开孔尺寸，楼板上孔径≥500mm 的穿孔位置及尺寸；对影响建筑物结构的强振动设备应提出必要的设计条件。

(3) 人员表　列出车间中各类人员的设计定员、各班人数、工作特点、生活福利要求、男女比例等，以此配置相应的生活行政设施。

(4) 设备重量表　列出设备位号、规格、总重和分项重量（自重、物料重、保温层重、充水重）。

2. 二次条件

包括预埋件、开孔条件、设备基础、地脚螺栓条件图、全部管架基础和管沟等。

提出所有设备（包括室外设备）的基础位置尺寸，基础螺栓孔位置和大小、预埋螺栓和预埋钢板的规格、位置及伸出地面长度等要求。

在梁、柱和墙上的管架支承方式、荷重及所有预埋件的规格和位置。

所有的管沟位置、尺寸、深度、坡度、预埋支架及对沟盖材料、下水篦子等要求。

管外管架、管沟及基础条件。

各层楼板及地坪上的上下水箅子的位置、尺寸。

在楼板上管径<500mm 的穿孔位置及尺寸。

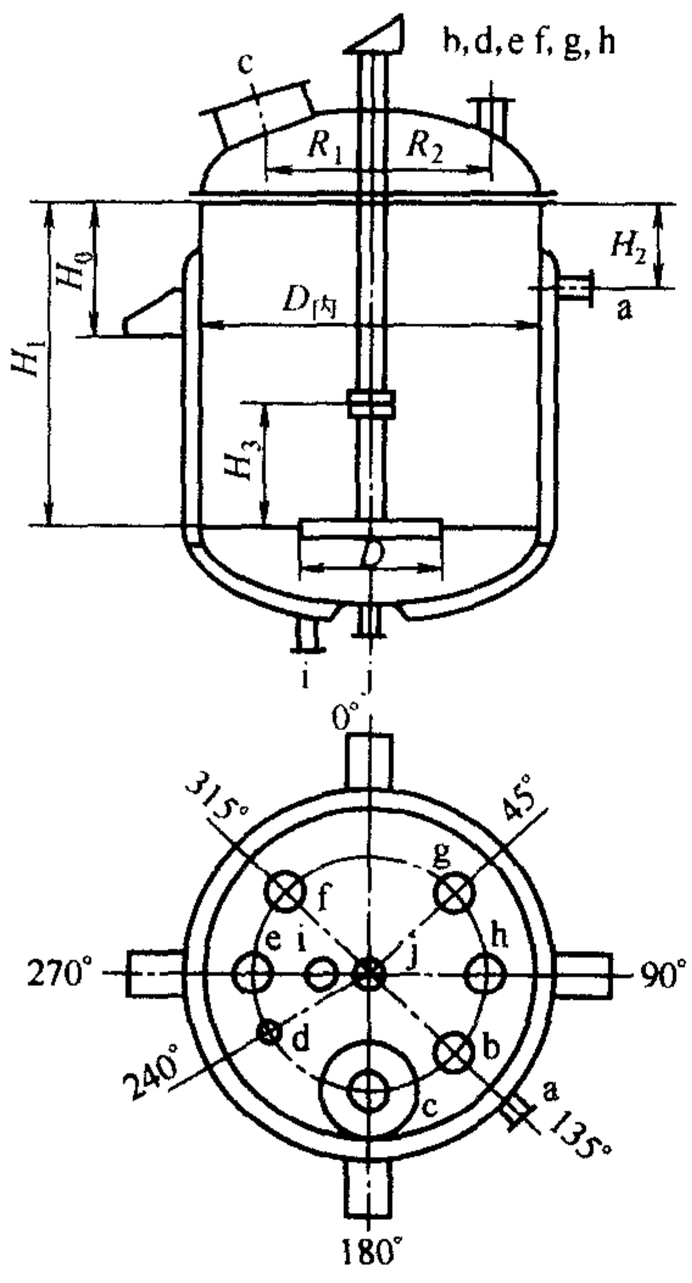


图 6-3 非定型设备条件

在墙上管径>200mm 和长方孔大于 200mm×100mm 的穿管预留孔位置及尺寸。

二、非定型设备设计条件

非定型设备机械设计由机械专业人员完成，其工作是根据工艺设计人员提供的非定型设备条件表，选择设备的结构材料，进行强度、刚度等计算，确定壁厚及腐蚀余量，确定零部件的结构尺寸，确定设备的施工要求，最后作出设备施工图，提交设备制造厂加工。非定型设备条件表由设备结构条件表和条件图两部分组成。见图 6-3 和表 6-1。

① 对已有标准系列的设备，如换热器、罐等若基本符合要求，则只要在工艺设备一览表中列出所选设备的系列图号，并由工艺及设备负责人将其编进非定型设备图纸目录中即可。

② 若在提交设备条件时，管道布置尚未确定，则某些设备的管口方位和罐耳、支脚位置留待编制管口方位时解决。

③ 管口方位图。管路布置完成后，编制管口方位图。

表 6-1 非定型设备条件

项目		设备内	夹套内	管内	管间
操作压力(表压)/MPa					
操作温度/℃					
物料	名称				
	特性				
设备材料及衬里					

全容积/m^3		换热面积/m^2	
装料系数		过滤面积/m^2	
搅拌形式		保温材料及厚度/mm	
搅拌转速/(r/min)		塔板数或填料高度/mm	
密封要求		板间距/mm	
电动机型号及功率			
安装方式及环境			
检修要求			
本设备选用参考资料			

其他要求							
符号	公称直径	连接方式	用途	符号	公称直径	连接方式	用途
编制			(设计单位名称)			工程名称	
校核						主项名称	
审核			设备结构条件图表			流程图位号	

三、自动控制设计条件

自动控制与化工生产关系非常密切，是实现装置安全运行，保证产品质量与产量的重要

手段，此项工作由自动控制专业人员承担。

1. 自动控制设计的内容

化工生产车间的自动控制设计大致包括以下内容。

自动检测系统设计。通过该系统实现对化工生产各参数（温度、压力、流量、液位等）的自动连续测量与结果自动指示或记录。

自动信号联锁保护系统设计。通过该系统实现在化工生产中事故发生前自动报警、自动采取紧急措施、必要时紧急停车以防止事故发生和扩大的作用。

此外，还包括自动操纵系统设计和自动调节系统设计。

2. 自动控制设计条件

带控制点工艺流程图；设备布置图，在图中注明控制室位置与面积；环境特性表和自控设计条件；调节阀计算数据表；提出信号要求，并在布置图上标明安装地点。自控设计条件如表 6-2 所示。

表 6-2　自控设计条件

序号	仪表	计器	名称	物料名称及组分	物料或混合物密度/(kg/m³)	自动分析			温度/℃
						黏度	密度	pH 值	

序号	压力/MPa	流量/(m³/h)或液面/m			指示、遥控记录，调节或累计	控制情况			管路及设备规格	备注
		最大	正常	最小		就地安装	控制室	就地		

四、电气设计条件

电气设计条件一般分为三个方面：一是设备用电部分；二是照明、避雷部分；三是弱电部分。

1. 设备用电部分

工艺设备布置图，并标明电动设备位置及进线方向，就地的控制按钮位置；用电设备一览表 6-3。

表 6-3　用电设备

序号	流程位号	设备名称	介质名称	环境介质	负荷等级	数量		正反转要求	控制连锁要求	防护要求	计算轴功率/kW
						常用	备用				

电动设备								操作情况		备注
序号	型号	防爆标志	容量/kW	相数	电压/V	成套或单机供应	立式或卧式	年工作小时数	连续或间歇	

电加热条件表主要包括加热温度、控制精度、热量及操作情况；环境特性表包括环境的范围，特性（温度、相对湿度、介质）和防爆、防雷等级；其他用电量。如机修、化验室以及检修电源等。

2. 照明、避雷部分

按照工艺设备布置图标明照明位置、照明度；照明地段，照明亮度；避雷要求，防爆要求；各种特殊要求，如事故灯、机修灯、接地设备和管路。

3. 弱电部分

按照工艺设备布置图标明弱电位置和要求；火警、警卫讯号要求；电话种类和数目。

五、采暖通风设计条件

本专业在化工设计中不一定都存在，主要取决于化工设计项目的要求。如工程建设采暖地不需采暖，生产过程中无有毒气体和高温产生，一般也不用专门设计排风装置。如果需要，工艺专业应提供下列设计条件：

① 工艺流程图，图中标明需采暖通风的设备和地域；

② 设备一览表；

③ 提出采暖方式是集中采暖，还是分散采暖；

④ 列出采暖设计条件，包括生产类别、工作制度（班数，最大班人数），对温度和湿度及有无防尘要求等；

⑤ 采用的通风方式（自然通风或机械排风），设备的散热量、产生的有毒物质的名称、数量和产生的粉尘情况。

六、热工设计条件

① 供汽方式。间断供汽，还是连续供汽。

② 工艺流程图。标明供汽工段和设备。

③ 工艺设备平面布置图。标明接管地点，管材和管径等。

④ 供汽的工艺条件。包括压力、温度、流量、废蒸汽或冷凝液的回收利用要求等。

七、供排水设计条件

1. 供水设计条件

生产用水方面要提供工艺设备布置图，逐一标明用水设备名称和其他用水点和用水点的标高；详细说明用水条件，如最大、最小和平均用水量、用水温度、压力和水质等参数；提出用水方式，连续用水或间歇用水等。

生活消防用水方面要提供按照设备平面布置图标明沐浴室、洗涤间、消防用水点和厕所等位置；用水总人数和高峰用水量；采用的消防种类（如灭火方法）；采用的生产工艺有何特点，如电石车间不能用水作消防。

化验分析用水方面要提供按设备平面布置图标明化验分析点；用水种类与条件。

2. 排水设计条件

生产排水条件包括：按设备布置图标明排水设备名称和排水点。排水条件，如排水量、排水压力、水温和成分等。排水方式，采用的处理方式，连续或间断排水，间断时间等。排水口位置及标高。

生活用水条件包括：按设备布置图标明厕所、沐浴室、洗涤间位置。总人数、使用沐浴总人数、最大班使用沐浴人数。排水情况，方式、处理与否、排水口位置及标高。

供排水条件可按表 6-4 列表。

表 6-4 供排水条件

序号	车间编号	车间名称	主要设备名称	水的主要用途	用水(排水)量/(m^3/h)				水质(污水)技术数据		需水(排水)量		管子		备注
					经常		最大		水温/℃	物理化学成分	进口、出口压力/MPa	连续或间断	管材	管径	
					1 期	2 期	1 期	2 期							

第七章　设计说明书和概算的编制

第一节　初步设计阶段的设计说明书编制

工艺专业初步设计阶段应编制的内容为：设计说明书和说明书的附图、附表。

一、初步设计阶段的设计说明书编制

（一）设计说明书的编制内容

1. 概述

设计原则　说明设计依据、车间概况及特点、生产规模、生产方法、流程特点、主要技术资料和技术方案的决定，主要设备的选型原则等。

车间组成　说明车间组成、设计范围、车间布置的原则和特点等。

生产制度　说明年操作日，连续和间歇生产情况以及生产班次等。

2. 原材料及产品（包括中间产品）的主要技术规格

主要技术规格按表 7-1 格式编制。

表 7-1　原材料、产品技术规格

序 号	名 称	规 格	分析方法	国家标准	备 注
1	2	3	4	5	6

3. 危险性物料主要物性

危险性物料系指决定车间（装置）区域或厂房防火、防爆等级，以及操作环境中有害物质的浓度超过国家卫生标准而采取隔离、置换（空气）等措施的主要物料。具体按表 7-2 格式填写。

表 7-2　危险性物料的主要物性

序号	物料名称	相对分子质量	熔点/℃	沸点/℃	闪点/℃	燃点/℃	在空气中爆炸极限		国家标准	备注
							上限	下限		
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11

4. 生产流程简述

按生产工序叙述物料经过工艺设备的顺序及生成物的流向，主要操作控制指标，如温度、压力、流量、配比等。说明产品及原料的贮存、运输方式及有关安全措施和注意事项。对间歇操作须说明操作周期、一次加料量及各阶段的控制指标。

5. 主要设备的选择与计算

对车间有决定性影响的设备（如反应器、压缩机等）的选用，应有技术可靠性和经济合理性论证。各主要设备应做必要的工艺计算；对非定型设备应以表格形式分类表示计算和选择的结果；对选定的设备填写技术特性表。同时，推荐各设备的制造厂等。

6. 原材料、动力消耗定额及消耗量

原材料消耗定额及消耗量　原材料消耗定额（以每吨产品计）及消耗量，见表 7-3。

表 7-3　原材料消耗定额及消耗量

序号	名称	规格	单位	消耗定额	消耗量		备注
					每小时	每年	
1	2	3	4	5	6	7	8

动力消耗定额及消耗量　动力（水、电、汽、气）消耗定额（以每吨产品计）及消耗量，见表 7-4。

表 7-4　动力消耗定额及消耗量

序号	名称	规格	使用情况	单位	消耗定额	消耗量		备注
						正常	最大	
1	2	3	4	5	6	7	8	9

表 7-3、表 7-4 中消耗定额可按每吨 100%分析纯产品计或每吨工业产品计。

7. 生产控制分析

格式见表 7-5。

表 7-5　生产控制分析

序号	取样地点	分析项目	分析方法	控制指标	分析次数	备注
1	2	3	4	5	6	7

8. 车间或工段定员

格式见表 7-6。

表 7-6　车间或工段定员

序号	名称	生产工人		辅助工人		管理人员	操作班次	轮休人员	合计
		每班定员	技术等级	每班定员	技术等级				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	车间(或工段)补缺人员								
	车间(或工段)合计								

9. 三废治理

说明排放物的性质、数量、排出场所，以及对环境的危害情况，提出三废治理措施及综合利用办法。三废排量及组成见表 7-7。

表 7-7　三废排量及组成

序号	排放物名称	温度/℃	压力/Pa	排出点	排放量			组成及含量	国家排放标准	处理意见	备注
					单位	正常	最大				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12

10. 产品成本估算

格式见表 7-8。

表 7-8　产品成本估算

序号	名　称	单位	消耗定额	单价	成本	备注
1	2	3	4	5	6	7
一	原材料费 合计					
二	动力费 水 电 合计					
三	工资 合计					定员××人
四	车间经费 1. 折旧费 2. 修理费 3. 管理费 合计					 按××年折旧按 折旧费××%计按 1.2 项之和××%计
五	副产品及其他回收费 合计					
六	产品车间(装置)成本					

11. 自控部分

这一部分由自控专业按初步设计的要求进行编写。主要说明自控特点和控制水平确定的原则、环境特征及仪表选型、动力供应及存在的问题等。

12. 概算

按概算编制的规定编制出车间的总概算书，并编入说明书的最后部分。

13. 存在问题及解决意见

说明设计中存在的主要问题，提出解决的办法和建议，以及需要提请上级部门审批的重大技术方案问题。

（二）设计说明书的附图和附表

1. 工段物料流程图（参见图 2-2）

2. 带控制点的工艺流程图（参见图 2-3）

3. 设备布置图（参见图 4-12）

4. 主要设备设计总图

根据设计具体情况确定应作设备总图的主要设备，确定结构形式、材料选择、主要技术特性、操作条件等。

5. 附表

包括表 7-1～表 7-8；设备一览表按容器类、塔类、换热器类、泵类等分别分项编写，设备位号按流程顺序、分工序编写（见表 7-9～表 7-12）。

表 7-9 再沸器、换热器和冷却器（E）

序号	流程编号	名称	介质		程数	温度/℃		压力（绝压）/MPa	流量/(kg/h)	平均温度差/℃	热负荷/(kJ/h)	传热系数/(kJ/m²·h·℃)	传热面积/m²		型式	挡板间距/mm	备注
						进	出						计算	采用			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
			管内														
			管间														
			管内														
			管间														

表 7-10 塔（T）

序号	流程编号	名称	介质	操作温度/℃		塔顶压力（绝压）/MPa	回流比	气体负荷/(m³/h)	液体负荷/(m³/h)	允许空塔线速/(m/s)	降液管停留时间/s	塔径/mm		塔板型式	塔板间距或填料高度/mm		塔板数块		塔高/mm	备注
				塔顶	塔底							计算	实际		计算	实际	计算	实际		
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21

表 7-11 反应器（R）

序号	流程编号	名称	台数台	型式	操作条件			体积流量/(m³/h)	空速/(m³/m³)(触媒时)	触媒装置量/m³	装料系数	线速度/(m/s)	停留时间/min	规格		备注
					介质	温度/℃	压力(绝压)/MPa							内径×长度/mm×mm	容积/m³	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17

表 7-12 容器（V）

序号	流程编号	名称	台数台	型式	操作条件			体积流量/(m³/h)	装料系数	线速度/(m/s)	停留时间/min 或贮存时间/d	规格		备注
					介质	温度/℃	压力(绝压)/MPa					内径×长度/mm×mm	容积/m³	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

6. 图号及编排

各种图、表进行统一编排。编号的一般原则是：工程代号——设计阶段代号——主项代号——专业代号——专业内分类号——同类图纸序号。

二、施工图设计文件的编制

编制各主项施工图设计时，应编写主项图纸总目录、非定型设备图纸目录和工艺图纸目录。工艺施工图设计文件编制内容如下。

1. 工艺设计说明

工艺设计说明可根据需要按下列各项内容编写。

(1) 工艺修改说明，说明对初步设计的修改变动。

(2) 设备安装说明，主要及大型设备吊装，建筑预留孔，安装前设备可放位置。

(3) 设备防腐、脱脂、除污要求和设备外壁防锈、涂色要求及试压，试漏和清洗要求等。

(4) 设备安装需进一步落实的问题。

(5) 管路安装说明。

(6) 管路的防腐、涂色、脱脂和除污要求及管路的试压、试漏和清洗要求。

(7) 管路安装需统一说明的问题。

(8) 施工时应注意的安全问题和应采取的安全措施。

(9) 设备和管路安装所采用的标准和其他说明事项。

2. 带控制点工艺流程图（施工流程图）

带控制点工艺流程图应表示出全部工艺设备和物料管线、阀门等，进出设备的辅助管线及工艺和自制仪表的图例、符号。

3. 辅助管路系统图

辅助管路系统图应表示出系统的全部管路。一般在带控制点工艺流程图左上方绘制，如辅助管路系统复杂时，可以单独绘制。

4. 首页图

按 HG 20519.4—92 之规定，在工艺设计施工图中，将设计中所采用的部分规定以图、表的形式绘制成首页图，以便更好地了解和使用各设计文件。内容包括：管道及仪表流程图中采用的图例、符号、设备位号、物料代号和管道编号等；装置及主项的代号和编号；自控专业在工艺过程中所采用的检测和控制系统的图例、符号、代号等；其他有关的说明事项。图幅大小可根据内容而定，但不大于 A1。

5. 分区索引图

6. 设备布置图

设备布置图包括平面图与剖面图，其内容应表示出全部工艺设备的安装位置和安装标高，以及建筑物、构筑物、操作台等。参见图 4-12（见书后插页）。

7. 设备一览表

根据设备订货分类要求，分别作出定型设备表、非定型设备表、机电设备表等，格式见表 7-13～表 7-15。

表 7-13　定型工艺设备

设计单位名称	工程名称		定型工艺设备表（泵类、压缩机、鼓风机类）	编制		年　月　日	库号	
	设计项目			校对		年　月　日		
	设计阶段			审核		年　月　日	第　页	共　页

序号	流程图位号	名称	型号	流量或排气量/(m^3/h)	扬程（水柱）/m	介质		温度/℃		压力/MPa			原动机型号	功率/kW	电压/V 或蒸气压（表压）/MPa	数量	单位质量/kg	单价/元	备注
						名称	主要成分	入口	出口	单位	入口	出口							

表 7-14　非定型工艺设备

设计单位名称	工程名称		非定型工艺设备表	编制		年　月　日	库号	
	设计项目			校对		年　月　日		
	设计阶段			审核		年　月　日	第　页	共　页

序号	流程图位号	名称	主要规格	操作条件			材料	面积/m^2 或 容积/m^3	附件	数量	质量/kg	单价/元	复用或设计	图纸库号	保温		备注
				主要介质	温度/℃	压力/MPa									材料	厚度	

表 7-15 机电设备

设计单位名称	工程名称		机电设备表	编制			图	
	设计项目			校对			号	
	设计阶段			审核			第 页	共 页

序号	流程图位号	名称	型号规格	技术条件	单位	数量	质量/t		价格/元		备注
							单位质量	总质量	单价	总价	

8. 管路布置图

管路布置图包括管路布置平面图和剖面图，其内容表示出全部管路、管件和阀件，简单的设备轮廓线及建筑物、构筑物外形。图参见 HG 20519.11—92 标准。

9. 配管设计模型

作模型设计时，可用配管设计模型代替管路布置图。

10. 管路轴测图及材料表

管路轴测图是用来表示一个设备至另一个设备（或另一管路）间一段管路的立体图样。可以手工绘制，也可以用计算机绘制。管路材料的相应内容可填入管路轴测图的附表中，详见 HG 20519—92 标准。

11. 管架和非标准管件图

有特殊要求，结构复杂的焊制非标准管件和管架应按设备专业的制图规定绘制结构总图，列出材料表并填写重量。铸件根据需要还应绘制零件图。

在现场用型钢焊制的一般管架，只绘制结构总图，标注详细尺寸，可不绘制零件图。材料数量可直接在图上注明。

为了便于图纸复印，应尽量只绘一个管架或管件。

12. 管架表

13. 综合材料表

综合材料表应按管路安装材料及管架材料、设备支架材料、保温防腐材料三类材料进行编制。格式见表 7-16。

表 7-16 综合材料

材料名称	规 格	单 位	数 量	材 料	标准或图号	备 注
1	2	3	4	5	6	7

14. 管口方位图

管口方位图应表示出全部管口、吊钩、支脚及地脚螺栓的方位，并标注管口编号、管径和管道名称。对塔还要表示出地脚螺栓、吊柱、直爬梯和降液管的位置。参见图 4-14 。

15. 换热器条件图

第二节 设计概算的编制

设计概算（以下简称概算）是编制设计项目全部建设过程所需费用的一项工作，是整个

设计的重要组成部分，是国家控制基本建设投资、编制基本建设计划和考核建设成本的依据。通过概算可以衡量设计的经济合理性。

工程设计在初步设计阶段编制概算，通用设计在施工阶段编制概算，施工阶段由施工单位编制预算，施工结束后由建设单位进行决算。

一、概算的内容和分类

1. 概算的内容

主要包括：单位工程概算；综合概算；其他工程和费用概算；总概算（包括编制说明书，主要设备，建筑安装的三大材料：钢材、木材、水泥，用量估算表，投资分析及总概算表）。

2. 概算费用的分类

(1) 设备购置费　包括工艺设备（主要生产、辅助生产、公用工程项目的设备）；电气设备（电动、变电配电、电讯设备）；自控设备（各种计量仪器仪表、控制设备及电子计算机等）；生产工具、器具及家具等的购置费。

(2) 设备安装工程费　包括主要生产、辅助生产、公用工程项目的工艺设备的安装；电动、变电配电、电讯等电气设备安装；计量仪器、仪表等自控设备安装费用。

设备内部填充（不包括催化剂）、内衬、设备保温、防腐以及附属设备的平台、栏杆等工艺金属结构的材料及其安装费。

相应的大型临时设施费。

(3) 建筑工程费　包括内容如下。

① 一般土建工程，生产厂房、辅助厂房、库房、生活福利房屋、设备基础、操作平台、烟囱、各种地沟、栈桥、管架、铁路专用线、码头、道路、围墙、冷却塔、水池以及防洪等建设费用。

② 大型土石方、场地平整及建筑工程的大型临时设施费。

③ 特殊构筑工程，包括气柜、原料罐、油罐、裂解炉及特殊工业炉工程。

④ 室内供排水及采暖通风工程。包括暖风设备及安装、卫生设施、管道煤气、供排水及暖风管道和保温等建设费用。

⑤ 电气照明及避雷工程。包括生产厂房、辅助厂房、库房、生活福利房的照明和厂区照明，以及建筑物、构筑物的避雷等建设费用。

⑥ 主要生产、辅助生产、公用工程等车间内外部管道、阀门以及管道保温、防腐的材料及安装费。

⑦ 电动、变配电、电讯、自控、输电线路、通讯网路等安装工程的电缆、电线、管线、保温等材料及其安装费。

(4) 其他基本建设费　除上述费用以外的有关费用，如建设单位管理费、生产工人培训费、基本建设试车费、生产工具器具及家具购置费、办公及生活用具购置费、建筑场地准备费（如土地征用及补偿费、居民迁移费、建筑场地清理费等）、大型临时设施费及施工机构转移费等。

概算项目按工程性质可以分为工程费用和其他费用两种。

(1) 工程费用　包括内容如下。

① 主要生产项目。包括原料的贮存、产品的生产和包装、贮存的全部工序并包括主要为生产装置服务的工程，如空分、冷冻、催化剂等工程和集中控制室、工艺外管等。

② 辅助生产项目。包括机修、电修、仪表修理、中心实验室、空压站、设备材料库等。

③ 公用工程。包括供排水（泵房、冷却塔、水塔、水池及外管等）；供电及电讯（包括

变电、配电所、开关所、电话站、广播站及输电、通讯线路等）；供汽（包括锅炉房、供热站及外管等）；总图运输工程（包括码头、防洪围墙、大门、公路、铁路、道路及运输车辆等）。

④ 服务性工程。包括办公室、食堂、汽车库、消防车库、医务室、浴室等。

⑤ 生活福利工程。包括独身公寓、食堂等公用设施。

⑥ 厂外工程。如水源工程、热电站、远距离输油管线、铁路、铁路编组站、厂外供电线路、公路等（厂内外划分按设计要求）。

(2) 其他费用　可根据具体情况酌情增减，其主要项目如下。

建设单位管理费；生产工人进厂培训费；基本建设试车费；生产工具、器具及办公用具购置费；办公及生活用具购置费；建设场地准备费；大型临时设施费；施工机构转移费。

二、概算的编制依据和方法

（一）概算的编制依据

1. 设计说明书和图纸

按说明书和图纸逐项计算、编制。

2. 设备价格资料

定型设备按国家或地方主管部门规定的现行产品最新出厂价格计算。

3. 概算指标（概算定额）

以原化工部规定的概算指标为依据，不足部分可按各有关专业部和建厂所在省、市、自治区的概算指标。

4. 概算费用指标

按原化工部化工设计概算编制办法中的概算费用指标计算，其他可按建厂所在省、市、自治区的规定。

如果查不到指标，可采用结构相同（或相似），参数相同（或相似）的设备或材料指标，或与制造厂家商定指标，或按类似的工程的预算参考计算。

（二）概算的编制办法

1. 单位工程概算

单位工程概算是以生产车间（工段）为单位进行编制的，是综合概算和总概算的基础。编制的项目如下。

工艺设备（定型、非定型设备及安装）；电气设备（电动、变配电、通讯设备及安装）；自控设备（各种计器仪表、控制设备及安装）；管路（车间内外部管道、阀门及保温、防腐、刷油等）；土建工程等。其中工艺设备、电气设备、自控设备部分采用表 7-17（1）的格式编制；土建工程部分采用表 7-17（2）的格式编制。

表 7-17（1）　单位工程概算

工程项目名称

序号	编制依据	设备及安装工程名称	单位	数量	质量/t		概算价值/元					
					单位质量	总质量	单价			总价		
							设备	安装工程		设备	安装工程	
								合计	其中工资		合计	其中工资
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13

审核　　核对　　编制　　年　月　日

表 7-17（2）　单位工程概算

价格依据	名称及规格	单位	数量	单价/元		总价/元	
				合计	其中工资	合计	其中工资

审核　　核对　　编制　　年　月　日

2. 综合概算

综合概算是在单位工程概算的基础上，以单项工程为单位进行编制的。综合概算是编制总概算的依据。

每个单项工程一般包括主要生产项目、辅助生产项目、公用工程、服务性工程、生活福利性工程、厂外工程等。

综合概算是将各车间（单位工程）按单项工程划分，分别填在表 7-18 综合概算的第 2 栏中。然后，把各车间（单位工程）的单位工程概算表中的设备费、安装费、管路费及土建的各项费用，按工艺、电气、自控、土建、供排水、照明避雷、采暖通风各项分类汇总在综合概算表中。

表 7-18　综合概算

主项号	工程项目名称	概算价值/万元	单位工程概算价值/万元												
			工艺			电气			自控			土建	室内	照明	采暖
			设备	安装	管路	设备	安装	线路	设备	安装	线路	构筑物	供排水	避雷	避风
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
	一、主要生产项目 (一)××装置(或系统) (二)××装置(或系统) ⋮ 二、辅助生产项目 ⋮ 三、公用工程 (一)供排水 (二)供电及电讯 (三)供汽 (四)总图运输 四、服务性工程 五、生活福利工程 六、厂外工程 总计	填表说明： 1. 各栏填写内容 第 1 栏：填写设计主项(或单元代号) 第 2 栏：填写主项(或单元名称) 第 4,5 栏：填写主要生产项目、辅助生产项目和公用工程的供排水、供汽、总图运输以及相应的厂外工程的设备和设备安装费 第 6 栏：填写上述各项目的室内外管路及安装费 第 7～16 栏：分别填写电动、变配电、电讯、自控等设备和设备安装费及其内外部线路、厂区照明、土建、室内给排水、采暖通风等费用 第 3 栏：为第 4～16 栏之和 2. 工程项目名称栏内一～六项每项均列合计数。总计为合计之和。第一项主要生产项目除列合计数外，其中各生产装置(或系统)还应分别列小数计。第三项公用工程中供排水、供电及电讯、供汽、总图运输均应分别列小计 3. 本表金额以万元为单位，取两位小数													

审核　　核对　　编制　　年　月　日

3. 其他费用概算

有关其他费用包括的内容见本节第一个大题目。

4. 总概算

总概算包括从筹建到建筑安装完成，以及试车投产的全部建设费用，由综合概算和其他费用概算组成。一般采用表 7-19 的格式编制。初步设计说明书中的概算书，要以总概算的形式表示。总概算一般是按独立的或联合的企业进行编制，如果需要按一个装置（或系统）进行概算，可不经过综合概算直接进行总概算。总概算的内容如下。

(1) 编制说明　扼要说明工程概貌，如生产品种、规模、公用工程及厂外工程的主要情况，编制概算的依据及经济综合分析与论证。

(2) 材料用量估算　主要设备、建筑和安装三大材料用量估算，可按表 7-20、表 7-21 的格式编制。

(3) 投资分析　主要分析各项投资比重，以及与国内外同类工程比较，并分析投资高低的原因。可以表格的形式表示。

(4) 总概算表的编制　总概算表分工程费用和其他费用两大部分。如有“未可预见的工程费用”，一般按表中第一、第二部分总费用的 5%计算。详见表 7-19。

表 7-19　总概算

序号	工程或费用名称	概算价值/万元					占总概算价值/%	技术经济指标		
		设备购置费	安装工程费	建筑工程费	其他基建费	合计		单位	数量	指标/元
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	第一部分：工程费用 一、主要生产项目 (一)××装置(或系统) ⋮ 二、辅助生产项目 三、公用工程 (一)供排水 (二)供电及电讯 ⋮ 小 计 四、服务性工程 五、生活福利工程 六、厂外工程 合 计 第二部分：其他费用 其他工程和费用 第一、二部分合计 未可预见的工程和费用 总概算价值	填表说明： 1. 各栏填写说明 第 2 栏：按本表规定项目填写，除主要生产项目列出生产装置，集中控制室，工艺外管等项目外，其他不列细目 第 3 栏：填写综合概算表的第 4,7,10 栏之和及其他费用中的生产工具购置费 第 4 栏：填写综合概算表中的第 5,8,11 栏之和及其大型临时设施相应费用 第 5 栏：填写综合概算表中的第 6,9,12～16 栏之和及其他工程和费用中，大型土石方、场地平整，大型临时设施的相应费用 第 9,10 栏：填写生产规模或主要工程量 第 11 栏：等于 7 栏 2. 本表金额以万元为单位，取两位小数								

审核　　核对　　编制　　年　月　日

表 7-20　主要设备用量

项目	设备总台数	设备总质量/t	定型设备		非定型设备					
			台数	质量/t	台数	质量/t	其中			
							碳钢	不锈钢	铝	其他

注：本表根据设备一览表填列各车间（工段）的生产设备。一般通用设备填入定型设备栏，非定型设备除填列质量外，同时按材质填入质量。

表 7-21　主要建筑、安装三材用量

项目	木材用量/m^3	水泥用量/t	钢材用量/t					
			板材	其中不锈钢	管材	其中不锈钢	型材	其中不锈钢

注：可根据单位工程概算表中的材料（t、m^3）统计数字填写。以上两表中“项目”一栏按主要生产项目、辅助生产项目、公用工程等填写，其中主要生产项目按装置填写，其他不列细项。

三、技术经济指标的综合分析

设计工作是否做到技术上先进、经济上合理，在总概算编制之后，需要与同类型企业，尤其与先进企业进行对比分析，从而综合评价此项设计的经济效果。

综合评价的方法：将设计的生产规模、职工人数、全厂占地面积、基本建设投资总额等主要经济指标与同类先进企业的指标进行比较，对比设计方案的技术经济特点，从中找出设计中存在的问题及改进的途径。可采用表 7-22 形式作比较分析。

表 7-22　主要技术经济指标综合表

序号	指标名称	单位	设计企业的指标	同类型先进企业的指标
1	工厂规模(生产能力)	t/a		
2	年产量	万元		
3	职工在册总人数	人		
	其中①基本工人	人		
	②辅助工人	人		
	③工程技术人员	人		
	④职员	人		
	⑤服务人员	人		
4	劳动生产率			
	①每个基本工人的年产值	元		
	②每个工人的年产值	元		
	③每个职工的年产值	元		
5	全厂占地总面积	m^2		
	①厂区面积	m^2		
	②建筑面积	m^2		
	③建筑系数	%		
	④厂区利用系数	%		
6	设备数量	台		
	其中①主要工艺设备	台		
	②……	台		
7	动力设备安装容量	kW		
8	基本建筑投资总额	万元		
9	单位生产能力投资额	元/(a·t)		
10	单位产品工厂成本	元/t		
11	其他			

第八章　计算机在设计中的应用

电子计算机具有快速计算、逻辑判断、贮存等多种功能，是当代最卓越的科学技术成就之一，现已广泛用于各行各业。

电子计算机在化工方面的应用主要包括生产过程的监测和控制，生产操作的优化，辅助生产管理和决策；新产品、新工艺、新装置的研究、开发、设计、工程建设；操作人员的培训等方面。因此，作为工艺技术人员有必要熟悉和掌握计算机应用技术。

电子计算机在化工设计方面的应用可以说贯穿于设计过程中的各个方面，诸如化工产品专利技术文献资料的检索；工程项目规划方案评估，工程投资估算，投资项目盈利利率分析；化工物性数据的检索与推算，化工流程模拟与优化，工艺过程的物料衡算、热量衡算、设备计算，化工管道应力分析计算；物料流程图（PFD）和带控制点工艺流程图（PID）的绘制，管路布置图与轴测图的绘制，各类化工设备的订货或制造图纸，仪表盘布置图和控制回路图；工艺设备、控制仪表、管路材料汇总表；各种设计文件的编制；设计单位的计划、财务、人事、资料管理等。

目前，国内有条件的设计部门借鉴国外的经验广泛引入了计算机辅助设计（CAD）系统，使设计计算、绘图、编制文件、管理等方面取得了较好的效果，其主要体现有以下几个方面。

1. 提高设计效率

就设计中的单项工作与未采用计算机辅助设计系统时相比，一般使用一年左右可以提高设计效率 3 倍左右，在某些特定情况下（如设计修改）甚至可以达 1～20 倍。就整个工程项目的总工时而言，采用计算机辅助设计系统后可以节省三分之一左右时间（美国 UCC 公司的经验可节省时间 27%，FLUOR 公司的经验可节省时间 38%）。

2. 提高设计水平，优化方案

采用计算机辅助设计系统后，繁杂的绘图工作都由 CAD 系统按设计者的意图快速准确地完成，设计者可以更多地发挥其聪明才智和创造性，提高设计水平。并可方便地通过多种设计方案的比较而得到优化的设计方案，取得更好的投资效果。如在换热器设计中，可在满足热负荷、温差及压降等条件下作出多个方案，从中选取传热面或投资最少的方案。在传热面积和管子参数确定后，还可以使管板布置优化，做到紧凑合理。

3. 避免差错，保证质量

通过使用 CAD 系统，便于统一贯彻各项设计规范标准，各专业之间的设计条件及有关信息能正确迅速传递，在系统上能预防或减少出现差错，从而保证质量。三维 CAD 系统还能进行干扰碰撞检查，设计时可及时检查出有无碰撞的情况（例如工艺管道与土建结构相碰撞……），便于立即修改设计，这样，可以减少现场修改设计工作量（约减少 80%），节省安装材料费用，利于缩短施工周期。

由上可见，计算机技术已渗透到化工设计的各个方面。本章就物性数据检索与推算、工

艺流程模拟计算、工艺设备计算、计算机辅助设计绘图及辅助工程设计等方面作简要介绍。同时列举一些实例供学生应用时参考。

第一节　物性数据检索

物性数据是化工设计、科学研究等工作不可缺少的基础数据。化学物质的数目及物性数据，随着科学技术的发展正在不断增加，据统计目前已发现的化学物质达六百万种以上，其物性数据更是不可胜数。在工艺设计中需要用到许多化合物的物性数据，尤其在热力学和动力学的计算中，需要对大量的平衡常数、焓、熵等物性数据进行推算，这要耗费工艺设计人员大量精力，而这些数据的可靠性和精确程度对于装置的技术经济性能又有很大关系。因此，对收集到的物性数据要进行严格的审核、关联、分析与合成，使一些由于测试手段、样品等不同带来的不一致和混乱的实测数据得到圆整与规律化，减少数据误差。

一、化工物性数据库简介

应用计算机进行物性数据的检索与推算，往往建立一些物性数据系统或独立的系统，或者作为流程模拟系统的一个子系统。它通常包括物性数据库、物性数据推算程序。小型的物性数据库有 60～200 种化合物，中型的有 300～800 种化合物，大型的有 1000～5000 种化合物。

利用计算机技术集中贮存大量的数据，建立化学工业数据库是必然的发展。其优点如下：

① 数据共享，避免不必要的重复劳动；

② 数据规格化，系统化；

③ 数据可靠性高，便于快速准确检索。

世界上发达国家对于数据库的建设，尤其对科学数据的收集、评价、分析研究给予高度的重视。如美国的国家数据分析中心 CINDAS（信息和数据分析与综合中心）就是专门进行数据研究工作的。表 8-1 列举了部分国际上重要的化工物性数据库，其中一些是与化工流程模拟系统相联用的。

表 8-1　国际上重要的化工物性数据库举例

国别	研制单位	数据库名	物质个数	物性个数	备　注
英国	化学工程师学会与国立工程研究所	PPDS	860	20	与 PROCESS 流程模拟相联用
英国	ICI 公司	PEDB	500	40	与 DESIGN MASTER 流程模拟联用
英国	PROSYS 软件公司	PRODABAS			与 ASPEN PLUS 流程模拟联用
美国	普度大学	CINDAS	14000		主要是材料性质数据库
美国	孟山都公司	Data Bank in Micro FLOWTRAN	183	25	与 FLOWTRAN 模拟联用
美国	美国石油学会与热力学研究中心	TRC Data Bank	1800	30	用于出版石油化工物性数据手册
美国	COADE 公司	Data Bank in Micro CHESS	98	20	与 Micro CHESS 流程模拟联用
美国	堪萨斯州立大学	PASS-PRO-1	1000	16	与 PASS 流程模拟联用

续表

国别	研制单位	数据库名	物质个数	物性个数	备注
日本	日本科技联盟	AESOPP	3000		
日本	东京大学	EROICA	7500	11	
日本	神户大学	Database	340	7	
原西德	DECHEMA	DSD-DSC	400	45	
欧洲	全欧冶金工作者联盟	无机物热力学性质数据库	2500		

中国一些大型石油化工企业已从国外引进如 ASPEN PLUS，PROCDESS Micro-CHESS 等流程模拟系统及其配套的化工物性数据库。20 世纪 80 年代初，中国开始建立自己的数据库系统，已通过国家鉴定。投入应用的部分化学化工物性数据库列于表 8-2 中。

表 8-2 部分化学化工物性数据库

开发单位	数据库名	物质个数	功能数目	硬件环境
北京化工大学	大型化工物性数据库 CEPPDS	3417	12	ACOS-400
南京化工公司研究院	大型化工物性数据库 CPPDS1	3866		西门子 7730
大连理工大学化工学院计算中心	微型机上化工物性数据库 MCEDB	327	18	IBM-PC 及其兼容机
中国科学院	非电解质体系汽液	750	62	VAX-11/780
化工冶金研究所	相平衡数据库 NEDB	749	15	VAX-11/780
	无机热化学数据库 ITDB	2008	16	VAX-11/780
				VT125 图像终端
	水溶液热力学	879 种离子	14	VAX-11/780
	数据库 ATDB	287 种分子		VT125 图像终端

表 8-2 中的微型机上化工物性数据库，可以在 IBM/PC 及其兼容机上运行，操作灵活方便，已经在化工行业的大专院校、科研、生产、设计等部门推广应用。国外，许多高等学校应用数据库的教学已经进入课堂。国内，很多高等学校已经开始建立或引进数据库，培养学生应用数据库已列为教学计划之中。这里对微型机上化工数据库 MCEDB 的应用作一点介绍。

MCEDB 的总体结构见图 8-1，主要包括四大数据库：纯化学物质物性数据库；二元体

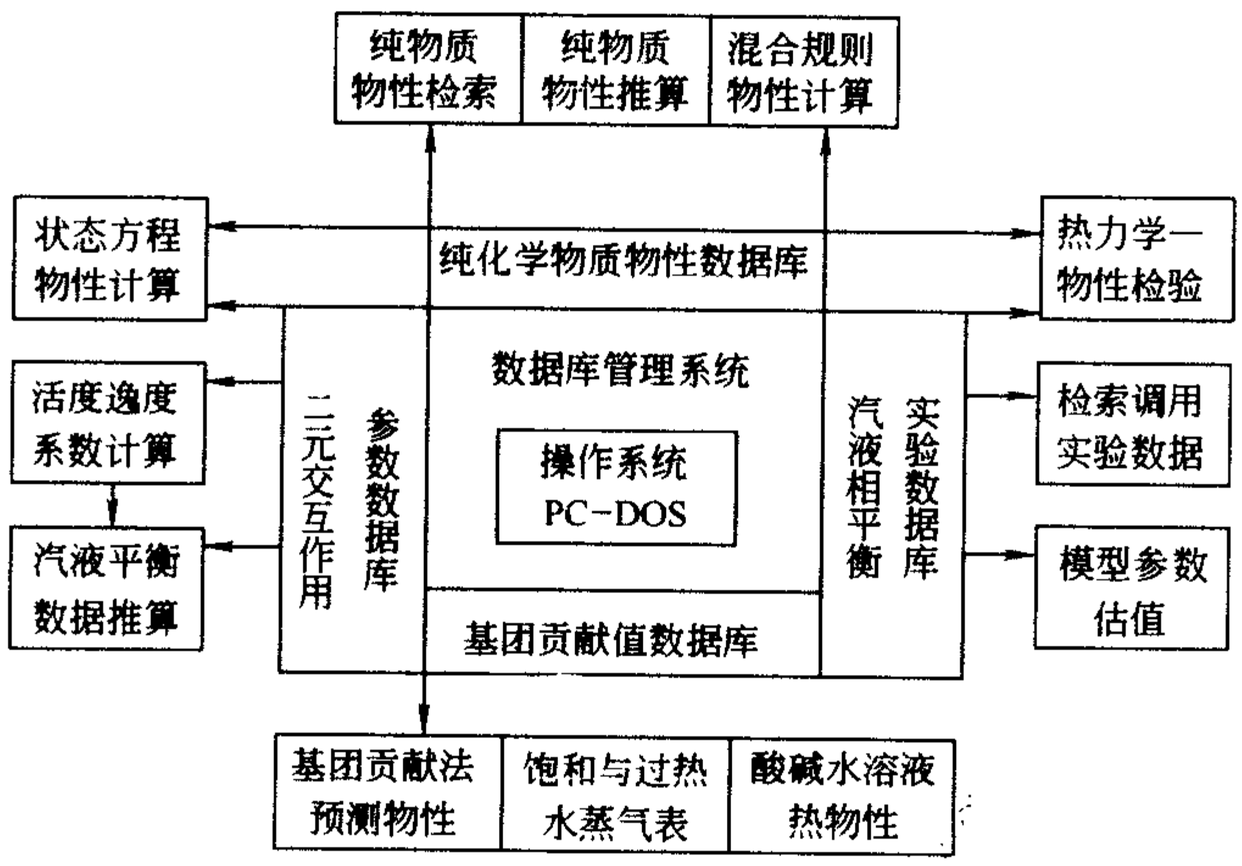


图 8-1 微型机上化工物性数据库总体结构示意图

系交互作用参数数据库；基团贡献值数据库；汽液相平衡实验数据库及十二个功能模块。

用户使用数据库可以通过两种方式进行。第一种方式：调用检查模块或推算模块。用户在键盘上输入需查物质的名称（结构代码式）、物性符号及温度、压力条件等，计算机自动调取库存参数或找出计算模型进行计算，输出检索或推算结果，屏幕显示或打印。第二种方式：应用子程序包。用软件提供的检索和推算子程序包，选用需要的子程序与用户程序相连接，实现从数据库调用所需的物性数据或调用模型计算出数据，输入到用户程序中，满足工程计算要求。

下面简要说明调用检索模块或推算模块的应用方法。

二、纯物质物性检索

调用纯物质模块查物性，键入文件名 RETM 屏幕提示三种检索途径：结构代码、物质英文命名和分子式，提供你选择。如表 8-3。

表 8-3　PROPERTY RETRIEVING WAY：检索系统

PLEASE SELECT RETRIEVING WAY:	请选检索途径：	No
Structure Code	结构代码	1
Substance Name	物质英文命名	2
Molecular Formula	分子式	3
Return	退出	4
No. =1(选用结构代码，代码编写法则见表 8-8)		

屏幕显示检索项目菜单如表 8-4 所示。

表 8-4　检索项目菜单

物　性　名　称		SYMBOL 物性符号
不随温度而变化的物性常数(PROPERTY CONSTANTS INDEPENDENT OF TEMP)		
MOLECULAR WEIGHT	相对分子质量	MW
FREEZING POINT	熔点	T_F
MORMAL BOILING POINT	正常沸点	T_B
LIQUID DENSITY at TD	液体密度	LD　TD
CRITICAL TEMP,PRESSURE& VOLUME	临界温度，压力，体积	TC,PC,VC
CRITICAL COMPRESSIBILITY FACTOR	临界压缩系数	ZC
SOLUBILITY IN WATER at 20℃	20℃水中溶解度	SL/W
WATER CONTEENT at 20℃	20℃含水量	W/SL
ACENTRRICAL FACTOR	偏心因子	OMG
REFRACTIVE INDEX at TN	分子折射率	ND TN
STANDARD HEAT OF FORMATION	标准生成热	HF
STANDARD GIBB'S FREE ENERGY	标准自由能	HG
DIPOLE MOMENT	偶极矩	DIP
DIELECTRIC CONSTANTS	介电常数	DE
HEAT OF VAPORIZATION at TB	沸点蒸发热	HVB TB
SURFACE TENSION at 20℃	20℃表面张力	SOF
SOLUBH ITY PARAMETER at 25℃	溶解度参数	SILP
LIQUID MOL,VOLUME at 25℃	液体摩尔体积	VL
VOL PARAMETER in UNIQUAC EQ	UNIQUAC 方程体积参数	RV
SURFACE PARAMETER in UNIQUAC EQ	UNIQUAC 方程面积参数	QA
随温度而变化的物性(PROPERTIES DEPENDENT ON TEMP)		
HEAT CAPACITY of IDEAL GAS	理想气体热容	CPGT
SATURATED VAPOR PRESSURE	饱和蒸汽压力	VPT
SUPFACE TENSION of LIQUID	液体表面张力	SFT
VISCOSITY of LIQUID	液体黏度	VSLT

屏幕提示输入物性符号，结构代码（英文命名或分子式），温度及单位等。以查丙醇的饱和蒸气压为例，键盘操作及结果如表 8-5。

表 8-5 检索丙醇的饱和蒸气压

输入数据：

Please enter property symbol=? VPT

Please enter structure code=? C3;OH

How many temperature points(1——20)=? 4

Available temperature range:14.29——116.29C

T(1)=20.5 T(2)=30.3

T(3)=55.4 T(4)=97.3

输出结果：

CODE:C3;OH NAME:1-PROPANOL

Retrieved property:Saturated Vapor Pressure

PVT(T)=10**(7.84767−1499.210/(T+(−68.510))) T:227.45——389.45K

T[K]	T[℃]	T[℉]	VPT[MPa]
293.660	20.500	68.900	2.0598E-03
303.460	30.300	86.540	3.9050E-03
328.560	55.400	131.720	1.6119E-02
367.460	97.300	207.140	1.0174E-01

Ref:TRC Selected Values of Properties of Chemical Compounds V2.k

利用检索子程序包可动态调取所需物性数据，并输入用户程序中。

三、纯物质物性推算

调用纯物质物性推算模块 ESTM 估算物性。键入文件名 ESTM，屏幕显示菜单如表 8-6。

表 8-6 纯物质物性推算系统

PROPERTY ESTIMATION SYSTEM OF PURE SUBSTANCES

You can calculate the following properties:

PHYSICAL PROPERTIES	物性名称	物性符号
CRITICAL TEMPERATURE	临界温度	TC
CRITICAL PRESSURE	临界压力	PC
CRITICAL VOLUME	临界体积	VC
CRITICAL COMPRESSIBILITY	临界压缩系数	ZC
ACENTRICAL FACTIR	偏心因子	OMG
HEAT of VAPORIZATION at TB	正常沸点汽化热	HVB
LIQUID MOLAR PRESSURE	液体摩尔体积	VLT
LIQUID DENSITY	液体密度	LDT
SATURATED VAPOR PRESSURE	饱和蒸汽压力	VPT
LIQUID HEAT CAPACITY at con't. P	液体比定压热容	CPLT
VISCOSITY of GAS at ordinary P	常压气体黏度	VSGT
VISCOSITY of GAS at high P	高压气体黏度	VSGP
VISCOSITY of LIQUID	液体黏度	VSLT
GAS HEAT CONDUCTIVITY	常压气体导热系数	KGT
GAS HEAT CONDUCTIVITY at high P	高压气体导热系数	KGP
LIQUID HEAT CONDUCTIVITY	常压液体导热系数	KLT
LIQUID HEAT CONDUCTIVITY at high P	高压液体导热系数	KLP
SURFACE TENSION of LIQUID	表面张力	SFT
HEAT of VAPORIZATION at T	汽化热	HVT

Please enter prop·symbol!（请输入物性符号）

以推算 2-甲基丙烷的蒸发热为例，输入与输出的数据见表 8-7。

表 8-7　推算 2-甲基丙烷的蒸发热

输入数据：

PROP=HVT　　CODE=2-M! C3

How many T points(1——10)? 4　　Unit of T(C/K)? K

T(1)=244.27　　T(2)=260.94

T(3)=283.16　　T(4)=333.16

输出数据：

CODE:2-M! C3　　Name:2-METHYLPROPANE

Recalled data from data band:

HVB	TB	TC
5.090	261.3000	408.1000

Estimated heat of vaporization:

T[K]	T[℃]	P[MPa]	HVT[kJ/mol]
244.27	−28.89	0.1013	0.2228E+02
260.94	−12.22	0.1013	0.2132E+02
283.16	10.00	0.1013	0.1993E+02
283.1	60.00	0.1013	0.1617E+02

Method:Watson eq.:HVT=HVB*((1−Tr)/(1−TBr))^{a}

用户仅输入物性代码和结构代码，程序便可自动选择适当的推算方法，并自动向数据库调用推算需用数据，输出调用的数据，计算结果和选用的方法。

利用物性推算子程序包可将推算结果直接输入用户程序中。

四、化学物质结构代码简介

便于人和计算机对话，交换化学结构信息，国际上已有多种化学物质代码被应用于数据库中。在 MCEDB 数据库中设计了一种容易被化学家掌握的结构代码，作为人机对话传递化学结构信息的语言。它是以 IUPAC 系统命名法为基础，并考虑化学结构特征进行代码设计。代码规则简明易懂，见表 8-8。代码通式由三段组成，中部为主干化合物，如：主碳链以 Cn 表示（n 为碳原子数），苯环用 B6 表，环烃则用 Ln 表示，“!”号左边为前缀取代基，如：甲基—M，丙基—P，氟基—F，氯基—Cl 等。“;”或“!”右边为各种官能团，如：羟基—OH，羰基—QOH 等。参阅《计算机与应用化学》，2（4），248（1985）。

表 8-8　结构代码简介

代码通式	前缀取代基			主干化合物或官能团
主干化合物	Cn—饱和烃			Cn=a1,a2—烯烃(a1,a2—双键位号)
	Ln—环烃			Cn#a1,a2—烯烃(a1,a2—双键位号)
	B6—苯环			B66—萘环
	A6ZN—a1,a2—杂氮环(a1,a2—氮原子位号)			
	CnZS—a1,a2—杂硫链(a1,a2—硫原子位号)			
前缀取代基	M—甲基	E—乙基	P—丙基	iP—异丙基
	B—丁基	iB—异丙基	iB—仲丁基	tB—特丁基
	F—氟基	Cl—氯基	Br—溴基	I—碘基
官能团	OH—羟基	QH—醛基	QOH—羧基	OCn—醚基
	ZQ—酮基	QOCn—酯基	ND—胺基	NHCn—仲胺基
	NX—硝基	SH—硫醇基	SCn—硫醚基	ZS—杂硫
	ZN—杂氮	ZO—杂氧	等(Q=CO,D=H2,X=O2)	
代码举例	2-甲基丙烷	2-M! C_3	丁二烯	C_4=1,3
	正丙醇	C_3:OH	环己酮	L6ZQ-1
	异丁酸	1-M! C_2;QOH	丙酮	C_3ZQ-2
	丁胺	C_4;ND	乙醚	C_1;OC1
	硝基苯	B6;NX	硫乙醇	C_2;O-1,2
	丙三醇	C_3;OH-1,2,3	环氧乙烷	C_2;O-1,4
	1,4-二甲苯	1,4-N! B6	苯醌	B6;O-1,4

第二节 模拟计算

一、过程模拟简介

在设计化工装置时，首先要进行工艺过程的物料平衡及能量平衡计算，目前一般都有使用计算机程序来完成工艺流程的模拟计算。

以氨合成工艺过程为例，简化原则流程如图 8-2 所示。图中实线方框表示工艺设备，虚线方框则表示管道中的物流混合处或分流处，$S_1 \sim S_{13}$ 为物流编号，W_C 及 W_R 为输入给压缩机及循环压缩机的功，Q_E 为反应物移走的热量。

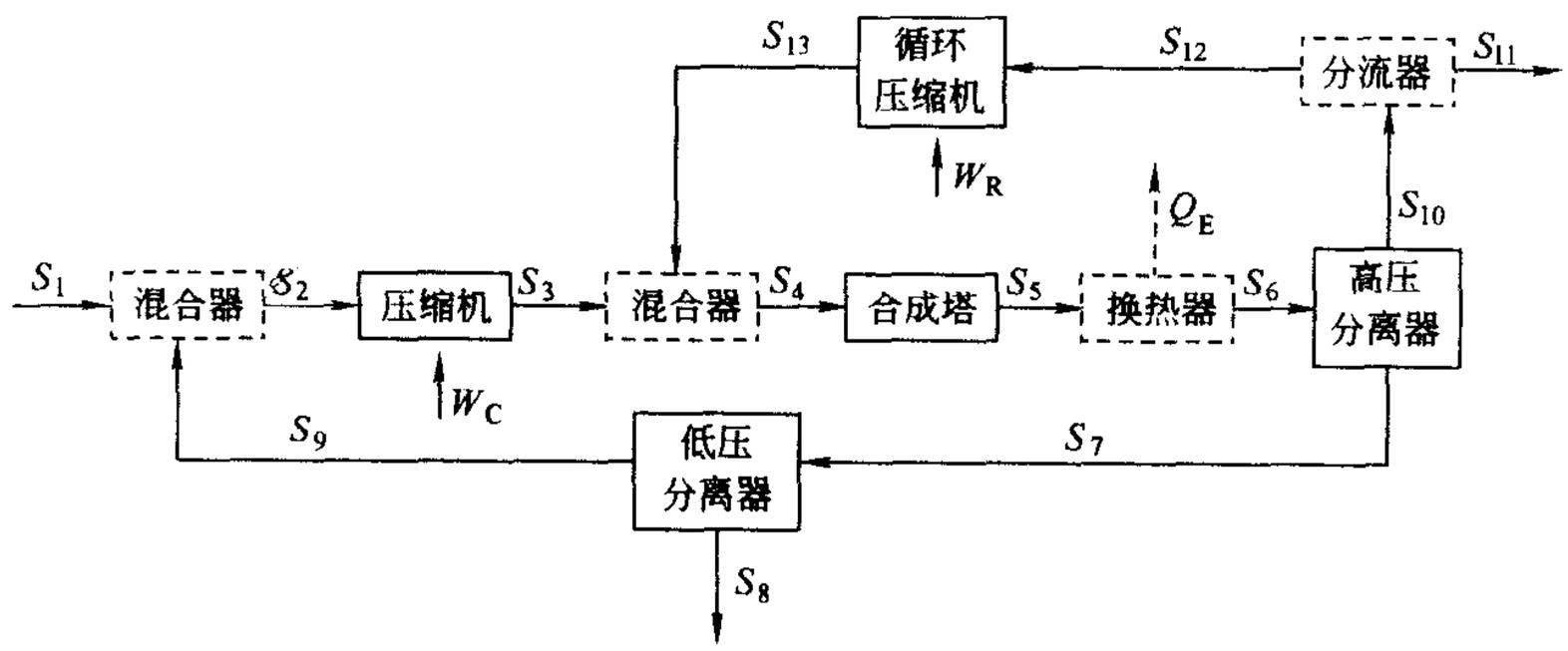


图 8-2 氨合成过程模拟流程图

进行模拟计算时，只需输入原料气（S_1）的数据以及各单元模块（工艺设备）的有关数据和操作条件，通过运行流程模拟程序来完成物料衡算和能量衡算，即可得出流程中各物料的有关信息。

能对一个给定的过程完成上述所有任务的计算机软件汇编称为计算机辅助过程设计软件汇编，或简称过程模拟系统软件包，它将单个的过程计算处理成组成全流程的模块或方程组。

将模拟软件用于过程设计或过程模拟，对于工艺人员已经成为一件很普通的工作。这些程序可用于以下的情况。

① 初步设计阶段。可用程序计算不同过程流程的物料和能量平衡。在此阶段，用简单的方块流程图就足够了。

② 最终设计阶段。用模拟系统对不同过程中所有过程单元和流股进行详细计算。此阶段需要详细的过程流程。

③ 将模拟系统用于操作工厂，估计工厂的工作情况。为了找到可改进的部位，需将它与设计计算结果进行比较。

④ 模拟操作条件的改变。为提高过程的效率，以改变操作条件找出影响过程的“瓶颈”部位。

在设计阶段，使用模拟系统的好处是通过改进设计节省投资，通过提高效率和劳动生产率节省工程所需人力，以程序计算和整个设计所用数据和技术的一致性，改进和加快在不同部门工作的工程技术人员之间的交流，大大缩短设计时间。

所有的模拟系统的基本功能是对包括再循环在内的整个过程作物料和能量衡算。因为过程流程图包括许多过程单元和它们之间连接流股。对于每一个过程单元，需有一个特定性能的计算机程序，这一程序称为单元模块。当给定输入流股的组成、流率、温度、压力、焓和设备参数，就可用此单元模块进行计算，直到对全流程完成计算。此法原理与单元操作的手算传统方法相似，称为序贯模块法。此法是过程模拟中最常用的方法。除此之外，过程模拟还可采用联立模块法和联立方程法。

下面仅以硝基氯苯的合成过程单元的物料衡算为例，说明如何在计算机上进行单独的模块模拟。为了便于自行编写程序，题后给出了有关数值方法的说明。

二、物料衡算的计算机解题

物料衡算是通过建立物料衡算方程应用数学模型法求解未知的物料量及组成。对于一些比较简单的物料衡算问题，列出的物料衡算方程不太复杂，用手算并不困难。但是，当遇到过程中单元设备多、流股多或物料中组分多的物料衡算时，常常列出许多联立方程，尤其是一些非线性方程，需要用迭代法求解。手算就相当费时，借助计算机解题，可以节省计算时间。当然，编制一个新的计算机程序也需要花费时间。因此，是否采用计算机求解须视编制程序所费的时间长短来决定。

例 8-1　氯苯用含硫酸和硝酸的混酸进行硝化制取邻位、对位硝基氯苯，反应式如下。

$$C_6H_5Cl + HNO_3 \xrightarrow{H_2SO_4} NO_2C_6H_4Cl + H_2O$$

	C_6H_5Cl	NHO_3	$NO_2C_6H_4Cl$	H_2O
相对分子质量：	112.5	63	157.5	18

测得下列物料的分析数据（均为质量分数）：

混酸：47%HNO_3；49%H_2SO_4

氯苯原料：92%C_6H_5Cl；8%$NO_2C_6H_4Cl$

硝基物层：99%$NO_2C_6H_4Cl$；0.5%C_6H_5Cl；0.5%H_2SO_4

废酸层：1.2%HNO_3；73%H_2SO_4；1%$NO_2C_6H_4Cl$

计算反应生成 1000kg 硝基物层所需的混酸、氯苯原料量、生成的废酸量以及反应消耗的硝酸量。

解：基准：1000kg 硝基物层。

设：x_1，x_2，x_3，x_4 分别为混酸、氯苯原料、废酸层及反应硝酸量（kg）。

(1) 作物料流程图，见图 8-3

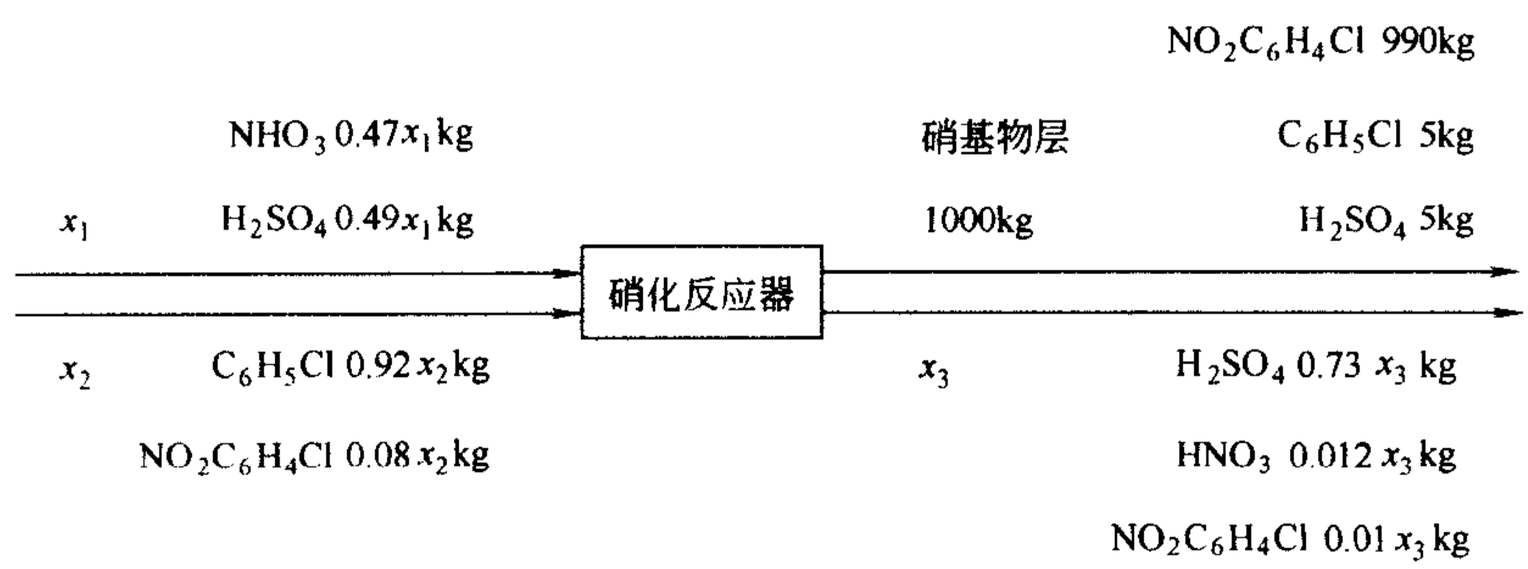


图 8-3　例 8-1 物料流程图

（2）列物料衡算方程

物料	输入	输出		反应量	
HNO_3	$0.47x_1$	$-0.012x_3$	=	x_4	①
C_6H_5Cl	$0.92x_2$	-5	=	$\frac{112.5}{63}x_4$	②
H_2SO_4	$0.49x_1$	$-0.73x_3-5$	=	0	③
$NO_2C_6H_4Cl$	$0.08x_2$	$-0.01x_3-990$	=	$\frac{-157.5}{63}x_4$	④

（3）将方程组①②③④写成矩阵式

$$\begin{bmatrix} 0.47 & 0 & -0.012 & -1 \\ 0 & 0.92 & 0 & -\frac{112.5}{63} \\ 0.49 & 0 & -0.73 & 0 \\ 0 & 0.08 & -0.01 & \frac{157.5}{63} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 5 \\ 5 \\ 990 \end{bmatrix} \quad ⑤$$

（4）用高斯-约当法求解矩阵式⑤，得：

$x_1=810.98$kg；$x_2=732.46$kg；$x_3=537.51$kg；$x_4=374.5$kg

（5）验算总平衡

输入 $x_1+x_2=1543.44$

输出 $x_3+x_4=1537.51$

估算误差 $e=0.4\%$

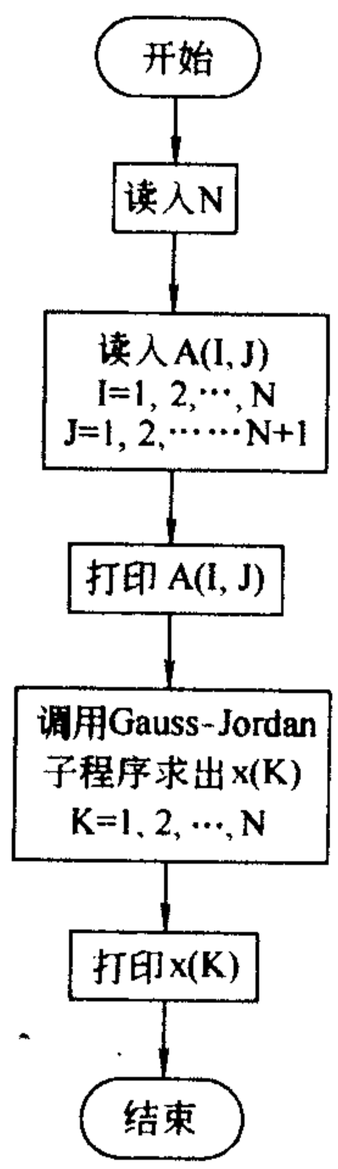


图 8-4 例 8-1 计算框图

根据以上计算过程，设计计算框图（见图 8-4）。

计算所用 BASIC 源程序与结果如下：

```
100  RED * * * * CALCUAION OF MATERIAL BAL-
     ANCE * * * *
110  DEFINT I, J, K, N
120  READ N
130  DIM A (N, N+1), x (N)
140  LPRINT "* * * * COEFFICIENT MATRIX * * * *"
150  ROF I=1 TO N
160  FOR J=1 TO N+1
170  READ A (I, J)
180  LPRINT USING "#####, ###"; A (I, J);
190  NEXT J
200  LPRINT
210  NEXT I
220  GOSUB 1000
230  LPRINT "* * * * RESULT * * * *"
240  FOR K=1 TO N
250  LPRINT "X" K; "="; LPRINT USINT "###.##"; x (K)
260  NEXT K
```

```
270  END
300  DATA 4
310  DATA 0.47, 0, -0.012, -1, 0
320  DATA 0, 0.92, 0, -1.785, 5
330  DATA 0.49, 0, -0.73, 0.5
340  DATA 0, 0.08, -0.01, 2.5, 990
1000  REM SUB Gauss-Jordan
1010  FOR K=1 TO N
1020  FOR J=K+1 TO N+1
1030  A (K, J) =A (K, J)/A (K, K)
1040  NEXT J
1050  FOR I=1 TO N
1060  IF I=K THEN 1100
1070  FOR J=K+1 TO N+1
1080  A (I, J) =A (I, J) -A (I, K) *A (K, J)
1090  NEXT J
1100  NEXT I
1110  NEXT K
1120  FOR K=1 TO N: X (K) =a (K, N+1): NEXT K
1130  RETURN
```

程序说明：N——系数矩阵阶数；A（I，J）——增广系数阵，I=1，2，…，N，J=1，2，…，N+1；x（K）——方程组的解，K=I=1，2，…，N。

算法说明：Gauss-Jordan 消去法是解线性方程组的简单而有效的方法。它依据“用某个常数乘或除任一方程后，方程组之解不变，以及用某个方程与其他任一方程和或差代替该方程后，方程组之解不变”两条代数运算规则，对方程组各式进行连续的代数运算，逐式消去方程中的未知元素，以使方程组求解。这种运算归纳起来可分为以下步骤。

第一步　先将第一个方程中 x_1 的系数化为 1，然后将最后 $n-1$ 个方程中 x_1 消去。

第二步　将第二方程中 x_2 的系数化为 1，然后再消去第二个方程以外其余方程中的 x_2。如此逐步进行下去，直至得到一单位矩阵，便可直接解出 x_1，x_2，…，x_n。

另外，注意在用 Gauss-Jordan 消去法时各方程应该是线性且独立的，同时方程应该排列得使增广系数的对角线上不出现零。

上机练习：

① 应用 Gauss-Jordan 子程序解下列方程组。

$$\begin{bmatrix} -2 & 7 & -4 \\ 3 & 5 & -5 \\ 8 & -2 & -1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 4 \\ 1 \\ 3 \end{bmatrix}$$

② 应用 Gauss-Jordan 消去法对如下过程进行物料衡算。

由纯 A 生产 B，要经过反应和精馏两步，精馏后得高纯度 B，而大部分 A 和少量 B 再返回反应器继续反应，其流程如图 8-5 所示。

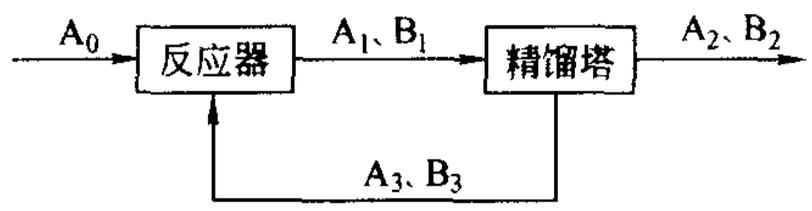


图 8-5 反应、精馏流程示意图

已知 $A_0=100mol/h$。A 的转化率 $x_A=0.5$，A 的循环比 $r_A=0.5$，B 的循环比 $r_B=0.5$。

[分析] 该过程有六个未知量 A_1，A_2，A_3，B_1，B_2，B_3，列六个方程式分别为：

反应器中 A 平衡：$A_1=(A_0+A_3)(1-x_4)$

反应器中 B 平衡：$B_1=x_4(A_0+A_3)+B_3$

精馏塔中 A 平衡：$A_2=A_1-A_3$

精馏塔中 B 平衡：$B_2=B_1-B_3$

A 物料循环：$A_3=r_A A_1$

B 物料循环：$B_3=r_B B_1$

将已知数代入上述方程，并令 $x_1=A$，$x_2=B_1$，$x_3=A_2$，$x_4=B_2$，$x_5=A_3$，$x_6=B_3$，整理后可得如下方程组：

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & -0.5 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & -0.5 & -1 \\ -1 & 0 & 1 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & -1 & 0 & 1 & 0 & 1 \\ -0.5 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & -0.5 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \\ x_5 \\ x_6 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 50 \\ 50 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

应用主元素消去法可得如下结果：

$$A_1=66.67,\ A_2=33.33,\ A_3=33.33$$

$$B_1=133.33,\ B_2=66.67,\ B_3=66.67$$

第三节 设备计算

一、工艺计算

利用电子计算机可以对反应器、蒸馏塔、换热器等主要设备进行设计计算。

管壳式换热器程序可在满足热负荷、最大压降和最大流速条件下，求出最少数量、最小尺寸、串联/并联的换热器。

塔类设备除需按物料衡算、热量平衡及相平衡求出塔板数、回流比、冷凝器与再沸器热负荷外，还需按汽-液负荷及流体力学计算塔盘的结构参数。

反应器是化工装置的核心设备，它的类型很多，而各工艺过程反应的特殊性和差异又很大，往往要针对某个工艺过程和某种结构类型的反应器而编制专门的计算程序。一个最佳操

作方案或最佳反应器设计和操作方式的开发，通常是一个需要大量迭代计算的复杂问题。为此，这里仅以连续搅拌釜式反应器（CSTR）为例，简要说明反应器的设计计算。

例 8-2　丁二烯溶液聚合采用等温连续釜式操作，聚合属于一级反应。并通过实践测知：镍催化体系油溶剂丁二烯的表观动力学反应速率常数的关联式如下：

$$k=[c\cdot]=k_p\alpha[c_0]$$

$$k_p=3.637\times10^8\exp(-4455/T)$$

对于一级反应，连续槽式反应器的反应转化率与反应速率常数之间的关系：

$$c_{AN}=\frac{c_{A0}}{(1+k\bar{\tau})^N}$$

$$x_N=1-\frac{c_{AN}}{c_{A0}}=1-\frac{1}{(1+k\bar{\tau})^N}$$

式中　c_{AN}——第 N 台釜内反应物的浓度，mol/L；

c_{A0}——反应物初始浓度，mol/L；

x_N——第 N 台釜内反应物转化率；

k——聚合反应表观速率常数，min^{-1}；

$\bar{\tau}$——平均停留时间，min；

N——连续槽式反应器的台数；

$[c_0]$——主催化剂的浓度，mol/L；

k_p——链增长速率常数，L/(mol·min)；

$[c\cdot]$——活性链总浓度，mol/L；

T——反应温度，K；

α——催化剂利用率。

已知：聚合釜体积为 $12m^3$；平均停留时间 60min；聚合温度 94℃；聚合温度下催化剂的利用率为 0.27。

若聚合采用 4 釜串联连续操作，则试确定满足聚合转化率为 85%时的主催化剂浓度和各釜纯转化率与累积转化率。

计算机所用 BASIC 源程序：

```
100  N=0
110  Y=1：X(0)=0
120  INPUT "釜数 N"，"温度 T"，"累计转化率 X"，"纯转化率 X"
130  N=N+1
140  READ T：T=T+273.15
150  K=0.27*C0*3.637E+8*EXP(-4455/T)
160  Y=Y/(1+60*K)
170  X(N)=1-Y
180  PRINT N，T，X(N)，X(N)-X(N-1)
190  IF X(N)<0.85 THEN 30
200  END
```

210 DATA 94，94，94，94

计算结果：

$$C_0 = 1.92E-5$$

釜数 N	温度 T	累计转化率 X	纯转化率 X
1	367.15	0.3780685	0.3780685
2	367.15	0.6132013	0.2351328
3	367.15	0.7594377	0.1462364
4	367.15	0.8503867	9.094906E-02

计算框图如图 8-6。

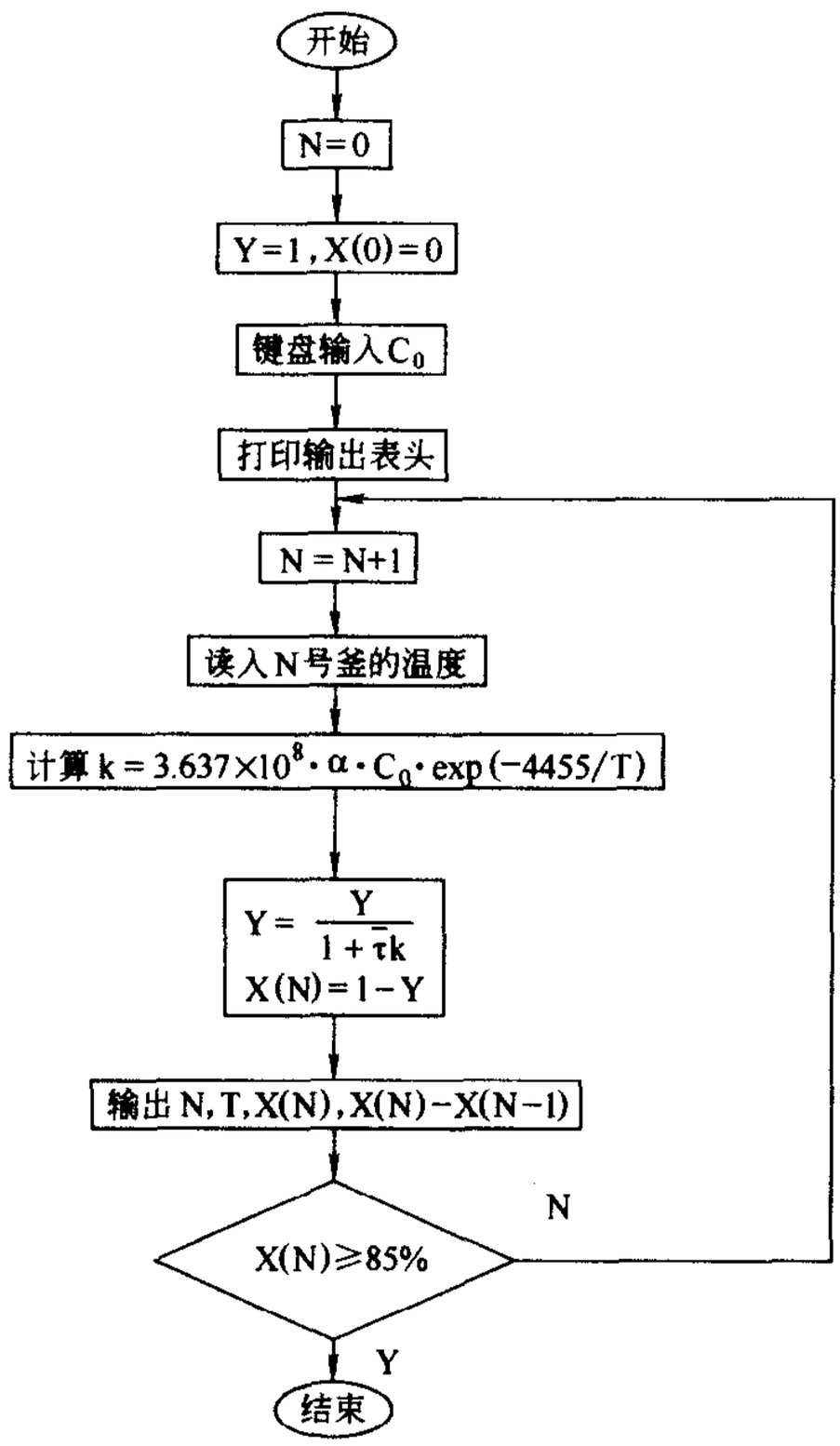


图 8-6 例 8-2 的框图

二、设备强度设计计算简介

化工容器和设备的强度设计计算是根据计算出的工艺尺寸结合工作条件，考虑化工设备自身制造和安装检修的要求，对化工容器和设备的各个元件正确地选择材料，并选择合理的结构形式，在进行全面的载荷分析及应力分析的基础上确定设备的强度尺寸，校核容器、设备能否满足强度、刚度、稳定性等诸多方面的要求，使所设计的设备既经济合理、又安全可靠。

下面以第九章设计实例中聚合釜的设计计算为例，简要介绍其设计计算过程。

（一）结构设计

结构设计是根据工艺尺寸和相关的工作条件，确定反应釜各部分的结构和尺寸。

搅拌反应器主要由搅拌装置、轴封和搅拌罐三大部分组成，下面分别介绍这三部分的设计计算过程。

1. 搅拌装置的设计

搅拌装置包括传动装置、搅拌轴和搅拌器。

搅拌装置是用来搅拌反应器内的反应物，使反应物达到混合与接触，强化其传质与传热，并使反应物料分子互相撞击，不断更新接触，促进化学反应。

传动装置是用来带动搅拌器，使其旋转，为其提供动力的装置。它由电动机、减速装置、联节轴和搅拌轴等组成。

搅拌器的设计要重点考虑两个主要的因素：一是介质的性质；二是反应过程的特性和传质传热的要求，根据这两个因素来选择合适的搅拌器。

搅拌轴的设计主要是结构设计和强度设计。

2. 轴封装置

轴封装置是用来密封转轴的，起到保证搅拌设备内处于一定的正压或负压以及防止反应物料溢出和杂质渗入的作用。常用的轴封装置有填料密封、机械密封、迷宫密封、浮动密封等。轴封装置的选取要依轴的转速和釜内物料的压力等因素来定。

3. 搅拌罐罐体的设计

常用的罐体是立式圆筒形容器，包括顶盖、筒体和罐底，通过支座安装在基础或平台上，为物料提供一定的反应空间。

为满足工艺要求，或搅拌罐自身结构上的需要，罐体上装有各种不同用途的附件。例如在本例中的聚合釜为了传热，需要在罐体的外侧安装夹套。

搅拌反应器罐体的结构设计主要包括三个方面的内容：罐体的尺寸、搅拌反应器的传热和工艺接管等。

（二）强度设计

强度设计要依据工艺要求，在满足工艺要求的前提下，对容器及其各个零部件进行选材，确定各个零部件的尺寸，最后进行强度校核，以确保容器或设备在生产操作时满足安全要求。

化工容器的设计必须遵循国家和其他有关部门颁发的有关标准，在设计中应首先遵循国标《钢制压力容器》的规定，有关参数的选取、设计计算方法等要严格按其规定执行。

下面简要介绍化工容器的设计步骤

1. 选材

容器及其零部件的选材原则主要是根据容器中介质的压力、温度和介质的腐蚀特性来确定。

2. 容器及其零部件尺寸的确定

① 依据工艺要求，确定容器各部位的工艺尺寸。

② 根据工艺尺寸确定容器壁厚，容器壁厚的确定必须按国标《钢制压力容器》的确定方法进行设计计算。

③ 强度校核，校核容器在压力试验时的薄膜应力作用下是否能满足强度要求。

具体的设计计算见第九章设计实例。

第四节 AutoCAD在化工设计中的应用

随着计算机图形技术的发展，计算机辅助绘图已经取代了传统的图板。在化工设计中，常常需要绘制工艺流程图或化工设备图，本节将介绍有关AutoCAD（目前世界上最优秀的设计与绘图软件之一）的一般知识和常用的命令，通过工艺流程图和化工设备图的绘制实例，初步掌握使用AutoCAD绘图的方法。

一、AutoCAD基础知识

（一）AutoCAD简介

AutoCAD由美国Autodesk公司开发研制，于1982年11月正式发行，是目前国际上使用最广泛的计算机绘图软件。早期的多个版本中，AutoCAD R14、AutoCAD 2000具有较大的影响力。AutoCAD 2004版是AutoCAD系列软件中的最新版本。它在AutoCAD 2002版本的基础上又做了许多重要的改进，在运行速度、整体处理能力、网络功能方面都达到了新的水平。

（二）AutoCAD的基本功能和应用领域

1. AutoCAD的基本功能

（1）绘制图形　AutoCAD最基本的功能就是绘制图形。它提供了许多绘图工具和绘图命令，用这些绘图工具和绘图命令，可以绘制直线、构造线、多段线、圆、矩形、多边形、椭圆等基本图形；可以将一些平面图形通过拉伸、设置标高和厚度转化为三维图形；可以绘制三维曲面、三维网络、旋转曲面等图形以及绘制圆柱、球体、长方体等基本实体。此外，用它还可以绘制出各种平面图形和复杂的三维图形。

（2）标注尺寸　标注尺寸是向图形中添加测量尺寸的过程，是整个绘图过程中不可缺少的一步。AutoCAD的“标注”菜单包含了一套完整的尺寸标注和编辑命令，用这些命令可以在各个方向上为各类对象创建标注，也可以方便、快速地创建符合制图国家标准和行业标准的标注。

标注显示了对象的测量值、对象之间的距离、角度或特征及自指定原点的距离。标注对象可以是平面图形或三维图形。

（3）渲染图形　在AutoCAD中运用几何图形、光源和材质，可以将模型渲染为具有真实感的图像。比如，要制作建筑和机械工程图样的效果图时，可通过渲染使模型表面显示出明暗色彩和光照效果，以形成更加逼真的效果。

（4）打印图纸　图形绘好后需要打印到图纸上，或者把图形信息传送到其他应用程序或软件进行处理。此外，图形打印输出设置的一个有效工具是布局，利用AutoCAD的布局功能，用户可以很方便地配置多种打印输出样式。

2. 应用领域

经过二十多年的发展，AutoCAD的功能日趋完善，AutoCAD已经被广泛用于科学研究、电子、机械、建筑、航天、造船、石油、化工、土木工程、冶金、农业气象、纺织、轻工等领域，并发挥愈来愈大的作用。

（三）AutoCAD 2004启动和退出

1. AutoCAD 2004的启动

在完成 AutoCAD 2004 中文版的安装与设置后，操作系统的桌面上会自动生成名为“AutoCAD 2004 中文版”的快捷方式图标。

进入 AutoCAD 2004 主窗口有以下三种方式：

- 双击快捷方式图标；
- 将鼠标箭头指向快捷图标并单击右键，在弹出的快捷菜单中选择“打开”；
- 双击“开始”菜单进入“程序”，选择下拉菜单中的“AutoCAD 2004 中文版”。

2. AutoCAD 2004 的退出

(1) 命令格式

- 下拉菜单：【文件】→【退出】。
- 输入命令：Exit（或Quit）↙

(2)“警告”对话框　当用户发出“退出”命令，而当前图形经修改又尚未存盘时，屏幕即显示“警告”对话框系统询问用户是否保存所做改动？“是（Y)”表示保存所做改动；“否（N)”表示放弃保存；“取消”则表示取消“退出”命令，继续使用当前画面。只有当用户做出明确选择后，才能退出系统。

(四) AutoCAD 2004 的用户界面

启动 AutoCAD 2004 后，即进入其工作界面，如图 8-7 所示。它主要由绘图窗口、标题栏、菜单栏、工具栏、状态栏、命令行、坐标系统及滚动条组成。

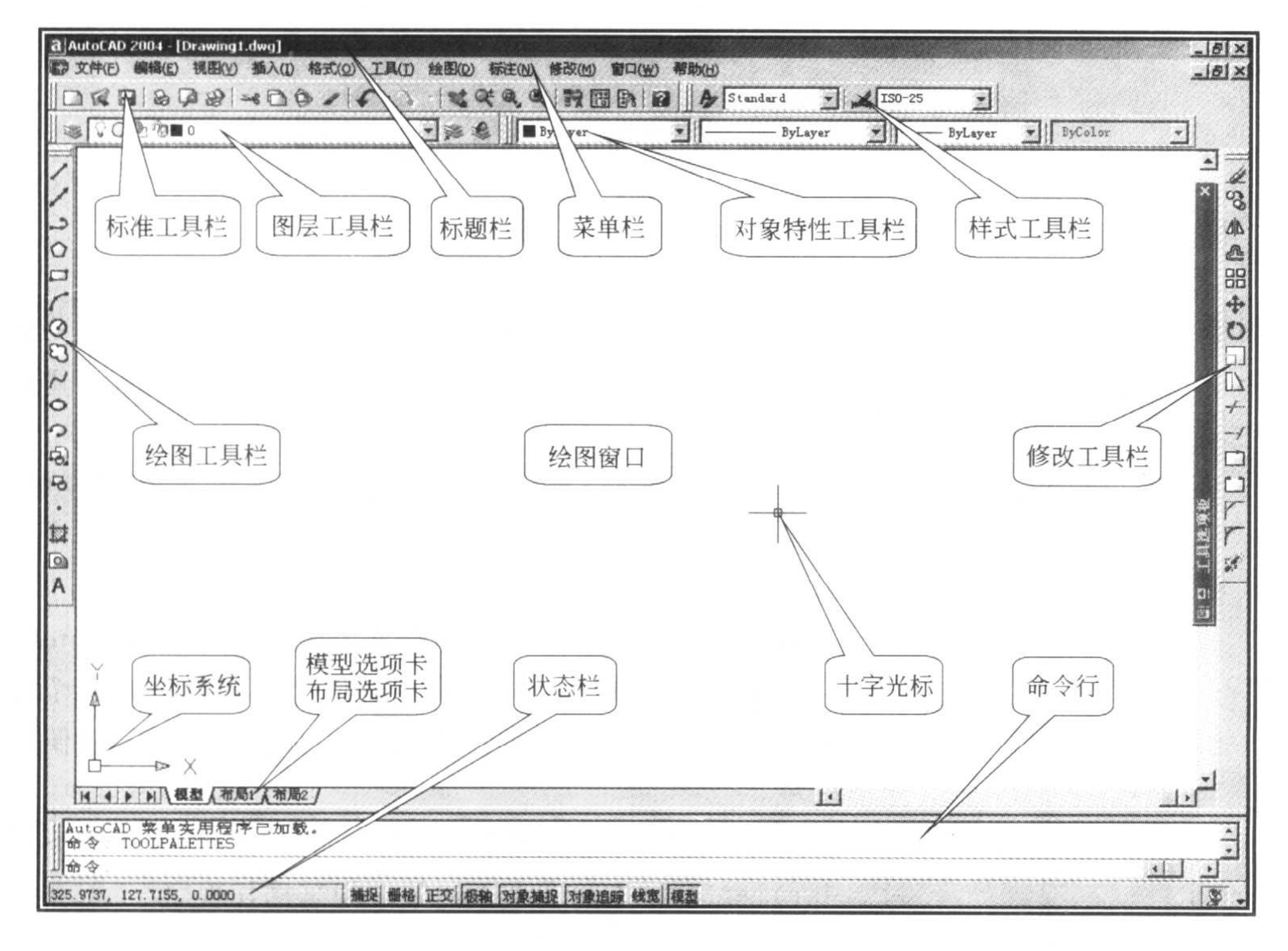


图 8-7　AutoCAD 2004 的工作界面

1. 标题栏

标题栏位于工作界面的最上方，用来显示 AutoCAD 2004 的程序图标以及当前正在运行

文件的名字等信息。如果是 AutoCAD 默认的图形文件，则其名称为 DrawingN. dwg（其中 N 是数字）。单击位于标题栏右侧的按钮，可分别实现窗口的最小化、还原（或最大化）以及关闭 AutoCAD 2004 等操作。单击标题栏最左边 AutoCAD 2004 的小图标，会弹出一个 AutoCAD 2004 窗口控制下拉菜单，利用该下拉菜单中的命令，也可以进行最小化或最大化窗口、恢复窗口、移动窗口或关闭 AutoCAD 2004 等操作。

2. 菜单栏与快捷菜单

AutoCAD 2004 的菜单栏由“文件”、“编辑”、“视图”、“插入”、“格式”、“工具”、“绘图”、“标注”及“修改”等菜单组成，这些菜单包括了 AutoCAD 2004 几乎全部的功能和命令。

快捷菜单又称为上下文相关菜单。用户在绘图过程中单击鼠标右键，即可弹出当前绘图环境下的快捷菜单。

3. 工具栏

工具栏是 AutoCAD 2004 提供的一种调用命令的方式，它包含多个由图标表示的命令按钮，单击这些图标按钮，就可以调用相应的 AutoCAD 2004 命令。图 8-8 为 AutoCAD 2004 提供的“绘图”工具栏、“修改”工具栏和“尺寸标注”工具栏。

(a)“绘图”工具栏

(b)“修改”工具栏

(c)“尺寸标注”工具栏

图 8-8 AutoCAD 2004 部分工具栏

如果要显示当前隐藏的工具栏，用户可在任意工具栏上单击鼠标右键，此时系统将弹出一个快捷菜单，如图 8-9 所示。通过选择相应命令即可显示对应的工具栏。

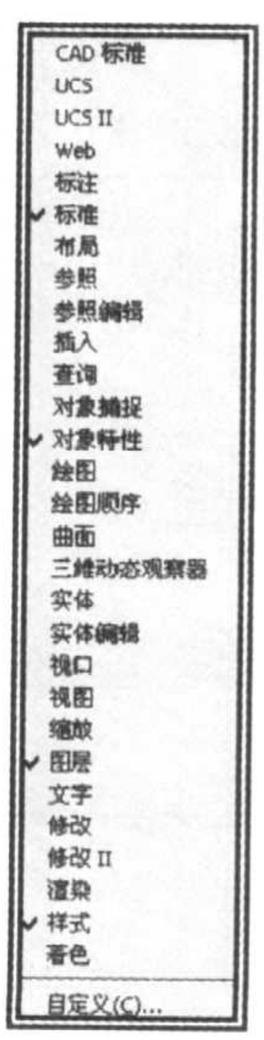


图 8-9 工具栏右键快捷菜单

若要隐藏工具栏，可在工具栏右键菜单中选择相应命令，取消其前面的“√”号。

4. 绘图窗口

绘图窗口类似于手工绘图时的图纸，是利用 AutoCAD 2004 进行绘图的区域，用户所有的工作结果都反映在这个窗口中（图 8-7）。用户可以根据需要关闭其中的工具栏，以便扩大绘图区域。

绘图窗口的下方有“模型”和“布局”选项卡，用户可通过单击它们在模型空间或图纸空间之间来回切换。

5. 命令行与文本窗口

命令行窗口是显示从键盘键入命令后，AutoCAD 2004 提示及相关信息的地方。默认情况下，AutoCAD 2004 命令行窗口是固定的，且保留最后 3 行所执行的命令或提示信息。

用户可以根据需要，改变命令行窗口的大小。当命令行固定在 AutoCAD 2004 窗口底部时，拖动分割条的顶边可以垂直调整固定的命令行尺寸。当固定在 AutoCAD 2004 窗口顶部时，拖动底边调整，使其显示多于 3 行或少于 3 行的信息。

6. 状态栏

状态栏位于绘图窗口的底部，用来反映当前的绘图状态。状态栏左端是当前十字线光标的坐标位置；状态栏中部是一些按钮，表示绘图时是否启用正交模式、栅格捕捉、栅格显示等功能以及当前的绘图空间等；状态栏的右端是状态栏图标和通信中心，如图 8-10 所示。

图 8-10　AutoCAD 2004 状态栏

（五）AutoCAD 的文件管理

1. 创建新图形

建立图形文件采用“新建”命令（New）。输入命令的方式有三种：从菜单中选取菜单项、从工具栏中单击图标以及从键盘键入命令字符串。

命令格式

- 下拉菜单：【菜单】→【新建】→显示“创建新图形”对话框。
- 图标位置：在“标准工具栏”中。
- 输入命令：New↙（↙表示回车）

2. 打开图形文件

打开图形文件采用“打开”命令（Open），命令格式如下。

- 下拉菜单：【文件】→【打开】→弹出“选择文件”对话框。
- 图标位置：在“标准工具栏”中。
- 输入命令：Open↙

3. 保存图形文件

AutoCAD 2004 的图形文件扩展名为 dwg，保存图形文件有两种方式。

(1)“存盘”命令（Qsave）　命令格式如下。

- 下拉菜单：【文件】→【存盘】。
- 图标位置：在“标准工具栏”中。
- 输入命令：Qsave↙

如果当前图形已有文件名，执行该命令，相当于将当前改动内容保存于原来的图形文件中；如果当前图形缺省的文件名为 Drawing，屏幕将弹出“图形另存为”对话框，允许用户以新的图形文件名存盘。对于改动后再次存盘的图形文件，系统将自动生成另一个扩展名为 bak 的备份文件，当原图形文件被损坏导致无法打开时，用户可以将备份文件的扩展名改为 dwg，使其改为可以打开的图形文件。

(2)“另存为”命令（Saveas）　命令格式如下。

- 下拉菜单：【文件】→【另存为】→弹出“图形另存为”对话框。

• 输入命令：Saveas ↙

当用户发出“另存为”命令时，屏幕弹出“图形另存为”对话框，要求用户对当前图形赋予新的图形文件名。当用户输入的图形文件名与已有图形文件同名，屏幕即显示“警告”对话框，如图 8-11 所示，询问用户是否以当前图形文件替换原有的同名图形文件。单击“是（Y)”，则当前图形替代同名文件的原有图形。为防止因操作失误造成原图形文件的丢失，用户应谨慎对待对话框的询问，只有在肯定不需保留原图形文件的前提下，才能做出“是（Y)”的响应。

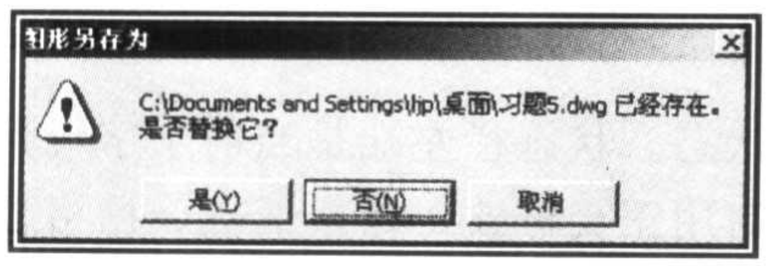


图 8-11 图形另存为“警告”对话框

“另存为”命令非常实用。通常，属于同一工程项目的一套图样，应在统一的绘图环境（包括图幅格式、文字样式、尺寸标注样式、线型与图层等有关参数的设置）下进行绘制。为保持每张图样的绘图环境相同，用户可采用“另存为”命令建立一个模板文件（扩展名为 dwt)。每当绘制一张新图形时，用户可以通过“创建新图形”对话框中的“使用模板”选项，调用自己定义的模板文件。为保证模板文件为一张空白图纸，用户在完成一张图样后，应采用“另存为”命令将当前图形存为另一名称的图形文件。此外，同一工程项目的整套图样中，可能会有某些图样部分内容相同，为避免重复劳动，提高工作效率，用户可以在原有图形的基础上，进行修改或添加其他内容，然后采用“另存为”命令产生另一个图形文件。

在绘制图形时应注意定期及时存盘，以免因意外断电或机器故障造成图形丢失。

二、命令、数据的输入方法

（一）命令的输入方法

1. 键盘输入

AutoCAD 的命令名是一些英文单词或它的简写。为了方便，大部分命令有别名。用户可以通过编辑文本文件 acad. pgp（在子目录 Support 中）来修改或定义它们。

从键盘输入命令或它的别名，然后按 Enter 键或空格键，即输入了该命令。

2. 下拉菜单输入

（1）打开下拉菜单的方法

① 移动鼠标，把光标置于菜单栏名上的某个命令，然后单击左键。

② 按 Alt 键＋热键。菜单栏名中有下划线的字母就是该菜单的热键。例如按 Alt ＋ F 就可以打开“文件”（File）的下拉菜单。

（2）激活菜单项的方法

① 移动鼠标把光标置于菜单项上，然后单击左键。

② 按热键字母。例如，打开“文件”菜单后，按 O 键就可以激活 Open（打开已有图形）命令。

③ 按快捷键。下拉菜单的某些常用菜单项后还标有组合的快捷键，例如，Open 命令的快捷键就是 Ctrl ＋ O。用户可以不必打开下拉菜单，而直接按 Ctrl 键＋ O 键来激活 Open 命令。

（3）关闭下拉菜单的方法

① 选择其中一个菜单项。

② 按 Esc 键。

③ 移动鼠标把光标置于绘图窗口的其他部位，然后单击左键。

3. 工具条输入

AutoCAD 的命令按功能分类，并以图标的形式表示为二十九条工具栏。通过工具栏调用命令进行操作是最直观、最方便的方法。因此，熟悉各图标按钮的含义很有必要。

在初始状态下，AutoCAD 显示在屏幕上的工具栏有六条，即“标准”、“对象特性”、“图层”、“样式”、“绘图”和“修改”工具栏。工具栏的操作方法如下。

(1) 激活 AutoCAD 命令或功能　操作方式为用鼠标左键单击图标按钮。

(2) 显示图标提示　操作方式为把光标（此时显示为箭头）在某个图标按钮上停留片刻，就会显示出该图标的名称提示，并在状态栏中给出该命令或功能的简要描述。如果没有出现提示，则应重新设置。设置方法是：单击下拉菜单【视图】→【工具栏】，弹出“自定义”对话框，从中选择“显示工具栏提示”选项。

(3) 工具栏的显示与隐藏　AutoCAD 在初始状态下仅显示“标准”等六个工具栏。另外，还可以视需要显示或隐藏其他工具栏，操作方法如下：

• 单击下拉菜单【视图】→【工具栏】，弹出“自定义”对话框；

• 在“自定义”对话框中的“工具栏”选项卡中，复选框内带有打开标记（√）的工具栏，将作为浮动工具栏显示在屏幕上，没有（√）标记的则被隐去；

• 用光标点取已显示在屏幕上工具栏右上角的“×”按钮，也可以隐去该工具栏。

(4) 移动或改变工具栏的形状　具体操作方法如下：

• 将光标指针置于要移动的工具栏内，但不要与任何按钮重合；

• 按住鼠标左键，拖动工具栏到方便工作位置，然后放开；

• 把光标指针置于工具栏边框上，当指针变为双向箭头后，用指针拖动工具栏边框，就可以改变其形状。

(5) 激活“弹出式工具条”　有些工具栏按钮的右下角有一个小三角标记，它是“弹出式工具条”按钮。将光标指针置于其上，单击鼠标左键后按住左键，便会出现一个“弹出式工具条”。继续按住左键并移动光标指针到其中某图标按钮上，然后放开左键，就激活了对应的命令或功能；同时，将这个图标按钮切换为该工具条的默认显示按钮。

4. 其他输入

(1) 快捷菜单输入　在许多命令的执行过程中单击鼠标右键，将会根据当时系统的状态在当前光标位置显示出相应的快捷菜单，提供对当前操作相关命令或选项，供用户光标拾取输入；当不执行任何命令的时候，在绘图区或命令窗口，单击鼠标右键也可以激活快捷菜单，可以方便地调用许多常用命令或有关命令的选项与功能。

当选择了图形对象后单击鼠标右键，AutoCAD 将显示上下文菜单（图 8-12），该菜单显示与对象有关的编辑对话框或相关的命令和选项，使用户可以方便地进行编辑工作。

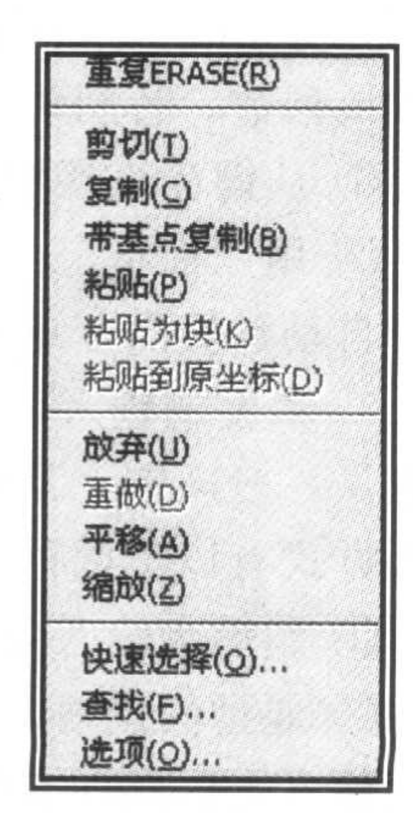


图 8-12　快捷菜单

(2) 重复命令输入　用空格键重复执行上一次命令，在绘图窗口或命令行单击右键，在弹出的快捷菜单中选择“重复×××”项也可以。

(3) 自动重复输入　当需要连续多次使用同一个命令时，可在键入的命令名前加命令重复词 MULTIPLE，然后按空格键或 Eeter

键，该命令将重复执行，直至按Esc键为止。

(4) 透明命令输入法　透明命令是指允许在另一个命令运行期间插进去执行的命令。此时，透明命令将被优先执行。提示的行首出现“>>”符号，表示处于使用透明命令状态。当这条透明命令执行完毕，原被暂时中止的命令将继续执行。

(二) 数据的输入方法

1. 点坐标的输入

输入点的坐标时，AutoCAD可以使用四种不同的坐标系类型，即笛卡尔坐标系、极坐标系、球面坐标系和柱面坐标系，最常用的是笛卡尔坐标系和极坐标系。

输入点的坐标方法主要有以下几种。

(1) 用键盘输入点的坐标

① 绝对直角坐标。是指相对当前坐标原点的坐标。输入格式为：X，Y，Z（为具体的直角坐标值）。在键盘上按顺序直接输入数值，各数之间用“,”隔开，二维点可直接输入（X，Y）的数值。

② 绝对极坐标。是指通过输入某点距相对当前坐标原点的距离，及在XOY平面中该点和坐标原点的连线与X轴正向夹角来确定的位置。输入格式为：$L<\theta$（L表示某点与当前坐标系原点连线的长度，θ表示该连线相对于X轴正向的夹角，该点绕原点逆时针转过的角度为正值）。

③ 相对直角坐标。是指某点相对于已知点沿X轴和Y轴的位移（ΔX，ΔY）。输入格式为：@X，Y（@称为相对坐标符号，表示以前一点为相对原点，输入当前点的相对直角坐标值）。

④ 相对极坐标。是指通过定义某点与已知点之间的距离以及两点之间连线与X轴正向的夹角来定位该点位置。输入格式为：@$L<\theta$（表示以前一点为相对原点，输入当前点的相对极坐标值。L表示当前点与前一点连线的长度，θ表示当前点绕相对原点转过的角度，逆时针为正，顺时针为负）。

(2) 用鼠标输入点　当AutoCAD需要输入一个点时，也可以直接用鼠标在屏幕上指定，其过程是：把十字光标移到所需的位置，按下鼠标左键，即表示拾取了该点，该点的坐标值（X，Y）被输入。

2. 数值的输入

在AutoCAD系统中，一些命令的提示需要输入数值，这些数值有高度、宽度、长度、行数或列数、行间距和列间距等。数值的输入方法有以下两种。

① 从键盘直接输入数值。

② 用鼠标指定一点的位置。当已知某一基点时，用鼠标指定另一点的位置，此时，系统会自动计算出基点到指定点的距离，并以该两点之间的距离作为输入的数值。

3. 角度的输入　有些命令的提示要求输入角度。采用的角度制度与精度由UNITS命令设置。一般规定，X轴的正向为0°方向，逆时针方向为正值，顺时针方向为负值。角度的输入方式有以下两种。

① 用键盘输入角度值。

② 通过两点输入角度值。通过输入第一点与第二点的连线方向确定角度（应注意其大小与输入点的顺序有关）。规定第一点为起始点，第二点为终点，角度数值是指从起点到终点的连线，与起始点为原点、X轴的正向、逆时针转动所夹的角度。

三、基本绘图与编辑命令

AutoCAD 提供了丰富的绘图与编辑命令。不论多复杂的图形，都由点、直线、圆、圆弧等图形元素组合而成。了解这些基本图形元素的画法，是绘制整个图形的必要基础，编辑各种图形元素是绘制整个图形的充分条件。

在 AutoCAD 中，绘图和编辑命令是通过绘图工具条（图 8-13）和编辑工具条（图 8-14）、下拉菜单【绘图】（图 8-15）和【修改】（图 8-16）以及在命令窗口直接输入绘图命令三种方式来调用的。

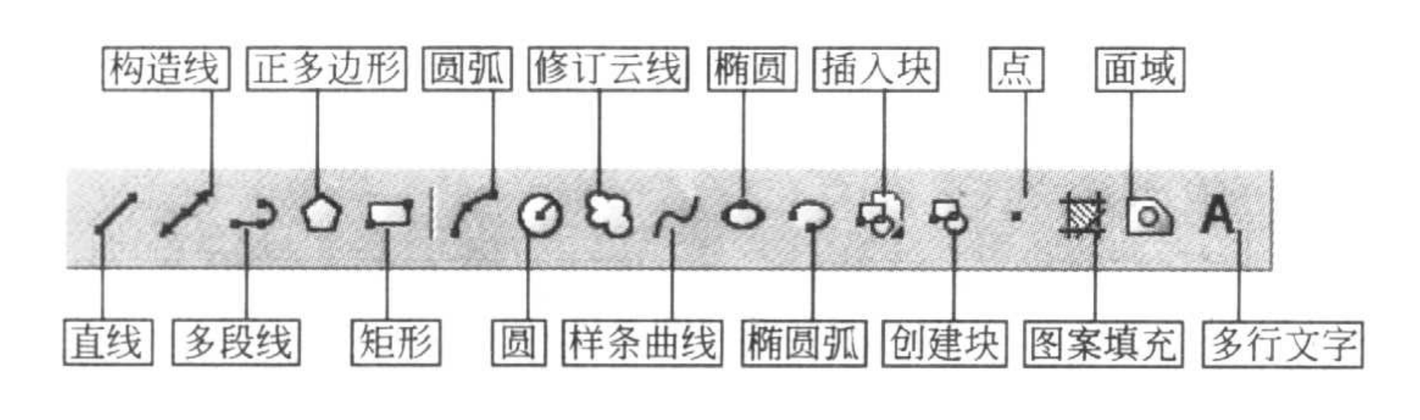


图 8-13　绘图工具条

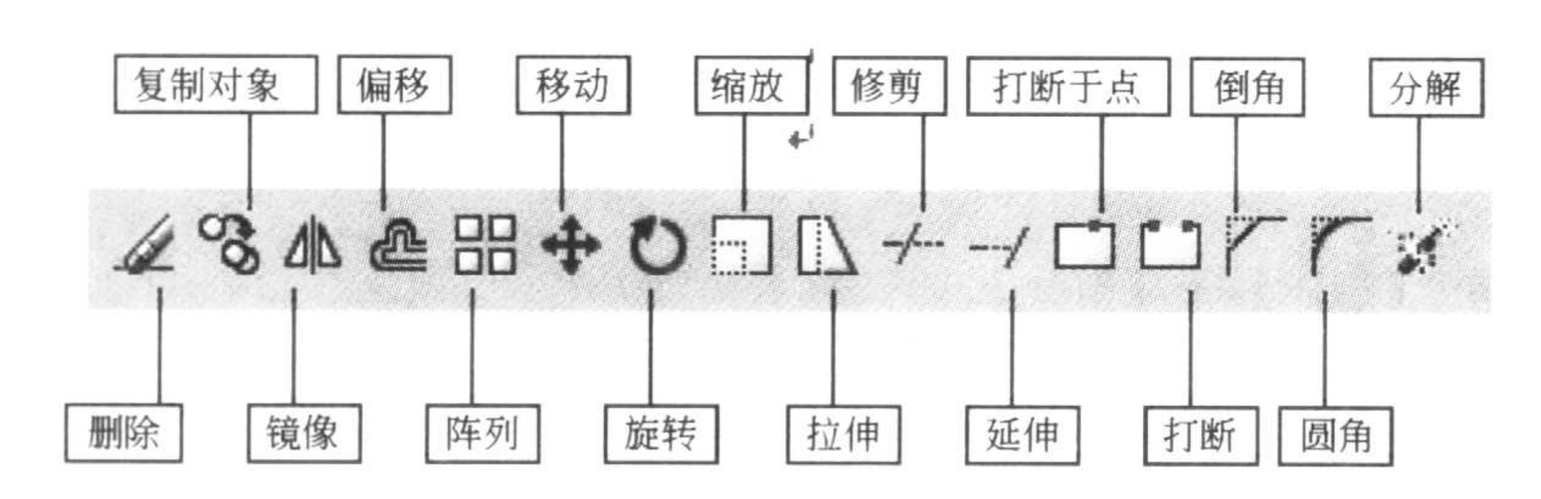


图 8-14　编辑工具条

图 8-15　“绘图”下拉菜单

图 8-16　“修改”下拉菜单

（一）直线与点的绘制及实体的删除、修剪与延伸

1. 直线

（1）直线段（Line）

① 功能。绘制直线段。

② 命令格式

• 下拉菜单：【绘图】→【直线】。

• 图标位置：在“绘图”工具条中。

• 输入命令：L↙（Line 的缩写）。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

指定第一点：↙（输入直线段的一点）

指定下一点或［放弃（U)］：↙（指定下一点，如输入 U，放弃第一点）

指定下一点或［放弃（U)］：↙（指定下一点，如输入 U，放弃上一点）

……

指定下一点或［闭合（C）/放弃（U)］：↙（输入 C 与第一点相连，并结束命令）

（2）射线（Ray）

① 功能。绘制射线，即只有起点并无限延长的直线。射线一般用作辅助线。

② 命令格式

• 下拉菜单：【绘图】→【射线】。

• 输入命令：Ray↙。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

指定起点：↙（指定射线起点）

指定通过点：↙（指定射线第二点，确定射线方向）

指定通过点：↙（指定射线另一点，确定第二条射线方向）

……

指定通过点：↙（直接回车，结束命令）

（3）构造线（Xline）

① 功能。绘制两端无限延长的直线，主要用来绘制辅助线。

② 命令格式

• 下拉菜单：【绘图】→【构造线】。

• 图标位置：在“绘图”工具条中。

• 输入命令：Xl↙（Xline 的缩写）。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

指定点或［水平（H)/垂直（V)/角度（A)/二等分（B)/偏移（O)］：↙（输入构造线上的第 1 点）

指定通过点：↙（输入第 2 点，确定构造线）

指定通过点：↙（输入另 1 点，确定第 2 条构造线）

……

指定通过点：↙（直接回车，结束命令）

③ 选项说明

• 水平（H）　表示指定一点绘制一条与 X 轴平行的构造线。在命令的第一句提示下，输入 H，命令行提示：

指定通过点：↙（输入第 2 点，确定构造线）

指定通过点：↙（输入另 1 点，确定第 2 条构造线）

……

指定通过点：↙（直接回车，结束命令）

• 垂直（V）　表示指定一点绘制一条与 Y 轴平行的构造线。在命令的第一句提示下，输入 V，命令行提示：

指定通过点：↙（输入第 2 点，确定构造线）

指定通过点：↙（输入另 1 点，确定第 2 条构造线）

……

指定通过点：↙（直接回车，结束命令）

• 角度（A）　表示指定一个角度绘制构造线。在命令的第一句提示下，输入 A，命令行提示：

输入构造线的角度（0）或［参照（R)］:（可直接输入角度）

角度值以 X 轴正方向为 0°，逆时针方向为正，顺时针方向为负。输入 R，命令行提示：

选择直线对象：（选择直线作为 0°的参照方向，命令行继续提示）

输入构造线的角度<0>：（当输入某一角度时，命令行继续提示）

指定通过点：↙（输入第 2 点，确定构造线）

指定通过点：↙（输入另 1 点，确定第 2 条构造线）

……

指定通过点：↙（直接回车，结束命令）

• 二等分（B）　依次指定某角顶点和两条夹边上的点绘制构造线。主要用于绘制角平分线。输入 B，命令行提示：

指定角的顶点：↙（输入或拾取角的顶点）

指定角的起点：（拾取角的始边或输入角的始边上一点的坐标值）

指定角的端点：（拾取角的终边或输入角的终边上一点的坐标值，画出该角的平分线）

指定角的端点：（拾取与上一角有同一始边的另一角的终边或输入终边上的一点坐标值。直接回车，结束命令）

• 偏移（O）　通过指定偏移距离或参考对象，绘制与原对象平行的构造线。输入 O，命令行提示：

指定偏移距离或［通过（T)］:（当直接输入偏移距离数值时，将按指定数值绘制与拾取的直线平行的构造线，命令行继续提示）

选择直线对象：（拾取某条直线后，命令行继续提示）

指定向哪侧偏移：（在需要偏移的一侧任意点取，即绘制出与原对象平行的构造线）

选择直线对象：（可继续重复以上操作。直接回车，结束命令）

指定偏移距离，或［通过（T)］:（输入 T，将通过某一点绘制与拾取直线平行的构造线，命令行继续提示）

选择直线对象：（拾取某条直线后，命令行继续提示）

指定通过点：（指定构造线所要通过的点，即绘制出与原对象平行的构造线）

选择直线对象：（可继续重复以上操作。直接回车，结束命令）

2. 点与点的样式

(1) 点（Point）

① 功能。根据点的样式和大小绘制点。

② 命令格式

• 下拉菜单：【绘图】→【点】→【多点】。

• 图标按钮：在“绘图工具条”中。

• 输入命令：Po↙（Point 的缩写）。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

当前点模式：PDMODE=0 PDSIZE=0.0000

当前模式通过两个系统变量表示其点的形状和大小。其中，系统变量 PDMODE 表示点的常用形状，分别为：第 1 行为 0～4、第 2 行为 32～36、第 3 行为 64～68、第 4 行为 96～100，共 20 种。系统变量 PDSIZE 表示点的大小。命令行提示：

指定点：↙（输入点的坐标值）

指定点：↙（输入另一点的坐标值或按 Esc 键，结束命令）

③ 注意。点的命令只有按 Esc 键才能结束命令，按回车键或鼠标右键均不能结束命令。如需要只画一个点，可用下拉菜单【绘图】→【点】→【单点】输入命令，画完一个点后自动结束命令。

(2) 点的样式和大小的设置

点在几何中是没有形状和大小的，只有坐标位置。为了看清楚点的位置，可以人为地设置它的大小和形状，这就是点的样式设置。

① 功能。设置点的样式和大小。

② 命令格式

• 下拉菜单：【格式】→【点样式】。

当点取下拉菜单后，弹出“点样式”对话框，如图 8-17 所示。该对话框的上方是点的 20 个形状，被选中的成黑色（默认为第一个）。PDMODE=0，形状为小圆点，它没有大小。其下方为两单选框，默认的为“相对屏幕设置的大小（R）”。如在“点大小”框中输入数值，则显示点相对屏幕大小的百分数（默认为 5%）。这时显示的点，其大小不随图形的缩放而改变；如选取“按绝对单位设置大小（A）”，在“点大小”框中输入的数值，即为绝对的图形单位。这时显示的点，其大小随着图形的缩放而改变。

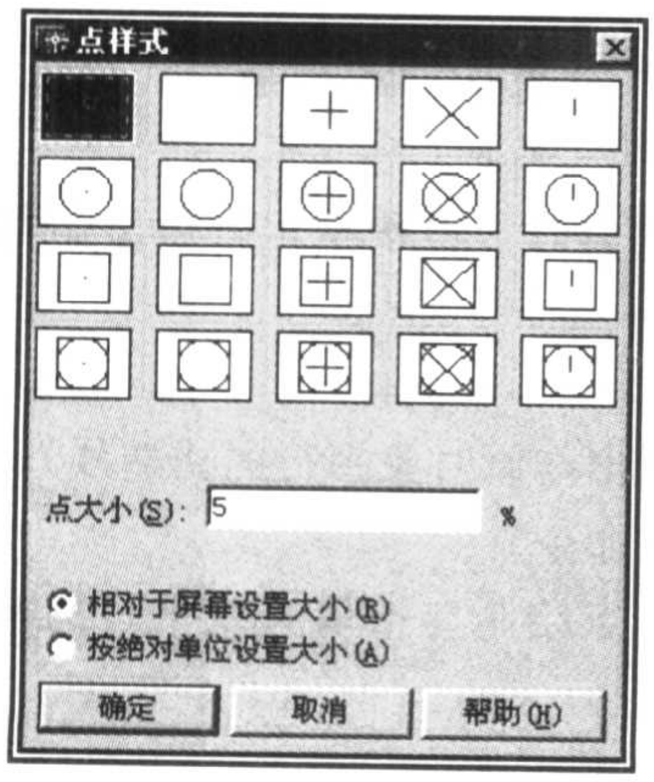


图 8-17 点样式对话框

3. 选择实体的方式

当用户需要对部分图形进行编辑或查询时，系统就会提示“选择对象”。如果用户不熟悉各种选择方式，可输入“?”，然后回车，系统会在命令行显示出 AutoCAD 的各种选择方式，如下所示：

窗口（W）/上一个（L）/窗交（C）/框（BOX）/全部（ALL）/栏选（F）/圈围（WP）/圈交（CP）/编组

(G)/类（CL)/添加（A)/删除（R)/多个（M)/上一个（P)/放弃（U)/自动（AU)/单个(SI)。

AutoCAD 提供了十七种目标选择方式。这里介绍常用的三种方式。

(1) 单个（SI）方式　单个方式也称直接选取方式。当命令行提示“选择对象”时，光标由“十”变成“□”。直接将光标放在被选对象上拾取一点。

(2) 窗口（W）方式　当命令行提示“选择对象”时，用光标在屏幕上从左（左上或左下）至右（右上或右下）直接拖动一个矩形，实体全部在矩形内的被选中。

(3) 窗交（C）方式　当命令行提示“选择对象”时，用光标在屏幕上从右（右上或右下）至左（左上或左下）直接拖动一个矩形，只要实体的一部分在矩形内，即被选中。

被选中对象变成虚线显示。

4. 图形实体的删除、修剪和延伸

(1) 删除命令（Erase)

① 功能。删除实体。

② 命令格式

• 下拉菜单：【修改】→【删除】。

• 图标按钮：在“修改工具条”中。

• 输入命令：E↙（Erase 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

选择对象：(可按需要采用不同的选择方式拾取实体后回车，所选实体在屏幕上消失，结束命令)

(2) 修剪命令（Trim)

① 功能。用剪切边修剪某些实体的一部分，相当于用橡皮擦去实体的多余部分。

② 命令格式

• 下拉菜单：【修改】→【修剪】。

• 图标按钮：在“修改工具条”中。

• 输入命令：Tr↙（Trim 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

当前设置：投影＝UCS，边＝无

选择剪切边 ...

选择对象：(拾取作为剪切边的实体)

选择对象：(继续拾取剪切边。按鼠标右键，结束选择剪切边的操作)

选择要修剪的对象，或［投影（P)/边（E)/放弃（U)］：(选择被修剪的线段)

③ 选项说明

• 选择要修剪的对象　拾取某实体上一点，从拾取点到剪切边的部分被擦除。修剪后命令行提示：“选择要修剪的对象”，直接回车，结束命令。如果实体与剪切边不相交，则不能擦除，命令行提示：“对象未与边相交”。

• 按住Shift键选择要延伸的对象　将实体离拾取点较近的一端延长到剪切边。命令行提示：“选择要修剪的对象”，直接回车，结束命令。如果拾取端延长不能与修剪边相交，则命令行提示：“对象未与边相交”。

• 投影（P） 用于指定剪切时系统使用的投影方式。输入 P，命令行提示：

输入投影选项［无（N)/UCS（U)/视图（V)］<UCS>：

• 无（N） 输入 N，表示不进行投影。在三维空间，剪切边必须与剪切对象相交才能修剪。

• UCS（U） 输入 U，表示将剪切边和被剪切对象投影到当前 UCS（用户坐标系）的 *XY* 平面上，剪切边与被剪切边在三维空间不一定真正相交，只要它们的投影在投影平面上相交，即可进行修剪。

• 视图（V） 输入 V，表示投影按当前视窗方向。只要剪切边与被剪切对象投影相交，即可进行修剪。

• 边（E） 用于决定被剪切对象是否需要使用剪切边延长线上的虚拟边界。输入 E，命令行提示：

输入隐含边延伸模式［延伸（E)/不延伸（N)］<不延伸>：

延伸（E）表示延伸剪切边，使其与被剪切对象相交进行修剪。

不延伸（N）表示不延伸剪切边。剪切边与被剪切对象必须直接相交才能进行修剪。

放弃（U）输入 U，表示放弃刚刚选择的被剪切对象。

当用户改变各项选项设置后，命令行提示：

选择要修剪的对象，或［投影（P)/边（E)/放弃（U)］：

④ 注意：选择被剪对象时，只能用“单选”方式；剪切边也可以作为被剪对象。

(3) 延伸命令（Extend）

① 功能。延伸是使选取的图形实体（不包括文字和封闭的单个实体），能准确地达到选定实体边界。利用该项命令求线与线的交点最为方便。

② 命令格式

• 下拉菜单：【修改】→【延伸】。

• 图标按钮：■在“修改工具条”中。

• 输入命令：Ex↙（Extend 的缩写）。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

当前设置：投影＝视图，边＝无

选择边界的边 ...

选择对象：（选择要延伸的实体边界。每次拾取后命令行提示找到了几个实体）

选择对象：（拾取作为边界实体结束，鼠标右键，命令行继续提示）

选择要延伸的对象，或按住 Shift 键选择要修剪的对象，或［投影（P)/边（E)/放弃（U)］：

③ 选项说明

• 选择要延伸的对象 “选择要延伸的对象”为默认选项。若拾取实体上一点，则该实体从靠近拾取点一端延伸到边界处。如果实体延伸后不能与所选边界相交，则该实体不会被延伸，此时命令行提示：

对象未与边相交。

• 按住 Shift 键选择要修剪的对象 如按住 Shift 键，此时的延伸变为修剪功能，其操作与修剪操作一样，这里不再重述。

• 投影（P）　用于指定延伸时系统使用的投影方式。输入 P，命令行提示：

输入投影选项［无（N)/UCS（U)/视图（V)］<UCS>：

• 无（N）　输入 N，表示不进行投影。在三维空间，延伸边界必须与延伸对象延伸后相交才能延伸。

• UCS（U）　输入 U，表示延伸边界将和被延伸对象投影到当前 UCS（用户坐标系）的 *XY* 平面上，延伸边界与被延伸对象延伸后在三维空间不一定真正相交，只要它们的投影在投影平面上相交，即可进行延伸。

• 视图（V）　输入 V，表示投影按当前视窗方向。只要延伸边界与被延伸对象延伸后投影相交，即可进行延伸。

• 边（E）　用于决定被延伸对象是否需要使用延伸边界延长线上的虚拟边界。输入 E，命令行提示：

输入隐含边延伸模式［延伸（E)/不延伸（N)］<不延伸>：

延伸（E）表示延伸边界，使其与被延伸对象相交进行延伸。

不延伸（N）表示不延伸边界。延伸边界与被延伸对象延伸后，必须直接相交才能进行延伸。

放弃（U）输入 U，表示放弃刚刚选择的被延伸对象。

当用户改变各项选项设置后，命令行提示：

选择要延伸的对象，或［投影（P)/边（E)/放弃（U)］：（选择被延伸对象。直接回车，结束命令）

（二）圆与圆弧的绘制及实体复制

1. 圆（Circle）

① 功能。绘制圆。

② 命令格式

• 下拉菜单：【绘图】→【圆】→【...】（图 8-18）。

• 图标位置：在“绘图”工具条中。

• 输入命令：C↙（Circle 的缩写）。

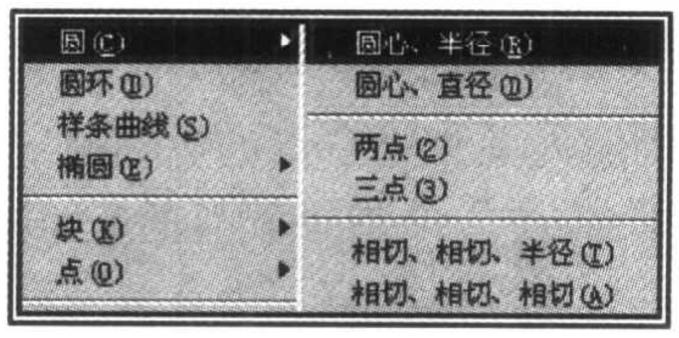


图 8-18　圆的下拉菜单

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

指定圆的圆心或［三点（3P)/两点（2P)/相切、相切、半径（T)］：

③ 选项说明

• 指定圆的圆心　“指定圆的圆心”选项为该命令的默认选项，当输入圆心坐标值后，命令行提示：

指定圆的半径或［直径（D)］：（直接输入圆的半径，结束命令。如果输入 D，命令行继续提示）

指定圆的直径：（输入圆的直径，结束命令）

• 三点（3P）　该选项表示用圆上三点确定圆的大小和位置。输入 3P 并回车后，命令行提示：

指定圆上的第一个点：（输入圆上第一点坐标值）

指定圆上的第二个点：（输入圆上第二点坐标值）

指定圆上的第三个点：（输入圆上第三点坐标值，结束命令）

• 两点（2P） 该选项表示用给定两点为直径画圆。输入 2P 并回车后，命令行提示：

指定圆直径的第一个端点：（输入圆直径的第一个端点坐标值）

指定圆直径的第二个端点：（输入圆直径的第二个端点坐标值，结束命令）

• 相切、相切、半径（T） 该选项表示要画的圆与两条线段相切。输入 T 并回车后，命令行提示：

指定对象与圆的第一个切点：（拾取第一条与圆相切的线段）

指定对象与圆的第二个切点：（拾取第二条与圆相切的线段）

指定圆的半径：（输入半径，结束命令）

• 相切、相切、相切（A） 该选项表示作一个与三条线段均相切的圆。此选项只能通过下拉菜单输入，即【绘图】→【圆】→【相切、相切、相切】。输入下拉菜单命令后，命令行提示：

指定圆上的第一个点：（拾取第一条与圆相切的线段。光标靠近某线段后，即出现“切点”光标）

指定圆上的第二个点：（拾取第二条与圆相切的线段）

指定圆上的第三个点：（拾取第三条与圆相切的线段，结束命令）

图 8-19 圆弧的下拉菜单

2. 圆弧（Arc）

（1）功能 绘制圆弧。

（2）命令格式

• 下拉菜单：【绘图】→【圆弧】→【...】（图 8-19）。

• 图标位置：在“绘图”工具条中。

• 输入命令：A↙（Arc 的缩写）。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

命令：_arc 指定圆弧的起点或［圆心（C）］：

（3）绘制圆弧的方法

① 三点（P）。三点（P）选项为该命令的默认选项。依次输入圆弧上三点的坐标确定圆弧。选择该选项后，命令行提示：

命令 _arc 指定圆弧的起点或［圆心（C）］：（输入圆弧起点坐标值）

指定圆弧的第二个点或［圆心（C）/端点（E）］：（输入中间任意一点坐标值）

指定圆弧的端点：（输入圆弧终点坐标值，结束命令）

② 起点、圆心、端点（S）。选择该选项后，命令行提示：

命令 _arc 指定圆弧的起点或［圆心（C）］：（输入圆弧的起点）

指定圆弧的第二个点或［圆心（C）/端点（E）］：_c 指定圆弧的圆心：（输入圆弧的圆心）

指定圆弧的端点或［角度（A）/弦长（L）］：（输入圆弧的终点）

值得注意的是，圆弧只能从起点到终点、按逆时针方向绘制，所以绘图的起点和终点次序不能出错。

③ 起点、圆心、角度（T）。选择该选项后，命令行提示：

命令 _arc 指定圆弧的起点或［圆心（C）］：（输入圆弧的起点）

指定圆弧的第二个点或［圆心（C）/端点（E）］：_c 指定圆弧的圆心：（输入圆弧的圆心）