

全面推进素质教育,着力培养基础扎实、知识面宽、能力强、素质高的人才,已成为当今本科教育的主题。教材建设作为教学的重要组成部分,如何适应新形势下我国教学改革要求,与时俱进,编写出高质量的教材,在人才培养中发挥作用,成为院校和出版人共同努力的目标。2005年1月,教育部颁发了教高[2005]1号文件“教育部关于印发《关于进一步加强高等学校本科教学工作的若干意见》”(以下简称《意见》),明确指出我国本科教学工作要着眼于国家现代化建设和人的全面发展需要,着力提高大学生的学习能力、实践能力和创新能力。《意见》提出要推进课程改革,不断优化学科专业结构,加强新设置专业建设和管理,把拓宽专业口径与灵活设置专业方向有机结合。要继续推进课程体系、教学内容、教学方法和手段的改革,构建新的课程结构,加大选修课程开设比例,积极推进弹性学习制度建设。要切实改变课堂讲授所占学时过多的状况,为学生提供更多的自主学习的时间和空间。大力加强实践教学,切实提高大学生的实践能力。区别不同学科对实践教学的要求,合理制定实践教学方案,完善实践教学体系。《意见》强调要加强教材建设,大力锤炼精品教材,并把精品教材作为教材选用的主要目标。对发展迅速和应用性强的课程,要不断更新教材内容,积极开发新教材,并使高质量的新版教材成为教材选用的主体。

随着《意见》出台,教育部组织制订了普通高等教育“十一五”国家级教材规划,并于2006年8月10日正式下发了教材规划,确定了9716种“十一五”国家级教材规划选题,我社共有103种教材被纳入国家教材规划。在此基础上,中国纺织服装教育学会与我社共同组织各院校制订出“十一五”部委级教材规划。为在“十一五”期间切实做好国家级及部委级本科教材的出版工作,我社主动进行了教材创新型模式的深入策划,力求使教材出版与教学改革和课程建设发展相适应,充分体现教材的适用性、科学性、系统性和新颖性,使教材内容具有以下三个特点:

(1)围绕一个核心——育人目标。根据教育规律和课程设置特点,从提高学生分析问题、解决问题的能力入手,教材附有课程设置指导,章后附有复习指导等,以提高教材的可读性,增加学生学习兴趣和自学能力,提升学生科技素养和人文素养。

(2)突出一个环节——实践环节。教材出版突出应用性学科的特点,注重理论与生产实践的结合,针对性地设置教材内容。增加实践、实验内容。

(3)实现一个立体——多媒体教材资源包。充分利用现代教育技术手段,将

授课知识点制作成教学课件,以直观的形式、丰富的表达充分展现教学内容。

教材出版是教育发展中的重要组成部分,为出版高质量的教材,出版社严格甄选作者,组织专家评审,并对出版全过程进行过程跟踪,及时了解教材编写进度、编写质量,力求做到作者权威,编辑专业,审读严格,精品出版。我们愿与院校一起,共同探讨、完善教材出版,不断推出精品教材,以适应我国高等教育的发展要求。

中国纺织出版社
教材出版中心

到目前为止,化学工业的发展经历了三个阶段,即“三传一反”、过程工程和产品工程。而化工设计是围绕化学工业的发展而发展的,随着科学技术的进步和经济的发展,化学工业对化工设计提出了越来越高的要求,并赋予其新的内容。本书以过程工程为主要内容,对产品工程做简单介绍。

一个新的化学工程项目,经过市场调查确定后,从立项、建设、完成施工并投入生产,整个过程可分为设计、制造、安装和试车等几个阶段,其中设计是最基础和最重要的工作之一。为了从特定的原料得到所需的产品,根据既定的工艺路线和工艺条件,采用相关的单元过程及单元操作,设计出优化的工艺流程,并根据工艺条件选择合适的设备,设计合理的工厂布局,以满足生产的要求,同时这些设计又要符合有关非工艺类和工程经济的要求,做到技术上可行、符合安全条例、经济上合理。

化工设计是科学与艺术相结合的一项工程,是将实验室的研究成果转化为工业生产的一项具有创造性的劳动。设计人员运用化学工程和工艺的基础知识,解决化学工程中的有关问题。将整个产品的工艺流程建立起来并做定量分析。化工设计还必须考虑技术与经济的结合,例如,在反应器优化设计中,反应器的设备费用并不一定是最低的。如果一种设计,其反应器的设计费用最低,而离开反应器后的物料处理所需的费用比反应器的设备费用更高时,寻求反应器设备费用最低的设计方案显然是不合理的,因此在设计中应考虑总过程的经济性。当遇到化学工程和工艺的基础知识不能解决的问题时,需要通过实验或凭借经验来正确抉择,利用所获得的资料及数据解决工程问题。因此,化工设计需要有创造性的劳动,才能使工程更完善、更有效,并达到一次开车成功。

过程工程设计中,许多问题需要用到机械、电子、电气、自动控制等多学科的知识。学科交叉、多学科人才合作创业,已成为新时代科研开发的主旋律。如理科化学专业学生作为未来的化学科学工作者,所应具备的能力应是多方面的。但是面向国民经济建设,直接为化工生产服务所必需的基本知识和能力,则一向为理科学生所欠缺。为加强化学科学技术与生产实际的联系,使实验室研究成果尽快而有效地推广应用,并转化为生产力,在理科化学专业开设《化工设计》选修课程,训练和培养从事应用与开发研究工作的能力,已越来越受到学生的欢迎。由于化工过程开发属于综合应用技术,涉及多种学科知识和技术,因此,要根据理科化学专业的培养目标和学生知识基础及接受能力,要求他们了解化工过程开发的步骤

和内容,掌握技术开发的思维方法,提高他们联系生产实际,开展应用与开发研究的能力。

化工设计是各个专业的设计人员组成一个团体共同创造完成的,它需要设计人员在外部制约条件的约束下,以化工工艺专业为龙头,设计人员紧密配合、精心设计,构思各种可能的方案,经过反复比较,选择其中优化的方案。设计中应做到以下几点:

- (1)符合国家的经济政策和技术政策,合理运用国家的财富和资源;
- (2)工艺上可靠,经济上合理;
- (3)尽可能吸收最新科技成果,力求技术先进,经济效益最佳;
- (4)符合国家工业安全与卫生、环保要求。

做好化工设计不是一件容易的事,设计人员应当具备多方面的知识,例如熟悉化工生产的特性及产品的工艺流程,了解先进的生产技术,掌握各种化工设备的性能及计算方法,掌握设计中所涉及的规范标准,会作经济分析,遵循设计管理的规章制度等等。

工艺设计人员还要通过调查、参观、查资料、计算等工作,逐渐掌握新产品、新工艺的流程及设备。在设计中,切不可一知半解,否则会出重大事故,造成重大经济损失。

另外,丰富的经验和高度的责任心对于每一个设计者做好设计工作也是非常重要的。

本书由上海交通大学的罗先金副教授担任主编,李祥斌高级工程师、阎建民副教授任副主编,上海师范大学的修乃云、浙江工业大学的高建荣老师负责部分章节的编写、审订工作。

由于作者水平所限,书中难免存在不妥之处,敬请同仁和读者批评指正。

编者

2007年2月

第一章 化工设计概论	1
第一节 过程设计与产品设计	1
一、过程工程与过程设计	1
二、产品工程与产品设计	2
三、产品设计与过程设计的关系	3
第二节 化工厂简介	4
一、化工生产的特点	4
二、化工厂分类	4
三、化工厂整体构成	5
第三节 新产品的立项过程	6
一、立项	6
二、项目建议书的编制	7
第四节 化工设计的内容与要求	8
一、设计要求及约束条件	8
二、设计程序	9
三、设计机构及项目组织	13
四、设计内容	14
五、设计中的标准与规范	17
六、生产安全设计	18
七、环境保护	21
八、工程经济	21
复习指导	22
 第二章 工艺路线设计	23
第一节 工艺路线的设计原则	23
第二节 工艺路线的论证	23
一、工艺路线论证的原则	24
二、工艺路线的初步确定	24
第三节 一般化工生产工艺流程	25
一、原料贮存	25

二、进料预处理	25
三、反应	25
四、产品分离	26
五、产品精制	26
六、包装	26
第四节 工艺流程设计程序	26
一、设计程序	26
二、工程建设进展	27
第五节 工艺流程设计方法	28
一、工艺流程设计的任务	28
二、工艺流程图设计方法	28
复习指导	37
 第三章 物料衡算	 38
第一节 概述	38
一、物料衡算的目的	38
二、物料衡算的依据	38
三、物料平衡方程	38
四、计算基准	39
第二节 物理过程的物料衡算	40
第三节 化学过程的物料衡算	41
一、转化率、产率和选择性	41
二、原子衡算	49
三、以结点作衡算	51
第四节 车间或装置的物料衡算	53
一、概述	53
二、车间或装置物料衡算的一般程序	53
三、物料衡算的数学模拟法	55
复习指导	65
 第四章 热量衡算	 67
第一节 概述	67
一、热量衡算的意义	67
二、间歇操作反应器的热量平衡方程式	68
三、连续反应器的热量平衡方程式	69
第二节 热量平衡方程式中各项热量的计算	70

一、物料温度及相态变化时的焓的变化	70
二、化学反应过程的热焓变化及标准化学反应热	71
三、反应物状态变化时的热焓变化	77
四、无限稀释热及其应用于计算混酸的浓度变化热	83
五、设备热损失的计算	86
六、通过间壁传递的热量及传热剂的消耗量	87
第三节 热量衡算举例	88
一、连续反应器的热量衡算举例	88
二、间歇操作反应器的热量衡算举例	91
三、热量平衡与物料平衡的联合求解	93
复习指导	97
 第五章 设备的工艺设计	98
第一节 概述	98
一、设备工艺设计的作用	98
二、设备工艺设计的主要内容	98
第二节 物料输送设备的选型	99
一、泵的选择	99
二、压缩机的选择	102
第三节 贮罐的选型与设计	103
一、贮罐的系列化	103
二、贮罐设计	104
第四节 换热器工艺设计	105
一、换热器的分类与系列	105
二、换热器设计与选用	106
第五节 塔设备工艺设计	108
一、概述	109
二、填料塔设计	110
三、板式塔设计	111
第六节 反应器设计	113
一、概述	113
二、管式反应器	121
三、连续操作釜式反应器	137
四、气固相催化反应器	160
五、反应器的设计要点与程序	188
复习指导	192

第六章 化工厂布置	193
第一节 厂址选择	193
一、概述	193
二、厂址选择的基本原则	193
第二节 总平面布置	194
一、概述	194
二、布置原则及方法	194
三、平面布置	195
第三节 车间布置	198
一、概述	198
二、厂房布置	201
三、设备布置	204
四、管道设计	210
五、GMP 与“精烘包”工序设计	220
复习指导	224
 第七章 非工艺设计基础	 225
第一节 公用工程设计	225
一、给排水设计	225
二、电气设计	226
三、供热与冷冻工程设计	228
四、采暖通风设计	231
五、仪表自控设计	231
第二节 土建设计	233
一、土建设计依据	233
二、土建设计条件及内容	234
第三节 安全卫生与环境保护	234
一、安全生产	234
二、工业卫生	239
三、环境保护	241
第四节 节能	244
一、概况	244
二、精馏过程的节能技术	245
第五节 工程经济	249
一、工程项目投资估算	249
二、成本估算	251

三、财务评价	253
四、工程概算书的编制	256
复习指导	258
 附录 毕业设计说明书	 259
参考文献	263

第一章 化工设计概论

第一节 过程设计与产品设计

一、过程工程与过程设计

随着科技的发展,狭义的化学工业中概括出来的知识逐渐扩展到过程工程的其他领域,以“三传一反”为中心的化工基础理论应用范围不断扩大,涵盖了材料、能源、医疗卫生等一些高技术领域。这些领域描述的是对物质物理和化学的加工工艺,而过程工程则是这些物质转化的所有过程的总称。传统的能源、资源、环境、材料、医药、建材、冶金、化肥、食品等行业都与过程工程密切相关。同时过程工程的新技术,如超细颗粒制备、动植物细胞培养等,将极大推动传统的“化学工程”学科,使其焕发出新的生命力。

加入世界贸易组织以来,中国凭借丰富的劳动力资源,正在逐渐成为“世界工厂”。过程工程不仅是国民经济的一个主战场,也为成千上万的有志之士提供了发展机遇。然而,我国过程工程还存在多方面的问题,如已有设备和过程能耗高、污染重、资源浪费严重等。我国多数行业能耗都比世界平均水平高很多,如炼钢和生产水泥的能耗是发达国家的2倍,生产玻璃的能耗比发达国家高10倍。水和空气污染已严重危害人民健康。新设备和新过程的设计放大能力差,很多工艺过程依靠经验逐级放大,周期长,费用高,失败的可能性很大。有的过程开发到中试阶段后,仍难以实现工业化,最后不得不依靠引进,既浪费巨资,又无自主知识产权。开发高新技术产品特别困难,开发高精性能产品,如纳米材料、记录介质、表面涂层、生物制品等,对工艺过程及其调控要求苛刻。生产的产品性能差,成本高,难以满足高技术发展的需求。

这些问题已成为我国国民经济发展的“瓶颈”问题。随着对能源、环境和资源需求的不断增长和高技术的进一步发展,问题必将更加突出。这些问题除过程工程技术本身与国际先进水平有差距外,对过程工业量化的认识还有待提高,同时应注意到,设计是工程建设的灵魂,对工程建设起着主导和决定性作用。全国的工程设计人员每年要承担和完成数万亿元投资的工程设计,决定着中国工业现代化水平。设计是科研成果转化为生产力的桥梁和纽带,工业科研成果只有通过工程化——工业过程设计,才能转化为现实的工业化生产力。从这个意义上讲,改善过程设计的质量是提高过程工程效果的根本途径。

在化工生产中,从原料到产品,物流经过了一系列物理和化学加工处理步骤,化工过程是围绕核心反应组织的,其上游为原料的预处理,以满足主要化学反应工艺条件为目标;下游为产品(生成物)的后处理,通过分离、纯化等手段,以达到产品标准为目标。除主要化学反应器外,化工过程主要由进行物理过程的单元操作(输送、加热、冷却、分离等)和进行化学过程的单元操

作(化学法净化、氧化、加氢、硝化、磷化等)组成,有时也将生化处理引入以上过程,例如脱硫或废水处理。过程设计的重点是确保使以上各生产环节高效完成,通常会采用连续生产的方式,比较反应和分离过程不同的替代方案,对系统进行热集成,并最终通过对设备、公用工程、原材料和产品进行估价完成经济评价。使用经过优化设计的专门设备并对生产过程进行完全的能量集成,选择一系列的加工步骤并从多种可能的方案中确定基本流程,精益求精降低生产成本,以开发成本最低、利润最大、效率最高的过程。过程设计的基本目标是经济,同时考虑安全、控制和环境等因素。

二、产品工程与产品设计

大宗化学品(如氨、硫酸、苯、乙醇、聚酯等)的制备技术历来是过程工程的研究重点。近十几年来,在近代科学技术快速发展的推动下,形势发生了很大变化。多品种、小产量的产品越来越受重视。在西方发达国家,很多大宗产品已趋饱和,并且受到了资源和环境的限制,不可能有更大的发展。如在1950~1970年间,合成纤维得到了飞速发展,每年以20%的速度增长。之后,在1970~1990年间,其增长率减小到不足5%,为此主要依靠中小型公司整合成为更大的公司而获利,即从规模中见效益。计算机辅助设计在此阶段起到了重要的作用,更好地进行了规模放大,而一些小规模的生产企业则遭遇倒闭的厄运。在之后的10年中,工业界又提出了新策略,以保持利润上的优势,许多大公司集中到专用精细化学品开发中,在药物和营养品、农用化学品等方面有大的发展,出现许多高附加值的化工产品。与传统的化工产品相比,这些专门产品具有产量小而附加值高的特点,意味着更多的研究和更高的利益,这对化工工艺和设备提出许多新的要求,化学工程学科也因此经历着急剧的变革。然而,这些变化并没有完全改变或更新其所用到的知识结构,热量和物料平衡、热力学和传递现象仍然是产品设计者必备的知识。

与大宗化学品所不同的,专用化学品更多面临着新技术和市场的挑战,如投入市场的时间、产品的特定功能和灵巧设计、通用设备的选择和适应、非专用的工厂。传统的单元操作(精馏、吸收、萃取)逐渐扩展到与配方产品生产相关的操作(如乳化、挤出、涂层、结晶和颗粒加工)。这些新的问题要求对化学工程理论在以产品为导向的开发框架中进行深入研究,寻求有效的方法,对产品的设计、生产和创新提供理论和技术支撑。由此应运而生的化学产品工程是以产品为导向的化学工程科学,决定生产何种产品以及如何生产该产品,以满足性能、经济、环境和市场诸方面的要求。

与过程设计有所区别,这些专用产品的设计更需要强调实施过程设计之前的各种决策。开始设计时,首先需要确定市场的需求,接着提出不同的产品方案来满足需求,然后遴选出最好的方案,最后决定产品的外观及其生产方法。以上这样一个过程作为整体被称为产品设计。

产品设计不仅注重单元和过程的效率,更需以产品的功能符合用户需求为目标。注重小规模生产,产品生命周期短,要求新产品进入市场时间快,对市场反应敏捷。首先,由于规模不大,所以能量消耗不是设计考虑的主要因素。其次,使用的生产设备往往是间歇的,可以根据不同的产品配方对现有设备进行重组,以一种多用途、多功能的设备生产不同品种和系列的产品。

当然,如果考虑到产品的销售和市场,产品设计是一个很大的主题。对于化工产品设计,有

一些比较简单和清晰的程序,其主要程序和 Du Pont, Motorola 以及 W. L. Gore 等较为一致。主要分为:需求(Need),即产品需要满足什么样的要求;概念(Idea),即哪些不同的产品能满足提出的要求;选择(Selection),即哪一种方案是最吸引人的;生产(Manufacture),即如何来制造这种产品并对其进行严格的测试。按照产品工程的要求,化学工程师必须从产品的需求调研开始,积极参与产品设计的全过程,而不仅限于生产过程。

三、产品设计与过程设计的关系

“产品工程”与“过程工程”是相互联系的,“产品”决定“过程”的组成;而“过程”决定“产品”的品质。“产品工程”与“过程工程”又各有侧重,产品工程依赖于研究者对于分子结构和功能内在关系的认识,研究中更多地综合应用计算化学、颗粒学、流变学等来进行分子设计,而过程工程则注重在实施过程的空间和时间中分子转化特性的准确描述,从而保证目的产品的产率或纯度。因此,计算流体力学、界面现象、传递、过程模拟与控制等构成过程设计与优化的基础。产品工程与过程工程是相互促进的,产品工程为新过程的产生提供了需求和动力。

韦潜光(James Wei)教授认为,化学工程师应当尽快从“过程工程师”转变为“产品工程师”,主动独立地从产品创意开始,改变以往只是跟随着化学家或生物学家对新化学品的发现而主要进行设备和过程设计、放大的工作思路。相应的,现代化工教育应当为化学工程师成为产品工程师提供“知识工具箱”,加入生物、化学、数学等最新知识内容。他认为产品工程是化学工程学科发展第三阶段的里程碑。

美国著名化学学者 E. L. Cussler 对产品设计与传统的过程设计进行了比较,两种设计的过程见表 1-1。对过程设计,明确过程为连续或间歇(一般为连续的),就可以转向投入与产出的流程图。初始的流程图集中于化学计量学,并常常涉及化学反应的讨论。一旦这些确定下来,设计者就可以进入分离过程,最终是热量集成,所有这一切构成过程设计的主要内容。而产品设计必须走出框架,采取表 1-1 右侧所列的四步策略。首先确定产品总体要求,进而提出各种方案来满足此要求。在比较不同方案后,最终确定一个生产流程。生产流程的确定则包括了过程设计的所有框架内容。

表 1-1 过程设计与产品设计比较

过 程 设 计	产 品 设 计
判断是连续过程还是间歇过程	识别客户需求
初步流程:输入和输出	产生满足要求的多种替代方案
确定反应器及循环流	选择各种方案中的最优方案
分离过程及热集成设计	制造过程设计

因此,产品设计包括一些先于过程设计的重要步骤,这些工作围绕产品的选择而展开,也包括一些通常属于商务处理的工作。本书作为化工设计的专业教材,对相关内容不再详细阐述,下面将着重介绍过程设计的内容。

第二节 化工厂简介

化工厂是生产化工产品的场所,化工生产有其独特的要求和特点。

一、化工生产的特点

1. 工艺流程复杂 化工生产从特定的原料出发,一般通过化学反应生产某种产品,大多数反应都不是一次完成的,而是经过几个甚至十几个反应才能完成,除了反应外,还需经过产品提纯、精制、贮存等过程。例如以硫铁矿为原料生产硫酸,则需经过焙烧、气体净化、转化、吸收等过程才能完成。

2. 操作状态变化大 任何产品的生产都是在一定的状态条件下进行的,诸如温度、压力、流速等。化工产品生产操作状态有些是在高温高压、低温高压条件下进行的,而这个条件是其他行业一般不需要的。我国设计的合成氨,操作压力达 30MPa,温度达 500℃;而操作压力在 10MPa 以上,温度在 105℃ 以上的化工工艺流程应用也较多。此外,乙烯深冷分离流程中也有压力在 3.5MPa 以上,温度在 -170℃ 以下的。

3. 流体输送多 与其他行业不同,化工生产绝大多数流程是流体流程,因此化工装置管道最多(约占安装工程用工的 40%),与之相应的输送设备,如泵、压缩机、风机在工程中所占比例也很高。

4. 具有腐蚀性 化工生产过程的介质很多,pH 值常大于或小于 7,如强酸和强碱,它们对金属有着强烈的腐蚀性。此外,农药、医药等的生产同样也具有腐蚀性,如尿素、一氯醋酸、卤化物等。因此,除了对设备、管道的材质有特殊要求外,还要求对化工厂的建、构筑物采取衬里防腐涂料等防腐措施。

5. 具有毒性 在化工生产中,很多化工产品都是有毒的。这些都对化工生产装置操作的安全、卫生及工作人员的保护等方面提出了特殊要求。

6. 易燃、易爆性 在化工生产中,原料及产品有些是易燃易爆的。如一氧化碳、氢气、烷烃、烯烃、炔烃类及其衍生物,特别是苯、甲苯的硝化物是属于炸药一类的物质。所以生产这些产品的装置和场所的防爆要求很高,化工厂的生产车间大都是甲级防爆车间。

7. 非标设备多 化工生产过程的各个单元大部分是在静止设备,如反应器、换热器、蒸馏塔、结晶器、蒸发器中进行的,另外由于化工生产大多数物料是流体,故原料、半成品、成品的贮存多采用贮罐、球罐、油罐、气柜一类的大型容器,使化工生产的非标设备非常多。

二、化工厂分类

1. 按生产规模分类 可分为大型工厂、中型化工厂、小型化工厂,各类规模的划分标准可以参考表 1-2。

表 1-2 化学工业基本建设大、中、小型建设项目划分标准

名 称	计算单位	大 型	中 型	小 型	备 注
硫铁矿	年产硫铁矿/kt	1000 以上	200 ~ 1000	200 以下	
磷 矿	年产磷矿/kt	1000 以上	300 ~ 1000	300 以下	
石灰石矿	年产石灰石矿/kt	1000 以上	500 ~ 1000	500 以下	
合成氨厂	年产合成氨/kt	150 以上	45 ~ 150	45 以下	
硫酸厂	年产硫酸/kt	160 以上	80 ~ 160	80 以下	
烧碱厂	年产烧碱/kt	30 以上	7.5 ~ 30	7.5 以下	
纯碱厂	年产纯碱/kt	400 以上	40 ~ 400	40 以下	
磷肥厂	年产磷肥/kt	500 以上	200 ~ 500	200 以下	
乙烯厂	年产乙烯/kt	40 以上	20 ~ 40	20 以下	
化学纤维单体	年产化学纤维单体/kt	40 以上	5 ~ 40	5 以下	
合成橡胶厂	年产合成橡胶/kt	30 以上	5 ~ 30	5 以下	
塑料厂	年产塑料/kt	30 以上	10 ~ 30	10 以下	
农药厂	年产化学农药/kt	30 以上	3 ~ 30	3 以下	
橡胶轮胎加工厂	年产橡胶轮胎/万套	100 以上	20 ~ 100	20 以下	
化工联合企业	3 个联合的企业都达到中型标准的即为大型化工厂				根据国发 [1987]23 号 文规定
其他化学工业	总投资/万元	5000 以上		5000 以下	
机械厂	年产化工设备/kt	20 以上	5 ~ 20	5 以下	
炼油厂	年加工原油/kt	2500 以上	500 ~ 2500	500 以下	

2. 按生产方式分类 可分为连续操作式化工厂和间歇操作式化工厂。生产连续与否由生产规模和产品的特性而定。一般大、中型化工厂多数是连续生产的,而小型企业以间歇生产方式居多。

3. 按产品分类 可分为日用化工厂、石油化工厂、农药化工厂、医药化工厂、染料颜料厂、橡胶厂及塑料厂等。

三、化工厂整体构成

各式各样的化工厂,不论其产品的种类、规模、生产方式或生产技术的先进程度如何,其企业的结构与其他行业的企业基本上是类同的。完整的企业构造才能完成一个正常化工单位的生产经营活动,企业的主体是人、财、物,产品的生产经营链是产、供、销。

1. 化工厂结构

- (1)人。化工厂的人员配置,主要由工程技术人员、操作人员及后勤行政人员等构成。
- (2)财。化工厂的资金,分为固定资产及流动资金两大类。
- (3)物。化工厂的物资,包括各种机器设备、材料及各种仪表等。

(4)产。上述的人、财、物都是为生产服务的,为保证产品的顺利生产和高质量以及企业的高效益服务的。

(5)供。为了使生产能顺利地进行,应当及时向生产部门提供所有的原材料及必要的机器设备,提供检修所需的一切物资。

(6)销。化工厂生产出来的合格产品,在满足用户要求的前提下,应尽快地销售出去,避免压库,使流动资金受阻,妨碍生产。销售渠道畅通与否,直接影响产量,也影响企业的经济效益。

2. 化工厂的专业人员构成 人是化工厂的核心,主要包括以下几个专业的技术人员。

(1)工艺。任务是管理从原料到半成品或成品的加工过程。

(2)设备。设备人员应当对化工设备的作用、构造、材质、性能、制造工艺、操作条件、安装、检修等有深刻的了解。正常生产时,应保证设备的完好率;提高生产能力时,应充分挖掘设备的潜力,保证设备运行可靠、安全、高效。

(3)自动控制。化工生产通过各种仪表显示操作参数,通过计算机来控制生产,使工业过程沿着设计的技术路线顺利进行。

(4)给排水。负责全厂的供水与排水。

(5)电气。负责化工厂的电缆、电网、各车间的动力用电负荷、照明负荷、电表控制及维修等。

(6)土建、热工等专业的技术人员。

3. 化工厂的部门组成

(1)生产部门。一般根据不同产品分成不同生产车间,在每个生产车间中又按工艺流程设置原料工段、生产工段、成品工段、回收工段等。

(2)辅助部门。原料及产品灌区或仓库、锅炉房、压缩空气站、冷冻站、循环水站、真空泵房、变配电室、三废处理车间、机修车间、消防站等。

(3)行政、生活部门。行政办公楼、更衣室、浴室、食堂、医务室、门卫等。

第三节 新产品的立项过程

任何一个化工厂或一个化工项目的建设都需要经过企业申报、各级政府部门批准后才能开始动工兴建。一个化工产品的顺利投产一般经历如下过程:新产品开发部经过充分的市场调研,针对调研结果向单位最高管理层提出新产品的建议——调研报告,企业决策层审批决定该产品作为企业的发展产品后,由企业写出具体的可行性报告(立项报告)报于政府机关,政府机关根据该项目的环境评估报告及安全评估报告的审批情况后,才能确定是否准许立项。立项后,才能委托设计单位进行设计,设计图纸在获得审批合格后才能开工建设。

一、立项

由于化工项目具有对环境污染严重以及对安全性要求较高的特点,我国在 2006 年陆续要

求所有的化工项目必须在化工园区里建设,同时每个化工产品都必须经过国务院或部委、或地方政府审批后,才能开始设计,开工建设。立项情况一般根据项目的性质和规模的大小可分为三类:

(1)国家级大型项目。如乙烯裂解装置,这类项目要经过部委或国务院批准后才能立项,主要考虑此类项目在全国布局的合理及全国基础化工原料的供应和原油消耗等重要原料的综合利用,国家需要根据国民经济和社会发展的长远规划,结合矿藏、水利等条件作出决定,此类大型项目需要地方政府和中央政府的统一管理。

(2)中型项目。由地方政府主管部门批准,这类项目主要考虑此地区的需求合理,由于投入资金相对较少,所需原料较易解决。

(3)小型项目。通常由化工厂本身发展需要而建设。只需报本地区主管部门批准,即可立项,进行建设。

目前,化工项目的立项和建设,必须先通过环境评估和安全评估,只有通过环境评估和安全评估的项目,才允许立项。

二、项目建议书的编制

项目建议书是基本建设程序中最初阶段的工作,是建设项目的轮廓设想和立项的先导,是为建设项目取得资格而提出的建议。设计单位接受有关部门的委托编制项目建议书,首先确定项目负责人,了解有关部门的意见,进行基础资料的调查和搜集,综合分析,确定生产路线,进行厂址踏勘,了解建厂条件,提出总图设想,估算投资费用。项目负责人汇总资料,编制成项目建议书。再发送至有关单位,由上级部门审批立项。在有些情况下,与建设单位或上级部门讨论项目意向时就须写出项目建议书,这就要求设计人员经验丰富,知识面广,对非工艺专业的内容也要熟悉。项目建议书应包括以下内容。

- (1)项目建设的目的和意义,即项目提出的背景和依据,投资的必要性及经济意义。
- (2)产品需求初步预测。
- (3)产品方案和拟建规模。
- (4)工艺技术初步方案(原料路线、生产方法和技术来源)。
- (5)主要原材料、燃料和动力的供应。
- (6)建厂条件和厂址初步方案。
- (7)公用工程及辅助设施初步方案。
- (8)环境保护。
- (9)工厂组织和劳动定员估算。
- (10)项目实施初步规划。
- (11)投资估算和资金筹措方案。
- (12)经济效益和社会效益的初步估算。
- (13)结论和建议。

第四节 化工设计的内容与要求

为了使投资项目较好地建设,立项后,建设单位目前均采用招标方式,从招标的设计单位中选择设计方案优秀的单位委托设计。经招标后,中标的设计单位以建设单位上级主管部门的批文为依据,同时根据建设单位提供的设计要求及设计参数开展工作。

一、设计要求及约束条件

1. 设计要求 化工装置是由各种单元设备以系统的、合理的方式组合起来的整体。它根据现有的原料和公用工程条件,通过经济合理的途径,生产出符合一定质量要求的产品。化工装置设计必须同时满足下列要求。

(1) 产品的数量和质量指标。

(2) 经济性:除个别情况外,装置的设计不仅应该有利润,而且其技术、经济指标应该有竞争性。

(3) 安全:设计必须充分考虑各种明显的和潜在的危险,保证生产人员的健康和安全。

(4) 符合国家和各级地方政府制定的环境保护法规,对排放的三废进行处理。

(5) 整个系统必须可操作和可控制。可操作是指设计不仅能满足常规操作的要求,而且也能满足开停车等非常规操作的要求;可控制是指能抑制外部扰动的影响,系统可调节且稳定。

2. 外部约束条件 每一个设计项目都有其外部和内部约束条件,对于具体的项目其外部和内部约束条件是不近相同的。外部约束条件是指不随项目具体情况变化的,通常是指下列几项。

(1) 政府制定的各种法规、规定和要求。

(2) 各种自然规律。

(3) 安全要求。

(4) 资源情况。

(5) 各种必须遵循的标准和规范。

(6) 经济要求,如投资限额和投资回收期。

3. 内部约束条件 设计人员在外部约束条件制约下,制订若干个可能的方案,若对这些可能的方案不加筛选就进行下一步工作,必然浪费大量的人力和时间。因此,要根据一些原则或称为内部约束条件,排除一些不符合要求的方案,这些内部约束条件是:

(1) 生产技术、技术软件的来源,技术成熟程度,价格和使用条件。

(2) 原材料、建筑材料、关键设备等供应的难易。

(3) 允许和需要的设计时间。

(4) 人员的素质和数量。

- (5) 产品规格。
- (6) 建设单位的具体要求。
- (7) 建厂地区的具体情况。

根据约束条件进行筛选,最后只得到一个可行方案的情况是很少的。因此,还要对保留的少数方案进行深入的分析研究,再根据设计要求进行筛选,不断优化工艺参数和结构,得到唯一的优化流程。若此流程经过安全和操作性能分析符合要求,此流程即为最终的工艺流程,可据此进行工程设计。

由于化工装置是一个由各种单元设备以系统的、合理的方式组合起来的整体,因此在进行过程合成与分析时,必须从全系统出发,而不是从单元设备的角度出发,否则会得出从单元设备来看也许是正确的,但从全局来看却是不正确的结论。这一点是化工装置设计与单元设备设计的差别,前者不仅要求设计人员掌握各单元设备的设计方法,而且还要求掌握化工系统工程的基本概念。

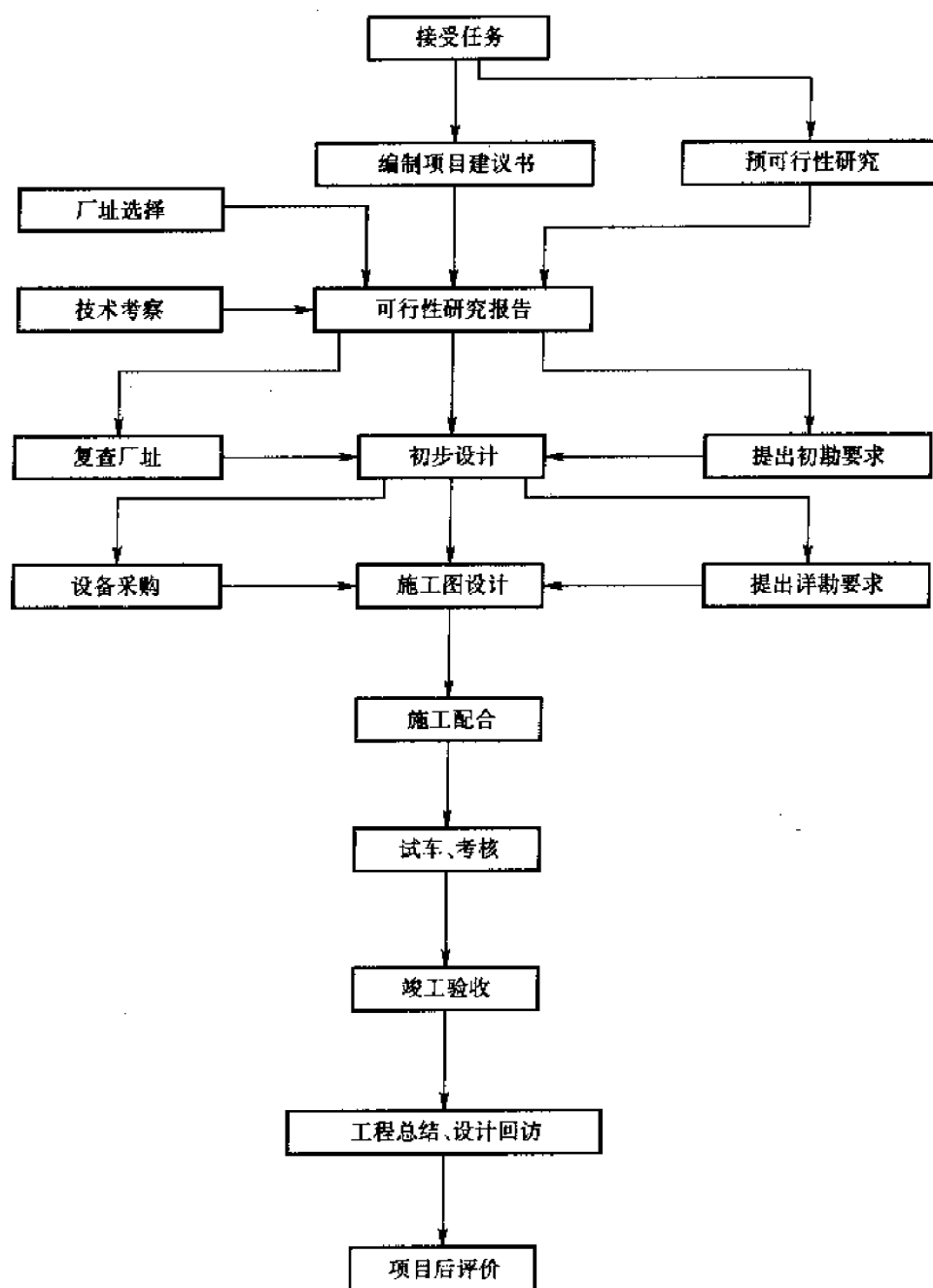
二、设计程序

此处所述设计程序是针对工程设计而言的。根据原化学工业部《化工设计管理标准》(1992)关于“设计工作基本程序”的规定,化工设计单位在化工基本建设过程中,根据建设单位的委托,进行以下工作。

- (1) 参加编制项目建议书。
- (2) 参加厂址选择,编制厂址选择报告。
- (3) 进行技术考察。
- (4) 编制预可行性研究报告。
- (5) 编制可行性研究报告。
- (6) 进行厂址复查。
- (7) 提出建厂区域地质初勘要求。
- (8) 开展初步设计。
- (9) 进行设备及主要材料的采购。
- (10) 提出详勘要求。
- (11) 开展施工图设计。
- (12) 配合现场施工。
- (13) 参加试车、考核。
- (14) 参加竣工验收。
- (15) 工程总结,设计回访。
- (16) 参加项目后评价。

将工程设计的基本程序用图表示则更加直观,见下页图。

设计人员按照设计工作的基本程序开展工作,小型建设项目的设计或特殊情况可按本程序合理简化。以下针对设计程序中的几个关键步骤进行说明。



工程设计的基本程序

1. 可行性研究报告的编制 可行性研究是基本建设前期工作的重要内容,是对基本建设项目的必要性和可行性的分析和预测,它为建设项目正确决策、保证投入的资金能发挥最大效益提供科学的依据。可行性研究报告必须对建设项目在技术和经济上的先进性、合理性进行全面分析论证,通过多方案比较,提出优化方案,给出评价意见。

可行性研究报告的编制必须以批准的项目建议书为依据,编制前应 与委托单位签订合同。在主管部门的组织下,由主管部门、建设单位、设计单位组成建厂小组,进行产品的国内外需求

情况分析,市场预测、产品方案、生产规模、工艺技术路线的比较和确定,对几个可供选择的厂址从建厂条件方面进行分析论证,提出推荐厂址的意见和理由。

对建厂的经济效益和社会效益进行较深度的评价,综述项目实验方案的企业经济效益和社会效益的情况及不确定性因素对项目经济效益的影响与风险程度,对三废治理方案、安全生产、环境保护设施的投资估计及环境质量作出评价,最终由项目负责人汇总资料,编制成可行性研究报告。再发送至有关单位、上级部门审批。根据原化学工业部对“可行性研究报告”的有关规定,可行性研究报告的内容如下[参考原化学工业部文件(1997)《化工建设项目建议书内容和深度的规定》]:

(1)总论。包括项目名称、主办单位名称、企业性质及法人、可行性研究的依据、可行性研究的主要内容和论据、评价的结论性意见、存在的问题和建议等,并附上主要技术经济指标表。

(2)需求预测。包括国内外需求情况预测和产品的价格分析。

(3)产品的生产方案及生产规模。

(4)工艺技术方案。包括工艺技术方案的选择、物料平衡和消耗定额、主要设备的选择、工艺和设备拟采用标准化的情况等内容。

(5)原材料、燃料及水电汽的来源与供应。

(6)建厂条件和厂址选择、布局方案。

(7)公用工程和辅助设施方案。

(8)节能。

(9)环境保护。

(10)劳动保护与安全卫生。

(11)工厂组织、劳动定员和人员培训。

(12)项目实施规划。

(13)投资估算和资金筹措。

(14)经济效益评价及社会效益评价。

(15)结论。包括综合评价和研究报告的结论、存在问题及建议等内容。

2. 初步设计 初步设计是根据已批准的可行性研究报告,确定全厂性的设计原则、设计标准、设计方案和重大技术问题,如总工艺流程、生产方法、工厂组成、总图布置、水电汽的供应方式和用量、关键设备及仪表选型、全厂的贮运方案、消防、职业安全、工业卫生、环境保护和综合利用等,编制出初步设计文件及概算文件。初步设计是确定建设项目的总投资额、征用土地、组织主要设备及材料的采购以及编制施工图设计的依据,也是签订建设总承包合同、银行贷款及实行投资包干和控制建设工程拨款的依据。根据原化学工业部对“初步设计说明书”的规定内容如下。

(1)总论。

(2)技术经济。基础经济数据、经济分析、附表。

(3)总图运输。厂址选择、总平面布置、竖向布置、工厂运输、工厂防护设施、排渣场、防护、

绿化。

(4) 化工工艺。原材料及产品的主要技术规格,装置危险性物料表,生产流程叙述,原材料、动力(水电汽)消耗定额及消耗量,成本估算,车间定员,管道材料等。(表格:设备一览表、综合材料表;图纸:带控制点的工艺流程图、物料流程图、设备布置图)

(5) 空压站,氮氧站,冷冻站。

(6) 外部工艺,供热管线。

(7) 设备(含工业炉)。设备技术特征,主要设备总图。

(8) 自动控制。全厂自动化水平、信号及连锁,环境特征及仪表选型,复杂控制系统,动力供应等。

(9) 供电。电源状况、负荷等级及供电要求,主要用电设备材料选择,总变电所及高压配电所,照明、接地、接零及防静电、车间配电、防雷等。

(10) 电信。

(11) 土建。气象、地址、地震等自然条件资料,地方材料、施工安装条件等,建筑设计、结构设计、对地区性特殊问题的设计考虑,对施工的特殊要求,对建筑物内高、大、重的设备安装要求的说明等。

(12) 给水排水。自然条件资料(气象资料、水文地质资料等)、给水水源及输水管道、给水处理、厂区给水、厂区排水、污水处理场、定员等。

(13) 供热。

(14) 采暖通风及空气调节。

(15) 维修(机修、仪修、电修、建修)。

(16) 中央化验室。

(17) 消防。

(18) 环境保护及综合利用。设计采用的环保标准、主要污染源及主要污染物、设计中采取的环保措施及简要处理工艺流程、绿化概况、其他环保措施、环境监测体制、环保投资概算、环保管理机构及定员等。

(19) 劳动安全与工业卫生。生产过程中职业危险因素分析及控制措施、劳动安全及工业卫生设施、预期效果及防范评价、劳动安全与工业卫生专业投资情况。

(20) 节能。主要耗能装置能耗状况,主要节能措施、节能效益等。

(21) 概算。

3. 施工图设计 施工图设计是把初步设计中确定的设计原则和设计方案,根据建筑施工、设备制造及安装工程的需要进一步具体化。满足建筑工程施工、设备及管道安装、设备的制作及自动控制工程等建设造价的要求。建设单位必须与设计单位签订设计合同以及其他外部条件的协议文件。本阶段的设计成品是详细的施工图纸、施工文字说明、主要材料汇总表及工程量。有条件的设计单位根据建设单位的要求,还可以提供工艺管道施工模型。

该阶段工艺专业的设计内容主要包括:工艺图纸目录、带控制点的工艺流程图、公用工程系统图、设备布置图、设备一览表、管道布置图、管架管件图、设备和管路保温及防腐设计;设备专

业有非定型设备制造图、设备安装图等;非工艺专业方面有土建施工图,供电、给排水、自控仪表线路安装图等。除施工图外,还应附有各部分施工说明以及各部分安装材料表,便于设备订货与制造及安装材料的选购。

三、设计机构及项目组织

1. 设计机构

(1) 机构分支。承接设计任务的单位是设计院,它是一个企业单位,院长为法人代表,全面负责设计院的生产经营、技术进步和行政管理工作。总工程师协助院长负责全院的技术工作。总经济师协助院长负责全院经营管理、财务审计工作。设计院下设计划管理部门和技术管理部门。计划管理部门负责经营计划工程设计的管理工作;技术管理部门负责设计质量、基础工作、技术开发等管理工作。化工行业的设计院设立有工艺、安装、配管、设备土建、结构、概算、总图、给排水、电气、仪表、采暖通风、电算等专业室作为生产部门。此外,非生产部门有完成、文印、资料、财务等部门。

(2) 质量保证体系。对于设计质量,设计院有一套庞大又完整的质量保证体系。工程成果的文件和图纸都需设计、校对、审核三级签字,特别重要的文件和图纸还需审定。各专业之间相关的文件和图纸需会签。项目完成还需作质量评定卡。与国际标准化组织质量保证体系相对应,我国工程设计行业现行的版本为 GB/T 19001—2000—ISO 9001:2000 质量保证体系。

(3) 硬件、软件配备。设计院必须配备计算机并用局域网互联,配置各专业的计算及绘图软件,并要有打印机、绘图仪、晒图机、传真机等基本工作装备。

2. 项目组织 工程设计将基础设计转化成工业装置建设所需的施工图纸,需要众多的专业技术人员协助工作,解决一系列问题。因此,要有合理的项目组织,但其具体结构应根据项目的范围和复杂程度而异。大型工程项目设计需要工艺、管道工程、自动控制、设备、安装、土建、电气、给排水、环境工程、热力、贮运、总图、采暖通风、技术经济等专业人员。

每个项目设立一位项目负责人,负责项目的进度、控制投资和各专业之间的协调。各专业设立分项负责人,负责本专业的技术问题和项目进度。对中小型项目,在多数情况下,项目负责人由工艺分项负责人兼任。对于大型项目则需设立专职的项目负责人。为了保证质量,每个专业有各专业技术负责人,负责对各个项目的重要设计内容进行审核,重大技术问题还需由设计院的总工程师审定。

(1) 安排阶段设计计划。可行性研究报告经批准后,计划管理部门与建设单位签订设计合同;由设计院院长任命设计总负责人或设计项目负责人(以下简称总负责人),计划管理部门同总负责人与各设计室商定落实专业负责人和主项负责人,组成工程设计组;计划管理部门与总负责人安排阶段设计计划,并下达各设计室。

(2) 了解主管部门意见,进一步论证设计内容。总负责人组织工程设计组成员,研究可行性研究报告内容及上级审批意见,并提出工程的设计指导思想;总负责人组织有关专业,进行技术经济比较,若发现可行性研究报告有重大不合理的地方,应及时向主管部门反映并提出建议;

总负责人根据建设单位提供的正式基础资料,组织有关专业人员进行复核,以保证设计质量。

(3)确定全厂工艺生产总流程和全厂性的设计方案。工艺专业负责人组织有关人员设计全厂工艺总流程方案,经物料衡算和热量衡算,提出推荐方案,与总负责人研究后初步确定;总负责人根据全厂工艺流程方案,组织有关专业研究人员确定原材料和副产品的综合利用,废水、废气和废渣的处理原则,提出工厂的构成和全厂单项工程的名称、规模以及技术要求;总负责人组织有关专业人员,编制设计方案,进行方案审核。根据审核意见与建设单位研究讨论修改后报设计院,由技术管理部门会同计划管理部门组织院级审查。

(4)确定车间设计方案和各专业重大技术方案及设计标准。由主项负责人按工艺流程的要求,进行车间工艺流程方案的比较,经物料平衡、热量平衡和主要设备计算后,做出车间布置方案。组织有关专业互相研究协调,并经专业负责人认可,提出推荐方案;各专业根据总负责人和工艺专业的要求,提出本专业的重大技术方案、设计原则和设计标准,经专业组讨论补充后,提交总负责人审查。

(5)估算工作量、安排工程进度。总负责人组织各专业人员按主项或专业估算设计工作量;各专业负责人配合总负责人编制设计开工报告;总负责人编制工程进度表;主管院长或总工程师批准开工报告;计划管理部门协助总负责人落实各专业人员配备。

(6)开工报告。由主管院长或计划管理部门负责人主持开工报告会,总负责人向参加本工程设计的全体人员和其他有关人员做开工报告。专业负责人组织本专业人员讨论开工报告,并做好签订协作表的准备。

四、设计内容

以下从工艺工程师的角度出发,说明在项目和厂址确定的条件下,化工装置设计的内容和应考虑的问题,以便对设计工作的全貌有大概的了解。

1. 设计原则 设计方案的选择是多种因素综合的结果,常不取决于某个单一的目标,而且有很多因素是相互矛盾的,如何决定取舍,常因建厂具体情况的不同而异。例如基建费用的大小与操作方便、生产稳定,究竟哪一个矛盾的主要方面?前者可以通过一个合适的经济评价判据来决定,后者则取决于设计人员或用户的主观判断,无法用定量的指标来表达。为了使整个设计有统一的判别策略,不因人而异,在设计开始前应确定一些设计原则。

(1)技术经济评价指标的种类和数值。这是具体方案比较的依据,例如投资回收期小于6年、投资利润率大于15%等。

(2)生产的可靠程度。例如最低的生产能力不低于公称设计能力的95%等,由此决定设计裕量。

(3)生产能力波动的适应范围。例如要求最低操作负荷为正常操作负荷的50%,根据这个要求决定透平压缩机的防喘振措施、塔板流体力学等计算的下限。

(4)材质使用原则。以耐腐蚀材料为例,在通常情况下,耐腐蚀性能越好的材料价格越高。因此,究竟采用什么材质应有统一的规定。

(5)自动化水平。自动化水平的高低应根据安全要求、生产要求以及控制的投资和得益来

决定。如果劳动力富裕而资金短缺,则不应盲目追求高自动化水平。

(6)传动设备和易磨损、易腐蚀或易结焦设备的备用原则。设备是否备用,可根据设备的平均故障工作时间、平均修复时间、装置的连续运转时间和利润等数据,用可靠性理论推算得出结论。当没有可靠的数据时,应根据经验作出统一的规定。

(7)考虑发展规划。有的设计项目因投资、市场需求和各配套装置的建设进度等原因需分期建设,若分期建设的间隔时间不长,则在第一期设计时应考虑后期建设的需要,例如在设备平面布置、设备的能力和主要管道的管径等方面应留有余地,以节省总投资和减少改造工作量。

以上设计原则不一定全部用文字写在设计文件上,但必须在设计开始前由项目负责人制订完毕,在设计单位内部各专业间统一执行。

2. 设计基础

(1)年操作时间。年操作时间是指每年的自然日扣除大、中、小修和非正常停车时间后的实际生产时间,其数值随装置而异,要考虑下列因素。

- ①工艺介质的腐蚀性强弱。
- ②生产过程中有无结焦、聚合现象。
- ③设备备用系数的高低。
- ④建厂地区管理和操作水平。
- ⑤工艺成熟程度。

对于腐蚀性强或易聚合、结焦而设备备用系数较低的装置,或第一次工业化的装置,采用较小的年操作小时,一般取 7200h;对于工艺成熟、工况稳定、工人操作水平高的连续化生产过程,一般可取 8000h。

(2)原材料规格。化学品的浓度和纯度高时,价格也高,因此应根据工艺过程情况,提出合理的要求。原料的浓度和纯度要考虑如下因素。

①杂质对反应的影响,有的杂质在一定条件下会与反应物产生副反应,使收率降低和增加产品提纯的困难。

②杂质对催化剂的影响,是否会引起催化剂中毒或结焦。

③对于惰性杂质,考虑原料浓度降低后对主反应绝对速率和主、副反应相对速率的影响。

④原料浓度对反应产物提纯系统的影响。

⑤提高原料浓度和纯度所需付出的代价。

⑥提高原料浓度,以提升分离出的其他副产品的价值。

有时生产上需较高的纯度,而原料纯度尚不能满足时,设计应考虑设置相应的净化装置,以达到工业生产所需的纯度。

(3)产品规格。产品规格应符合国家标准,当生产新产品时,也应根据研究制订的标准执行。由于一个装置的产品即为另一个装置的原料,因此在决定产品规格时,需要考虑的因素与决定原料规格需要考虑的因素相同。

(4)原材料消耗。对于绝大多数产品而言,占成本因素第一位的是原材料消耗。因此,原材料消耗应作为设计指标在设计开始前规定,然后通过合理组织流程和设定设计变量来实现这

一指标。

若在确定原材料消耗定额后,经过系统物料和热量衡算得到的消耗定额与原设定值不符,在流程一定的条件下,应判断原定工艺参数是否合适,若参数不合适,则修改设定值,重新进行计算。若不能找到适宜的工艺参数,则修改原定消耗定额,结束计算。若系统物料、热量衡算结果符合原定消耗定额,则继续进行单元设备计算,根据计算结果,检查原定工艺参数是否合理。若不合理,修改原定消耗定额和工艺参数,重新计算。整个设计过程是个反复分析计算、修改设定值并作出一系列判断的过程。

(5)界区交接条件。生产装置占地面积的范围称为界区,界区交接条件指用管道输送的原料、产品和公用工程在界区边缘(界区线)交接处的温度、压力和状态。公用工程交接条件由公用工程的规格决定。

(6)公用工程规格。

①电气:应规定对输入的动力电源的要求、回路数、电压、电气设备(包括一般用电)使用的电压电量、电源配备以及照明情况等。

②冷却水:应规定供水温度(根据气象条件决定最高供水温度,例如上海地区可取 32°C);供水压力(根据要求的回水压力加上热交换器阻力和管道系统阻力决定,一般为 $0.45 \sim 0.50\text{MPa}$);回水压力(对于循环冷却水通常要求回水能直接流到冷却塔塔顶,不另设接力泵,一般要求不低于 $0.2 \sim 0.25\text{MPa}$);污垢系数(由水质处理费用和热交换器费用决定,大多数工程设计取污垢系数为 $0.000143\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}/\text{W}$)。

③蒸汽:根据生产需要决定蒸汽压力和温度,常用的蒸汽压力为:

超高压	11.5MPa(绝压)
高压	10MPa(绝压)
中压	2.5MPa,4MPa(绝压)
低压	0.4MPa,0.5MPa,0.6MPa,1.3MPa,1.6MPa(绝压)

④仪表用空气:规定仪表用空气的规格、压力,正常为 0.7MPa (绝压);最高为 0.9MPa (绝压);最低为 0.4MPa (绝压)。

⑤压缩空气:规定压缩空气的规格、压力。无特殊要求时,一般为 0.7MPa (绝压)。

(7)公用工程消耗。根据系统物料、能量衡算结果,汇总公用工程消耗,列出单位时间和单位产品的消耗量。

(8)催化剂、干燥剂、助剂及其他各种化学品用量。根据反应器、干燥器等单元过程计算结果和工艺要求决定。

(9)三废的来源、数量、组成和建议的处理方法。三废是指废气、废水和废渣。废气的来源有反应器、吸收塔、分离器等工艺设备的排放气,安全阀起跳或泄漏的排放气,火炬废气和各种加热炉及锅炉的烟道气。废水是指生产过程排放的有害液体,如酸性或碱性废水、含油污水和有毒废水等。废渣指催化剂、废干燥剂、煤渣、结焦聚物质等各种废固体物。

3. 工艺专业的主要设计内容

(1)物料衡算和能量衡算。物料衡算意味着设计工作由定性转为定量。它是质量守恒定

律的一种表现形式。进入过程或设备的物料质量等于操作后所得产物的质量加上损失物料的质量。据此即可求出物料的质量、体积和成分等数据,在此基础上可以正确地进行能量衡算、设备选择与设计、生产工艺流程设计。

能量衡算指进入过程或设备的能量等于操作结束后所获得的能量加上损失的能量,即能量的收入等于能量的支出。根据能量衡算的结果,可以确定输入或输出设备的热量、加热剂和冷却剂的消耗量,同时结合设备设计,可算出设备传热面积。

物料衡算和能量衡算是工艺设计的基础内容。

(2) 物料流程图。物料流程图(PFD)是系统合成和过程分析的结果。它表示了流程、主要操作条件、物流组成、主要设备特性和主要控制要求,是所有成品中最重要、最本质、最基础的图纸。

(3) 工艺管道及仪表流程图。工艺管道及仪表流程图(PID),也可称为带控制点的工艺流程图,它是在PFD的基础上,确定工艺管道流程和控制方案,补充所有的开停车和正常操作所需的管道、检测、控制等。

在PID设计中,管道直径的确定也是很重要的任务之一。管道直径的确定需根据一定的运算和经验来取得,若管径取得过大,将显著增加投资;但管径过小,又将使动力费用增加。要取使生产成本最低的管径,这个管径称为经济管径。

(4) 工艺设备设计。设备的设计与选择主要是通过工艺计算确定设备技术指标。化工设备有标准设备和非标准设备之分,标准设备的设计是通过工艺计算,算出机、泵等类型设备的工作能力及技术特性,从而选择相应的制作该设备的厂家及设备型号。非标准设备的设计是通过工艺计算,算出设备的能力、外形尺寸、安装尺寸等,将这些要求提交给设备专业作为非标准设备设计的依据。

工艺设备设计的最终结果是“设备一览表”和“非标准设备条件图”。

(5) 设备布置图。设备布置的任务是在节约用地、安全和便于生产操作的前提下,确定生产过程中使用的各种机器、设备的平面和空间位置,以满足安装、生产、维修的需要和物料与人员流动路线。设备布置必须遵守防火规范,按工艺流程的次序布置工艺设备,避免不必要的交叉和迂回。采用分区集中同类设备的方法,以便于操作、维修和安装,在设备的立面布置标高上应满足工艺要求。由于生产水平的提高或市场需要,工厂可能变化产品品种或工艺流程,设备有可能需要更新或增添,因此,工厂布置应留有发展余地。

(6) 管道布置图。化工管道设计大部分工作量都在施工图阶段进行,管道设计的内容包括各种介质的管道材质、等级、阀门选择、管道布置、保温设计、管架敷设等。

(7) 材料统计。材料统计工作一般在施工图设计的最终阶段进行,它是将管道布置图中管道上所出现的所有材料品种和数量进行统计,列成表,以供施工单位订货备料。

五、设计中的标准与规范

1. 设计中标准的分类

(1) 按指令性可分为两类。

①强制性标准:是强制执行的标准。它是保障人体健康,人身、财产安全的法律和行政法规,一般在强制性标准代号后加“/T”。

②推荐性标准:不具有强制性,任何单位均有权决定是否采用,违反这类标准,不构成经济或法律方面的责任。

(2)按发行单位可分为四类。

①国家标准:我国的国家标准是由国务院标准化行政主管部门制定的(代号为 GB)。

②行业标准:行业标准是由国务院有关的行政主管部门制定的。它有建设部发行的(代号 JGJ、CJJ 等);原化学工业部发行的(代号为 HG);石油天然气总公司发行的(代号为 SY);环保总局发行的(代号为 HJ);石油化工总公司发行的(代号为 SH)等。

③地方标准:地方标准由省、自治区及直辖市标准化行政主管部门制定。

④企业标准:企业标准是由企业自行制定的。

2. 常用的设计规范 我国发布的常用设计规范有很多,其名称和代码见表 1-3。

表 1-3 我国发布的常用设计规范

工业企业照明设计标准	GB 50034—1992
化工厂控制室建筑设计规范	HG 20556—1993
洁净厂房设计规范	GBJ 73—1984
压缩空气站设计规范	GBJ 29—1990
氢气站设计规范	GB 50177—1993
氧气站设计规范	GB 50030—1991
乙炔站设计规范	GB 50031—1991
石油库设计规范	GBJ 74—1984
工业用水软化除盐设计规范	GBJ 109—1987
锅炉房设计规范	GB 50041—1992
工业电视系统工程设计规范	GBJ 115—1987
冷库设计规范	GBJ 72—1984
涤纶抽丝厂自控设计技术规定(试行)	FJJ 110—1981
涤纶抽丝厂仪表设计技术规定(试行)	FJJ 114—1981
石油化工企业储运系统罐区设计规范	SHJ 7—1988
炼油厂燃油燃气锅炉房设计技术规定	SHJ 1026—1983

六、生产安全设计

中毒、腐蚀、燃烧、爆炸、人身伤亡及机械设备事故是化工生产装置运转中遇到的主要卫生和安全事故。安全事故引起的损失不仅是工厂本身财产损失和人员伤亡,而且还会引起原料供应工厂和产品加工工厂的损失。因此设计中,每个设计人员必须以安全为设计原则,同时充分

认识到各种危险的来源和后果,在设计的全过程都严格遵守各级政府和各主管部门制订的法规和标准规范,并在各个方面采取预防和减少损失的措施。

1. 腐蚀与中毒 金属和合金的腐蚀主要是由于化学或电化学反应引起的破坏,有时还同时伴有机械、物理或生物作用。例如应力腐蚀破裂就是应力和化学物质共同作用的结果。非金属的破坏一般是由于化学或物理作用引起的,如氧化、溶解、溶胀等。腐蚀的危害非常大,它使珍贵的材料变为废物,如铁变成铁锈,使生产和生活设施过早报废,并引起生产停顿,产品和生产流体的损失,环境污染,甚至着火爆炸。

基本安全措施如下:

- (1) 设备和管道的连接应尽量采用焊接方式,减少法兰,必须用法兰时采用准槽面法兰。
- (2) 含有毒物质的气体排放前应经过洗涤,或用烟囱排至高空,使其扩散后降低浓度。
- (3) 对于含有有害物质的固体,应尽量采用燃烧的方法,使有害物质分解后排空。
- (4) 设备采用露天布置。若不可能,要配置足够的通风设施。
- (5) 要保证毒气散发时现场人员能安全撤离,设置安全梯、紧急出口,并有急救设施,淋浴、洗眼设施。

2. 燃烧与爆炸

(1) 火灾危险性分类。工业企业按火灾危险性可分为五类。

第一类(甲)使用或产生下列物质:

- ① 闪点 $< 28^{\circ}\text{C}$ 的易燃液体。
- ② 爆炸下限 $< 10\%$ 的可燃气体。
- ③ 常温下能自行分解或在空气中氧化,即能导致迅速自燃或爆炸的物质。
- ④ 常温下受到水或空气中水蒸气的作用,能产生可燃气体并引起燃烧或爆炸的物质。
- ⑤ 遇酸、受热、撞击、摩擦以及遇有机物或硫黄等易燃的无机物,极易引起燃烧或爆炸的强氧化剂。
- ⑥ 受撞击、摩擦或与氧化剂、有机物接触时,能引起燃烧或爆炸的物质。
- ⑦ 在压力容器内物质本身温度超过自燃点的生产。

第二类(乙)使用或产生下列物质:

- ① 闪点 $28 \sim 60^{\circ}\text{C}$ 的易燃、可燃液体。
- ② 爆炸下限 $> 10\%$ 的可燃气体。
- ③ 助燃气体和不属于甲类的氧化剂。
- ④ 不属于甲类的化学易燃危险固体。
- ⑤ 生产中排出浮游状态的可燃纤维或粉尘,并能与空气形成爆炸性混合物。

第三类(丙)使用或产生下列物质:

- ① 闪点 $> 60^{\circ}\text{C}$ 的可燃液体。
- ② 可燃固体。

第四类(丁)使用或产生下列物质:

- ① 对非燃烧物质进行加工,并在高热或熔化状态下经常产生辐射热、火花、火焰。

②利用气体、液体、固体作为燃料或将它们燃烧的生产场合。

③常温下使用或加工难燃烧物质的生产。

第五类(戊)使用或产生下列物质:常温下使用或加工非燃烧物质的生产。

(2)安全措施。安全措施的原则是杜绝灾害产生的根源,减轻灾难造成的损失。对于所有化工厂都应采取的基本安全措施如下:

①防止明火的产生:不必要的火源,如火焰、火花或热的物质都应避开装置,以免引起火灾。火柴、吸烟、焊接、切割、静电、自燃和不防爆的电气设备也应避开装置。

②避免由于材质选择不当而引起的意外事故:

- a. 对于易燃易爆或其他危险物质,不能采用玻璃设备,除非没有其他方案可供选择。
- b. 对于低温设备或露天安装于严寒地区的设备,要考虑到低温可能引起结构材料的冷脆。
- c. 对于腐蚀性介质应采用耐腐蚀材料和(或)有足够的腐蚀裕度。

③防止超温:金属材料的机械强度随温度的升高而降低,因此当操作温度超过设计值时,有可能使设备结构破坏导致爆炸。在设计上应采取如下措施:

- a. 除了正常的温度控制外,应有高温报警和极高位连锁切断控制。
- b. 备有事故冷却水系统,当停车后仍然能继续冷却。
- c. 设备的温度计温度不应按正常操作温度考虑,而应考虑恶劣操作条件下可能达到的最高温度。
- d. 对于危险物质,采用本质上是安全的加热介质。

④避免设备或管道的操作压力超过设计允许值,可采取如下措施:

- a. 设置压力调节阀,自动调节系统的压力。
- b. 设置安全阀,当系统压力超过某一指定值时,安全阀自动起跳,当压力恢复后自动复位。安全阀的设定压力取设备的设计压力。
- c. 设置紧急动作阀门,当压力超过极限值后,紧急动作阀门作用,全程打开阀门泄压。
- d. 设置爆破膜,当压力超过一定值时,爆破膜破裂,系统内压力迅速降低。
- e. 由于爆破膜在爆破后系统必须停车,因此除非系统内介质有腐蚀性,或者系统可能爆炸必须用爆破膜,一般情况下,为预防由于操作控制失误引起压力偏离设计值,应采用前三种措施。

⑤为使火灾或爆炸万一发生时能减轻其危害程度,设计时应采取下列措施:

- a. 设置充分的、有保证的消防水源,并有足够容量的消防水和喷淋水的排水系统。
- b. 保护管架和电缆槽免受火灾的威胁,采取防火披覆。
- c. 进出口主要物料管线加截止阀。
- d. 当仪表动力源(仪表空气或电源)失效时,要使调节阀处于安全所需的状态。
- e. 设置处理易燃、可燃排放物料的火炬系统。
- f. 对于防爆车间,其建筑物应有足够的泄压面积,并采用轻质屋顶等防爆措施。
- g. 对危险设备要保持足够的安全距离,并根据需要采取隔离措施,如防爆墙、围堤、全部遥控操作等。

⑥事故发生时,为了便于人员疏散,应采取以下措施:

- a. 将控制室布置于上风向。如界区内有易燃易爆物质,控制室应采取正压密闭通风。
- b. 对占地面积 3000m^2 以上的设备区周围应设置宽度不小于 5m 的直通式或环形通道,以保持紧急用车辆(如救护车和消防车)的通道畅通。
- c. 对建筑物、构筑物和平台等面积超过一定数值者,均需有两个或两个以上第三进出口,使一个通道因火焰或毒气而不能通行时人员时,能及时从另一个通道疏散。

七、环境保护

化工设计必须在全面规划、合理布局、综合利用、保护环境、防止污染方面全面考虑。根据国务院环境保护委员会、国家计划委员会、国家经济委员会 1986 年 3 月 26 日颁发的《建设项目环境保护管理办法》规定,从事对环境有影响的项目都必须执行环境影响报告书的审批制度,执行防治污染及其他公害的设施与主体工程同时设计、同时施工、同时投产使用的“三同时”制度。目的是杜绝新建项目造成环境污染。

化工环境保护设计应符合国家现行的有关标准和规范。有关环境质量标准有:

- (1)地面水环境质量标准 GB 3838—1988。
- (2)大气环境质量标准 GB 3095—1996。
- (3)城市区域环境噪声标准 GB 3096—1993。
- (4)工业企业噪声控制设计标准 GB 12348—1990。
- (5)居民区大气中有害物质的最高允许浓度。
- (6)车间空气中有害物质的最高允许浓度。
- (7)污水综合排放标准 GB 8978—1996。
- (8)锅炉烟尘排放标准 GB 3841—1983。
- (9)大气污染物综合排放标准 GB 16297—1996。

八、工程经济

化工工程建设项目在筹备阶段就要进行费用估算,这种估算称为设计前期费用估算,目的是提供给项目主管部门作为决策的依据。工程的经济工作贯穿于工程的决策立项、建设和生产经营整个过程。

在进行费用分析时,必须考虑到一切可能存在的因素,如固定成本包括用于原材料、劳动力、设备维修、动力和其他公用工程等方面的直接生产成本;此外,还包括车间的管理费、行政管理费、销售费用以及其他费用等。

1. 建设项目投资估算 建设项目投资一般又称建设项目总投资,建设项目总投资由固定资产和流动资金两大部分组成。

固定资产投资包括建设投资、固定资产投资方向税和建设期利息。其中建设投资的计算是固定资产投资计算和分析的最核心的内容。通常在建设项目的初期,固定资产投资计算称为投资匡算、估算,在设计阶段称为投资概算、施工预算,在施工、竣工阶段又分别称为预算、决算。

2. 经济评价 建设项目经济评价是项目建议书和可行性研究报告的重要组成部分,其任务是在完成市场预测、厂址选择、工艺技术方案选择等研究的基础上,对拟建项目投入产出的各种经济因素进行调查研究、计算及分析论证、比较推荐最佳方案。由于市场经济的发展,社会各种因素变化的节奏加快,建设项目原先进行经济评价的依据往往会发生变化,因此,在项目设计阶段,经济评价工作也逐步增加,以满足对项目工程设计的必要和适时的调整。

设计项目经济评价包括财务评价和国民经济评价。财务评价是在国家现行财税制度和价格体系的条件下,计算项目范围内的效益和费用,分析项目的盈利能力、清偿能力,以考察项目在财务上的可行性;国民经济评价是在合理配置国家资源的前提下,从国家整体的角度分析计算项目对国民经济的净贡献,以考察项目的经济合理性。一般来讲,财务评价和国民经济评价结论都可行的项目才可以通过。通常情况下,绝大多数项目(特别是中小型项目)由于其建设对国民经济影响很小,又不是利用国际金融组织贷款和某些政府贷款等资金来源进行建设,国民经济评价往往不需要进行。

复习指导

1. 理解化工设计的概念:一个化学产品的设计过程,首先要确定消费者的需求并将需求转化为产品规格,之后构思解决方案并筛选最好的方案用于商品开发。如何将方案具体化为可以实现的生产过程即过程设计,是产品设计的最关键步骤,也是本课程的内容。
2. 了解化工厂的特点、类型,以及功能结构、人员和部门构成要素,从而理解化工设计在建设化工厂中的作用。
3. 掌握新产品的立项过程和化工厂设计的程序和内容,着重理解化工设计不同阶段的任务和设计任务书的主要内容。
4. 了解可行性报告所包含的内容,会书写可行性报告。

第二章 工艺路线设计

第一节 工艺路线的设计原则

工艺路线是把原料加工成为产品的方法,包括工艺流程、生产方法、工艺设备和技术方案等。工艺路线的选择就是要在各种可能的工艺路线中,经过比较确定一条效果最好的工艺路线为拟建项目采用。

工艺路线影响到项目投资、产品成本、产品质量、劳动条件、环境保护等各个方面,因而决定了项目投资后的经济效益和社会效益。能否选到好的工艺路线,是项目能否成功的关键,因此,工艺路线的选择是项目可行性研究工作的核心,是必须首先确定的。

产品生产的工艺路线或技术方案的确定需要考虑的主要因素有技术上的可行性、经济上的合理性、原料来源、公用工程中的水源及电力供应、环境保护、安全生产、国家有关的政策法规。

技术上可行是指建设投资后,能生产出符合质量指标、安全性及国家标准的产品,这对实验室小试项目成果工程化尤为重要。

经济合理是指生产的产品具有经济效益,这样企业才可能正常运转。追求利润最大化是企业的根本动力。

原料的来源涉及企业的生产成本及效益。

水源与电力是建厂的必备条件,建立新装置时需要考虑供水和供电的条件。

环境保护是建设化工工厂的重点审查的一项内容。对于产生的三废,在设计时就要符合环境保护法规定的要求,废弃物排放必须达到国家规定的排放标准。

安全生产是化工企业生产管理的重要内容。由于化学药品有的易燃易爆,有的还有毒,因此从设备设计和管理上要对安全予以保证,制定严格的规章制度,对操作和管理人员进行安全培训是安全生产的重要措施。

根据以上原则确立工艺路线后,再进行工艺流程设计。工艺流程设计是逐步深化的过程,即先由框图逐步完成工业生产的实际流程图。

第二节 工艺路线的论证

在设计中,对建设单位提出的工艺路线,设计人员应予以论证。如果建设单位未提出某产品的生产方法,则需要先对生产的技术方案进行选择。目前大多数设计项目的工艺路线已确

定,因此下面主要阐述工艺路线的论证。

一、工艺路线论证的原则

工艺路线论证的原则主要考虑三点:

1. **先进性** 所选工艺路线与现有的其他技术相比,其生产效率更高、功能更强、作用更大、资源利用更合理,这样,会使企业具有较强的竞争力,因此要充分注意工艺路线的先进性。

2. **可靠性** 所选工艺路线成熟可靠,避免不成熟的技术用于工厂生产,影响工厂的正常生产,甚至不能投产,造成极大浪费。

3. **是否符合国情** 工艺流程设计应考虑:消费水平及消费趋势;机械设备及仪表电气化制造能力;原材料及设备用金属材料供应情况;环境保护的有关规定;劳动就业和企业生产自动化水平的关系;资金筹措和外汇储备情况等。

上述三项原则必须在技术路线和工艺流程论证及选择中权衡,综合考虑。

二、工艺路线的初步确定

确定工艺路线一般要经过三个阶段:收集资料,调查研究;落实设备;全面分析对比。

收集资料、调查研究是工艺路线确定的准备阶段。在这个阶段中,要根据建设项目的产品方案及生产规模,有计划、有目的地收集国内外同类型生产厂家的有关资料,包括工艺路线特点、工艺参数、原材料和公用工程单耗、产品质量、三废排放及治理以及各种技术路线的发展情况与趋势等技术经济资料。这个过程不仅要依靠设计人员自己收集,还需要其他许多部门(如技术信息部门)的配合。收集资料的具体内容主要包括以下几个方面。

- (1) 国内外生产情况,各种生产方法及工艺流程。
- (2) 原料来源及产品应用和市场情况。
- (3) 试验研究报告。
- (4) 三废治理及综合利用情况。
- (5) 生产技术是否先进,生产连续化、自动化程度。
- (6) 安全技术及劳动保护措施。
- (7) 设备的大型化及制造、运输情况。
- (8) 基本建设投资、产品成本、占地面积。
- (9) 水、电、气、燃料的用量及供应,主要基建材料的用量及供应。
- (10) 厂址、地址、水文、气象等资料。
- (11) 车间环境与周围的情况等。

在搜索资料过程中,必须对设备予以足够重视,因为设备是完成生产过程的重要条件。对各种生产方法中所用到的设备,要分清国内已有的定型产品、需要进口的以及国内需要重新设计制造的三种类型,并对设计制作单位的技术力量、加工条件、原材料供应情况以及设计制造的进度进行了解。

在调查研究、收集资料及落实设备的情况后,需要全面分析对比,主要考虑以下几项:几种

技术路线在国内外使用的情况及发展趋势;原材料、能量消耗及产品质量的情况;生产能力及产品规格、建设费用与生产成本;安全环保(三废情况及治理技术);其他特殊情况。

第三节 一般化工生产工艺流程

工艺流程设计是化工设计中极其重要的环节,它通过工艺流程图的形式,形象地反映了化工生产由原料输入到产品输出的过程,其中包括物料和能量的变化,物料的流向以及生产中所经历的工艺过程和使用的设备仪表等。工艺流程图集中地概括了整个生产过程的全貌。工艺流程设计也是工艺设计的核心,在整个设计中,设备选型、工艺计算、设备布置等工作都与工艺流程有直接关系。只有流程确定后,其他各项工作才能开展。工艺流程设计涉及各个专业,根据各方面的反馈信息修改原先的工艺流程。因此流程要在设计中不断修改完善,尽可能使过程在优化条件下操作。在化工设计中,工艺流程的设计总是最早开始,最晚结束。

一个典型的化工工艺流程一般由六个单元组成,如图2-1所示。

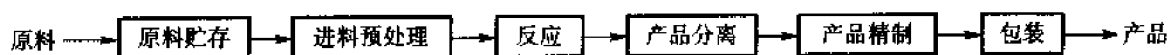


图2-1 一般化工生产工艺流程

图2-1中所示的各种单元在化工生产过程中,由于产品品种会有较大差异,因此下面说明的各个单元仅是常规的,并非某一具体产品的流程。

一、原料贮存

原料贮存是指保证原料的供应与生产的需求相适应。在化工生产中,贮存量主要根据原料的来源、运输方法(如空运、海运、铁路运输及公路运输)、原料的物理化学性质(如液体、固体、易燃易爆等)以及运输所需的时间决定,一般要求贮存量为几天至三个月。对本厂可以供应的,通常除在生产产品处有贮存量外,在车间也要有一定贮存量作缓冲之用。

二、进料预处理

向反应阶段进料时,如果原料不符合要求,则需要进行预处理。有的原料纯度不高,通常经过分离提纯,有些原料需溶解或熔融后才能进料,固体原料往往需要破碎、磨粉及筛分等。

三、反应

反应是化工生产过程的核心。将原料放至反应器中,按照一定的工艺操作条件,得到合格

的产品。在此过程中,也难免生成一些副产物或不希望获得的化合物(杂质)。

四、产品分离

反应结束之后,需要将产品、副产品与未反应的物料分离。如果转化率低,经分离后未反应物料需再循环返回反应器进一步转化以提高收率。在此阶段,可得到副产品。

五、产品精制

一般产品需要经过精制使之成为合格产品,以满足用户的要求。如果所得到的副产品具有经济价值,也可以经精制后出售。

六、包装

液体一般用桶或散装槽类(如汽车槽车、火车槽车或槽船)装运。固体可用袋型包装(纸袋、塑料袋)、纸桶、金属桶等装运。产品贮存量取决于产品的性质和市场供求情况。

一个工艺过程除了上述的各单元外,还需要有公用工程(水、电、气、蒸汽等)及其他附属设施(消防设施、辅助生产设施、办公室及化验室等)的配合。

工艺流程表示由原料到成品过程中物料和能量的流向及其变化。工艺流程的设计直接影响产品的质量、产量、成本、生产能力、操作条件等。流程图是工艺设计的关键文件,它表示工艺过程选用设备的排列情况、物流的连接、物流的流量和组成、操作条件、公用工程以及生产过程中的控制方法。流程图是管道、仪表设备设计和装置布置等专业的设计基础。流程图也用于拟定操作规程和培训工人。在装置开车及以后的运转过程中,流程图也是操作性能与设计进行比较的基础。

第四节 工艺流程设计程序

生产工艺流程设计涉及面广,设计周期长,因此一般需分阶段进行,才能把这项工作做好。

一、设计程序

流程设计一般由浅入深、由定性到定量进行,根据先后程序可分四种流程图。

1. 流程框图 在做项目前期规划及初步方案确定时,一般采用流程框图来说明工业生产中所采用的技术路线,图中所用的方框表示生产过程中的各种单元过程,同时表示生产中物流的流向,如果过程确立后,框图还可表达各物流的流量,此图就变为设计中的物流图。因此,框图看似简单,但能反映产品生产的技术路线及主要设备。

2. 流程示意图 在流程框图的基础上,进一步以双边形式定性地表示出各个过程的单元生产路线以及物流的流向,流程示意图中应表示出设备示意图(以标准图例表示)、设备位号、主要物料及主要动力(水、蒸汽、压缩空气、真空等)的流程管线与流向箭头以及必要的文字

说明。

3. 流程草图 在流程示意图的基础上表示生产过程中的物流,各单元过程和单元操作的设备特征、自动控制方案、工艺操作参数的情况等。此外,流程草图在流程示意图的基础上,进一步表示全部物料及全部动力(水、蒸汽、压缩空气、真空)的流程管线与流向箭头以及必要的文字注解。在工程设计的正规文件中可以有流程草图。

4. 工艺流程图 在流程草图的基础上表示出物流及其流向、每一个过程的设备特征、物流组成变化、显示仪表及自动控制方案、工艺操作参数、管道工程、经济管径、辅助生产流程等。工艺流程图还要求表示出设备示意图(以标准图例表示)、设备流程号、全部物料及全部动力(水、蒸汽、压缩空气、真空)的流程管线及流向箭头、必要的文字注解。工艺流程图要求能表示出主产路线的原则流程、各个过程的设备特征、物料组成变化、自动控制原则、工艺操作参数的情况、管道工程、经济管径、开停车设备及管路、安全生产设施、非正常生产情况及事故处理有关装置及管路等。工艺流程图可以用于工程施工和化工厂生产管理。

一般情况下,化工设计的流程图主要绘制成物料流程图和带控制点的工艺流程图两种图纸。

此外,在设计计算时会经常用流程框图表示物料衡算后的物流量及组成,以物流图(或框图)表示工厂(或车间)总体,各设备的能量消耗以能流图表示。所以,工艺流程图是设计工作者必须熟悉并掌握的。

二、工程建设进展

化工基本建设项目从规划到建成要经过各项程序,因此工艺流程根据建设程序也可分为五个阶段。

1. 项目建议书阶段 项目建议书是基本建设程序中最初阶段的工作,这时对流程设计的深度要求不高,只要表示出生产路线的原则流程即可。因此可采用流程示意图,有时甚至可以用简化的流程框图。这时的流程图版本可称为流程的项目建议书版本。

2. 可行性研究阶段 可行性研究报告是基本建设前期工作的重要内容,这时对流程设计的深度要求稍高,可用流程草图表示。这时的流程图版本可称为流程的可行性研究版本。

3. 初步设计阶段 初步设计是确定全厂性的设计原则、设计标准、设计方案和重大技术问题的阶段,这时对流程设计的深度要求高,可以用带控制点的工艺流程图表示。这时的流程图版本可称为流程的初步设计版本。

4. 施工图设计阶段 施工图设计是把初步设计中确定的设计原则和设计方案,根据建筑安装工程、管道电气仪表安装、设备制造的需要进一步具体化。这时对流程设计的深度要求更高,故以详细的、带控制点的工艺流程图表示。这时的流程图版本可称为流程的施工图版本。

5. 竣工图设计阶段 竣工图设计阶段是在化工制造现场施工安装完成后,完全按照现场的真实情况,为了作建设项目的投资决算所作的设计。流程设计要完全按照现场情况绘制,这时的流程图版本称为流程的竣工图版本。

第五节 工艺流程设计方法

一、工艺流程设计的任务

工艺流程设计一般包括生产工艺流程设计和试验工艺流程设计,本章主要阐述生产工艺流程设计。

车间工艺设计是整个车间设计的核心,而工艺流程设计又是车间工艺设计的中心。工艺流程设计和第六章将要讲述的车间布置设计是决定整个车间基本面貌的关键步骤。

工艺流程设计分为初步设计和施工图设计两个阶段,初步设计阶段主要是绘制带控制点的流程图和工艺操作说明;施工图设计阶段主要是绘制管道仪表流程图(PID)。工艺流程设计的任务主要在初步设计中完成,施工图设计阶段只是对初步设计按照中间审查意见进行修改。工艺流程设计的主要任务有以下几点。

1. 确定全流程的组成 全流程包括由原料制得产品和三废处理所需的单元反应和单元操作,以及它们之间的顺序和相互关系。流程的组成用工艺流程图表示,其中单元反应和单元操作表示为设备型式、大小,顺序表示为设备相邻关系和竖向位置,相互关系表示为物料流向。

2. 确定公用工程的技术规格和流向 化工工艺常常涉及的公用工程包括水、蒸汽、冷冻盐水、氮气、压缩空气以及真空等。

3. 确定生产控制方法 保持生产方法规定的操作条件和参数,使生产按照给定方法进行。流程设计要确定温度、压力、浓度、流量、流速、pH 值等检测点,选择合适的控制仪表和控制方案。

4. 确定安全技术措施 根据生产的开停车、正常运转及检修中可能存在的安全问题进行分析,并遵循国家有关规定,结合以往的经验教训,确定预防、制止事故的安全技术措施,如设置报警装置、防爆片、安全阀、放空管和事故贮槽等。

5. 编写工艺操作方法 根据工艺流程图编写生产操作说明书,阐述从原料到产品的每一个过程和步骤的具体操作方法。例如原料及中间体的规格、投料量、配比、工艺操作条件(反应温度、压力、浓度、时间等)、控制方法、异常情况的处理、产品质量规格等。

二、工艺流程图设计方法

将生产方法分解成若干单元反应和单元操作,并确定每一个单元反应和单元操作的基本操作参数(如温度、压力、浓度等)和载能介质的规格条件等原始信息。在原始信息基础上绘制工艺流程草图,即可开始物料衡算和工艺设备的设计。根据物料衡算和工艺设备设计的结果,绘制带控制点的工艺流程图。在完成工艺流程图后,车间布置和仪表自控设计随之开始。根据车间布置和仪表自控设计结果,绘制带控制点的工艺流程。

1. 基本要求 对于流程框图,采用方框和文字表示主要的工艺流程及过程,用箭头表示物

流方向。对于流程示意图,用图例表示出主要工艺设备,用箭头表示物流方向,标注主要工艺设备的位号和名称。对于流程草图,用图例表示出主要工艺设备及部分关键的辅助设备,用箭头表示物流方向,标注工艺设备的位号和名称,以图例表示出主要控制回路仪表的参数、功能、控制方法。在物流流程图中,除了流程草图中的内容外,还用表格表示出各物料流的温度、压力、流量、组分含量,在有能量变化的过程或设备旁,标出热量计算值。

带控制点的工艺流程图:用图例表示出全部工艺设备,用图例表示出工艺物料和辅助管道的流向及工艺物流管道上的阀门、异径管等有关附件,流程管道的连接位置应与配管图基本一致;以图例表示出控制回路、仪表的参数、功能、仪表位号和控制方法;标注全部设备的位号和名称;标注全部管道的管道代号、管径、材料、保温等。

2. 物料流程图 工艺流程图完成后,即可开始物料衡算,将物料衡算的结果标注在流程框图中,使之成为物流流程图。此时,工艺流程由定性转入定量。前面提到过,物料流程图包括框图和图例。每一个框表示过程名称、流程号及物料组成和数量。它的绘制是从左向右展开,分成三个纵行。左边的纵行表示加入的原料和中间体,中间一行表示工艺过程,右边一行表示副产品和三废。常常把中间一行的框绘成双线,以突出物料流的主线。图 2-2 为氯苯硝化制备硝基氯苯的物料流程图。

3. 带控制点流程图 初步设计阶段和施工图设计阶段都要提供带控制点的工艺流程图。在初步设计阶段,带控制点工艺流程图是在物料流程图的基础上,加上工艺设备设计和自控设计的结果,由工艺专业人员和自控专业人员合作进行绘制,它是车间布置设计的依据。在车间布置完成之后,有时会发现原来带控制点工艺流程图中,某些设备竖向关系不合理,这时还需要对带控制点工艺流程图进行局部修正,最后得到正式的带控制点的工艺流程图,作为初步设计的正式文件。在施工图设计阶段,根据初步设计审查意见,修改初步设计阶段的带控制点工艺流程图,并按施工的要求进一步深化,绘制施工阶段的带控制点流程图作为施工设计文件,并为管道设计提供依据。

带控制点工艺流程图由物料流程、设备一览表、图例、图签、图框组成。它应表示出全部工艺设备及其竖向关系,物料和管道及其流向,辅助管路(如水、蒸汽、压缩空气、冷冻盐水等)及其流向,阀门与管件(如疏水器、阻火器、管道过滤器、视镜、水斗等),计量—控制仪表(如压力表、液面计、温度计、浓度计)及其测量—控制点和控制方案,地面及各层厂房标高等。

关于带控制点工艺流程图的绘制,各个行业有不同的规定,目前没有统一的规定,但绘制方法和要求大同小异。现将一些工艺流程图中常用物料代号、被测变量与仪表功能代号和常用的设备图例及代号的规定分别列于表 2-1~表 2-3 中。其中物料代号,按照 GB 6567.2—1986《管路系统的图形符号 管路》中作出的规定,以介质(物料)英语名称的第一个字母大写表示;也可以化学式为代号(如硝酸用“ HNO_3 ”表示),或者国际通用的代号(如聚氯乙烯用“PVC”表示)。在工程设计中如遇到规定以外的物料时,可予以补充代号,但不得与表 2-1 中的代号相同。

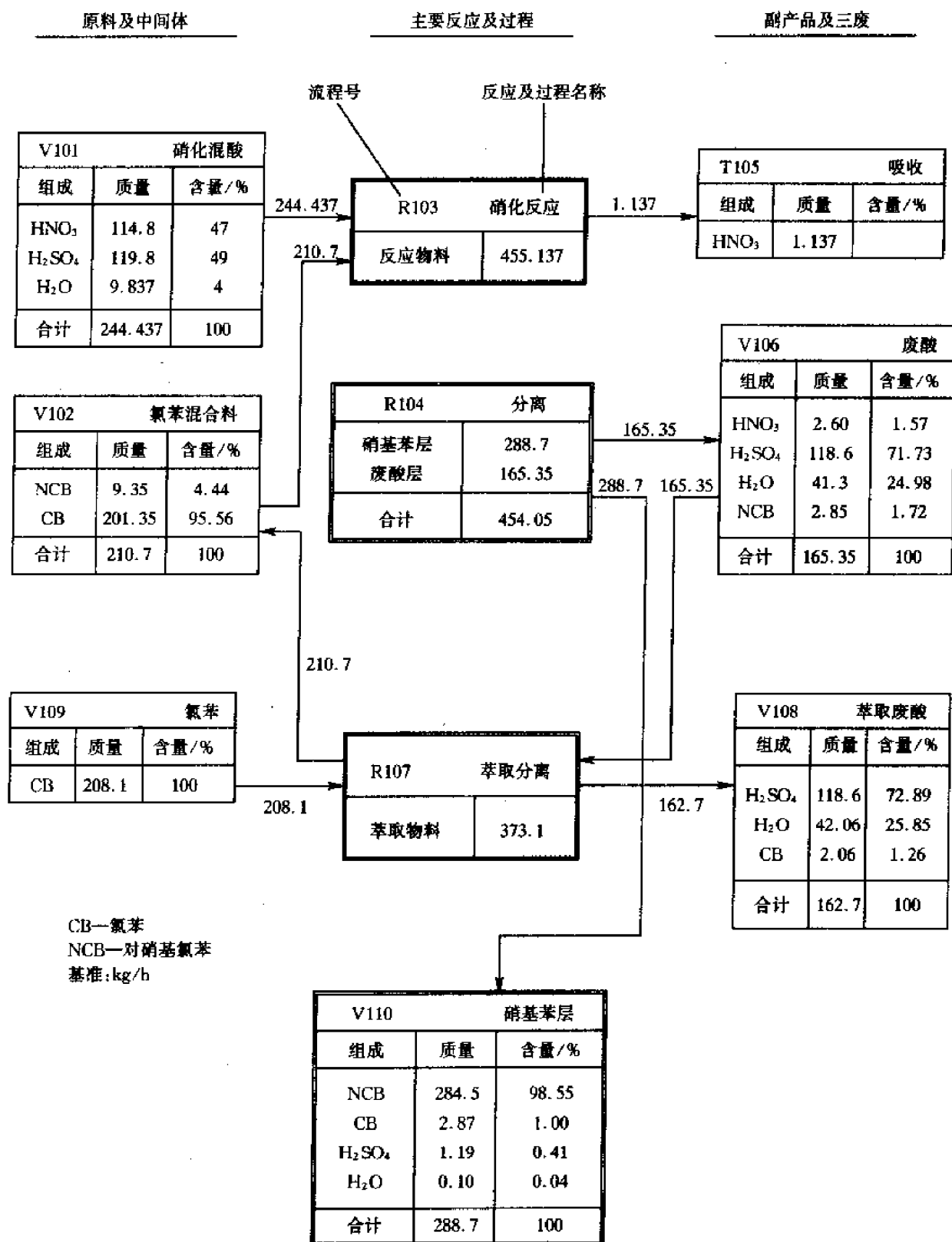


图 2-2 氯苯硝化物料流程图

表 2-1 常用物料代号规定

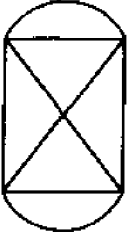

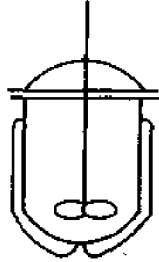
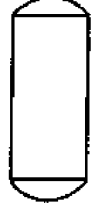

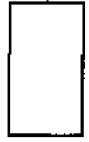


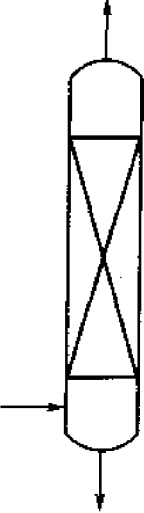
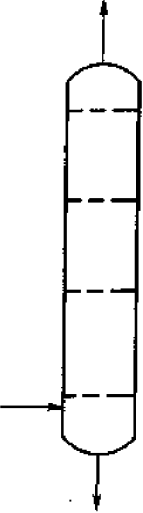
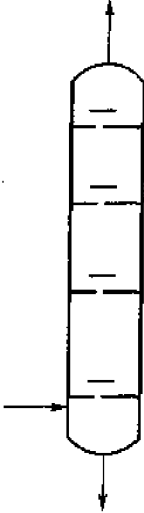




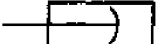
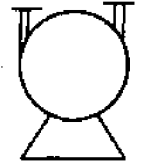
物料代号	物料名称	物料代号	物料名称	物料代号	物料名称	物料代号	物料名称
AR	空气	DW	饮用水,生活用水	L \bar{O}	润滑油	R	冷冻剂
AM	氨	F	火炬排放	LS	低压蒸汽	R \bar{O}	原料油
BD	排污	FG	燃料气	MS	中压蒸汽	RW	原水
BW	锅炉给水	F \bar{O}	燃料油	NG	天然气	SC	蒸汽冷凝水
BR	冷冻盐水(回)	FS	熔盐	NC	氮气	SL	泥浆
BS	冷冻盐水(供)	G \bar{O}	填料油	\bar{O}	氧	S \bar{O}	密封油
CA	压缩空气	HM	载热体	PS	工艺固体	SW	软水
CS	化学污水	HWR	热水(回)	PA	工艺空气	TS	伴热蒸汽
CWS	循环冷却水(供)	HWS	热水(供)	PG	工艺气体	V	放空气
CWR	循环冷却水(回)	HS	高压蒸汽	PL	工艺液体	VA	真空排放气
DR	排液、排水	IA	仪表空气	PW	工艺水		

注 为避免字母 O 与数字 0 相混淆,规定物料代号中如遇到英文字母“O”应写成“ \bar{O} ”。

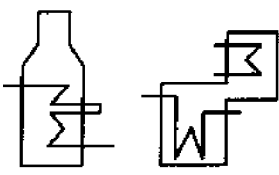
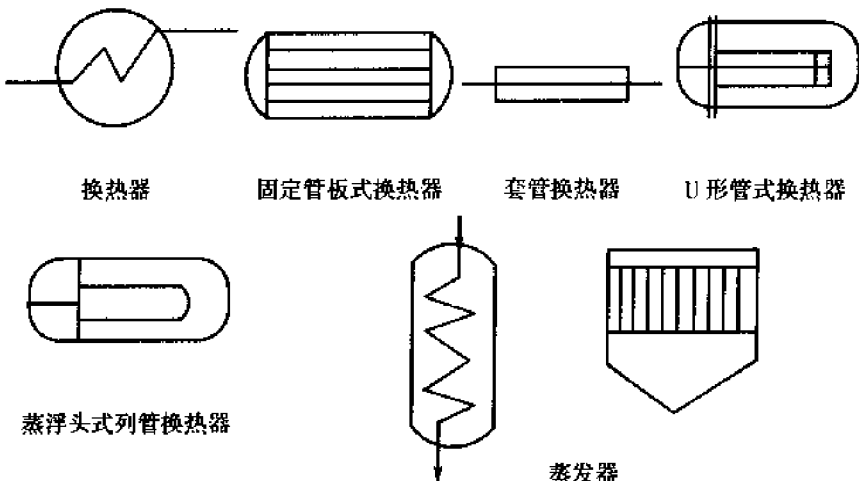
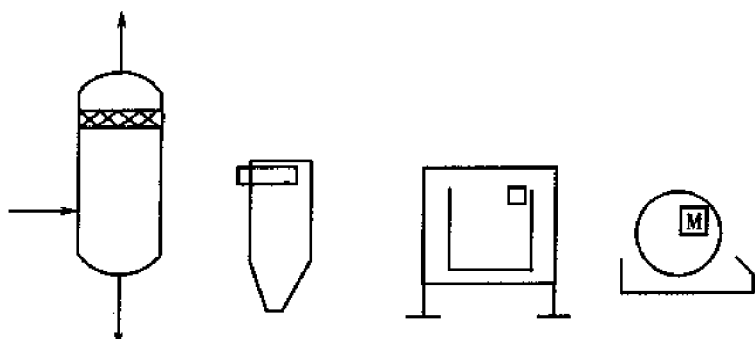
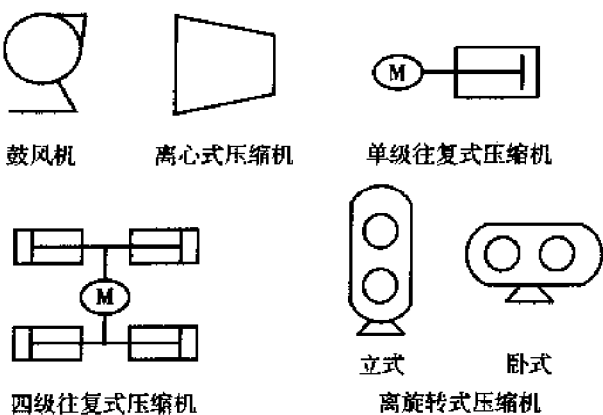
表 2-2 表示被测变量和仪表功能的字母代号

字 母	第一个字母		后续字母	字 母	第一个字母		后续字母
	被测变量或 初始变量	修饰词	功 能		被测变量或 初始变量	修饰词	功 能
A	分析		报警	O	供选用		节流孔
B	喷嘴火焰		供选用	P	压力或真空		试验点
C	电导率		控制	Q	数量或件数	积分、积算	积分、积算
D	密度	差		R	放射性		记录或打印
E	电压			S	速度或频率	安全	开关或连锁
F	流量	比(分数)		T	温度		传达(变送)
G	尺度		玻璃	U	多变量		多功能
H	手动			V	黏度		阀、挡板
I	电流		指示	W	质量或力		套管
J	功率	扫描		X	未分类		未分类
K	时间或时间程序		自动、手动操作器	Y	供选用		计算器
L	物位			Z	位置		执行器
M	水分或湿度		指示灯		湿度		
f	频率				厚度		
N	供选用		供选用				

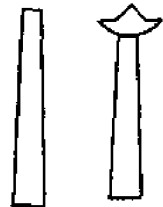
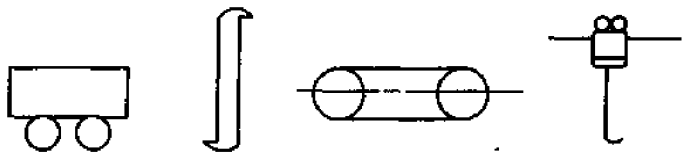
表 2-3 工艺流程中常见设备代号与图例

序号	设备类型	代号	图 例
1	反应器	R	   <p>固定床反应器 管式反应器 夹套反应釜</p>
2	容器(槽/罐)	V	     <p>立式贮槽 卧式贮槽 贮槽 立式锥形罐 湿式气柜</p>
3	塔	T	     <p>填料塔 筛板塔 浮阀塔 泡罩塔 喷射塔</p>
4	泵	P	    <p>离心泵 喷射泵 活塞泵 漩涡泵</p>

续表

序号	设备类型	代号	图 例
5	工业炉	F	 <p>圆筒炉 箱式炉</p>
6	换热器	E	 <p>换热器 固定管板式换热器 套管换热器 U形管式换热器</p> <p>蒸浮头式列管换热器 蒸发器</p>
7	分离机	S	 <p>除沫器 旋风分离器 离心机 旋转式过滤机</p>
8	鼓风机 压缩机	C	 <p>鼓风机 离心式压缩机 单级往复式压缩机</p> <p>四级往复式压缩机 立式 离旋转式压缩机 卧式 离旋转式压缩机</p>

续表

序号	设备类型	代号	图 例
9	烟图	M	 烟图 火炬
10	运输机械	W	 手推车 斗式提升机 皮带输送机 电动葫芦



(1) 设备外形、数量、大小的表示方法。设备外形应与设备实际外形或制造图上的主视图相似,用细线绘制,力求简单明了,设备上的管道接头、支脚、支架一律不表示。常见的设备图形画法如表 2-3 所示。

同一位号的设备,一台以上只需画一台,在设备的位号右下角注明总台数。如接管方法不同,则应根据需要分别画出,如有串联或是轮换使用的数台设备,在初步设计中仅画一台,但在施工图中应根据需要绘出两台或两台以上,以表示清楚。





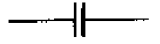















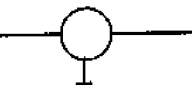


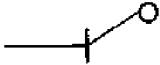
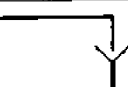
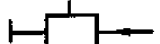
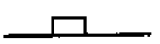



同一车间(装置)的流程采用统一比例(图上不注比例)。如遇个别设备过高、过大或过小,则酌情予以缩小或放大,但应保持相对大小及高低。楼层用两条细线表示,地面用单根细线和断面符号表示,并于左端注明标高,操作台在流程图上不表示。如有必要表示时,也可用细线表示,但不标注标高。

(2) 阀门、管件、管道的表示方法。初步设计流程图上画出主要管道、主要阀门、管件及控制点。工艺流程图的管道与附件的图例如表 2-4 所示。施工图设计的流程图应包括全部管道、阀门、管件及控制点。物料管线用粗实线表示,辅助物料用细实线表示,其他管道用中粗线,控制回路用细线表示。在带控制点工艺流程图中,有特殊控制方法的要在图中示意画出。常用管道的规定线型如图 2-3 所示。

表 2-4 工艺流程图中常见管道、阀门与附件图例

序号	名 称	符 号	序号	名 称	符 号
1	软管		2	法兰式连接	

续表

序号	名 称	符 号	序号	名 称	符 号
3	同心异径管		18	闸阀	
4	放空管		19	隔膜阀	
5	管道法兰		20	底阀	
6	管堵		21	球阀	
7	盲板		22	减压阀	
8	疏水器		23	节流阀	
9	水表		24	安全阀	
10	视镜		25	针型阀	
11	锥形过滤器		26	止回阀	
12	Y型过滤器		27	直通旋塞	
13	T型过滤器		28	蝶阀	
14	阻火器		29	浮球阀	
15	敞开排水斗		30	高压截止阀	
16	管座		31	高压球阀	
17	截止阀		32	高压止回阀	

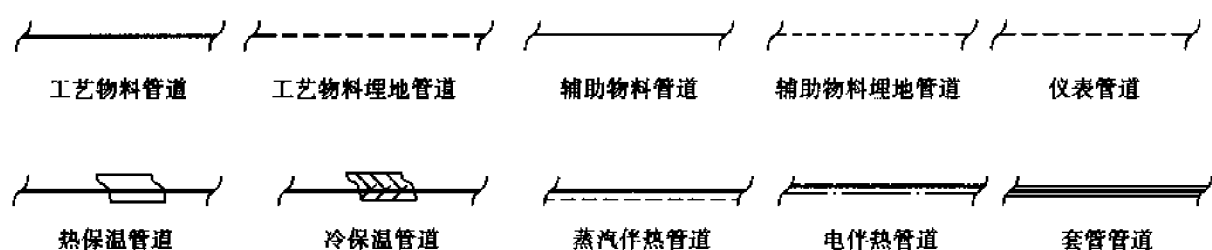


图 2-3 常用管道规定线型

初步设计流程图的管道,注明流体介质和管径,公用系统介质和物料名称用英文字母代号表示,参见表 2-1。

两根无联系的管线交错时,一根画成实线,另一根在交叉处断开,线条转弯可画成直角;流程图上的控制点、控制回路及仪表图例由自控专业设计人员加在工艺流程图上。仪表参数和功能的代号参见表 2-2,仪表控制点代号见表 2-5,调节阀的图形即仪表控制点如图 2-4 所示,它表示控制室仪表盘安装具有记录和调节功能。

表 2-5 流程图中仪表控制符号图例

序号	名 称	图 例	序号	名 称	图 例
1	变送器		9	变压计	
2	就地安装仪表		10	检测点	
3	控制室仪表盘安装仪表		11	孔板流量计	
4	就地仪表盘面安装仪表		12	文丘里管及喷嘴	
5	集中仪表盘后安装仪表		13	涡轮流量计	
6	就地仪表盘后安装仪表		14	爬式流量计	
7	集散系统数据采集		15	电磁流量计	
8	处理两个参量相同(或不同)功能的复式仪表		16	转子流量计	

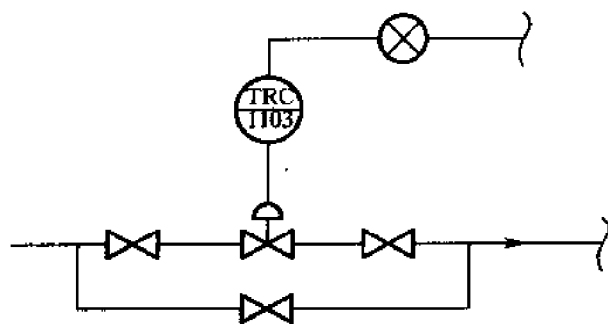
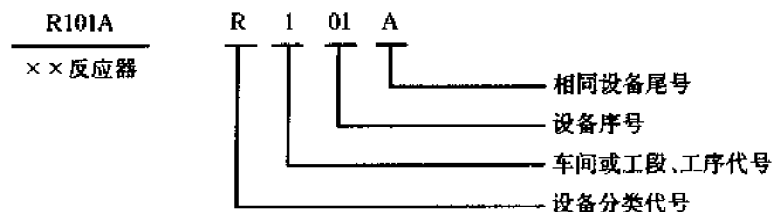


图 2-4 仪表控制点图

每根物料管道起讫点要注明来龙去脉,管道或设备直接投入物料时,也要将物料名称写出。

(3)设备位号编法:设备位号和名称注在设备图形的左下方或右上方,位置力求整齐、明显易见。位号和设备名称用粗实线分开,位号写在线的上面,下面注设备名称。如:



每套流程图第一张上要绘制图例,位置在图纸上方。

复习指导

1. 工艺路线设计是化工设计中非常重要的环节,通过工艺流程图的形式,形象反映了化工生产由原料进入到产品输出的整个生产过程,其中包括物料和能量的变化,物料的流向以及生产中经历的工艺过程和所使用的设备仪表。工艺流程图集中概括了整个生产过程的全貌。

2. 工艺路线设计与设备选型、工艺计算和设备布置等工作直接相关。只有确定工艺路线后,其他各项工作才能开展,而各个方面的变化又反过来影响工艺路线设计。因此,工艺路线设计总是最早开始,最晚结束。

3. 工艺路线设计包括生产方法和工艺路线的选择,工艺流程设计和工艺流程图绘制等内容,具体来讲:

(1)在化工生产中,为了达到加工的目的,可以采用不同方法和不同设备来完成,这就要求我们必须考虑选择一种最合理的加工方法和设备。

(2)必须根据具体情况进行分析,结合物料的特性和要求以及车间的具体情况和现有条件进行选择,确定生产流程中各个单元过程和单元操作的组合方式。

(3)工艺流程图用来表达一个工厂、车间或工序的物料流程的图样,人们阅读图纸后,可对该工艺设计的总体部分有一个大致的轮廓和印象。因此,绘制过程需要遵循设计规范。

第三章 物料衡算

第一节 概述

物料衡算是运用质量守恒定律,对生产过程或设备进行研究,计算输入或输出的物料量及组分等。物料衡算是在生产工艺流程确定以后,车间工艺设计中最先完成的一个计算项目。

一、物料衡算的目的

对于已有装置,物料衡算的目的是为了弄清原料的来龙去脉,找出生产中的薄弱环节,为改进生产、完善管理提供可靠的依据和明确方向,并可作为检查原料利用率及三废处理完善程度的一种手段。

对于新设计的装置或新的车间,物料衡算是工艺设计的基础。根据所需设计项目的年产量,通过对全过程或单元过程的物料衡算,可以计算出原料的消耗定额;可以确定各设备的输入与输出的物流量、组成,并在此基础上进行设备的选型及设计,并确定三废排放量及组成;同时物料衡算又是热量衡算的依据;根据物料衡算的结果绘出物流图,可进行管路设计及材质选择、仪表及自控设计等。

物料衡算的结果常常是作为设备的热量衡算和设备工艺设计的依据。

二、物料衡算的依据

在进行车间物料衡算前,首先要确定生产工艺流程,限定车间物料衡算的范围;收集必要的数据资料,如各种物料的名称、组成及其含量,各种物料之间的配比;对于化学反应过程,还应列出主反应和副反应方程式、主要原料的转化率、总收率以及各步收率、选择性、催化剂配比等。

物料衡算就是质量守恒定律的具体应用,即质量既不能产生也不能消灭。对于物理过程通常使用分子守恒的法则进行物料衡算;对于化学反应过程则常利用原子守恒的法则建立物料平衡方程式;对于核反应则使用中子守恒的原则,质量守恒原理此时对它不适用,这是因为核反应的能量变化比化学反应要大许多个数量级。

三、物料平衡方程

物料平衡方程式是根据质量守恒定律建立的,其表达式为:

$$\sum G_{in} \longrightarrow \boxed{\text{系统} \sum G_a} \longrightarrow \sum G_{out}$$

$$\sum G_{in} - \sum G_{out} = \sum G_a \quad (3-1)$$

式中: $\sum G_{in}$ ——进料量之和;

$\sum G_{out}$ ——出料量之和;

$\sum G_a$ ——系统内累积量之和。

对于间歇操作的设备,终点时物料全部排出,则 $\sum G_a = 0$; 对于连续操作的设备,进料和出料达到稳态时,则 $\sum G_a = 0$; 对于某些半连续操作的设备以及过程处于开车和停车的非稳态过程, $\sum G_a \neq 0$ 。

对于物理过程,在连续操作和稳态时,根据分子守恒的法则,可以得到如下的公式:

$$\sum_{i=1}^{N_s} F_i X_{ij} = 0 \quad (3-2)$$

式中: F_i ——带有正负号的物流 i 的摩尔流量,通常规定,物流 i 进入系统 F_i 为正,物流 i 离开系统 F_i 为负;

N_s ——物流的总个数;

X_{ij} ——组分 j 在物流 i 中的摩尔分率。

对于化学反应过程,可以根据化学反应方程式求算物质转化的定量关系,也可以根据原子守恒的原理,利用下述方程进行物料衡算:

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

式中: N_c ——物料 i 中的组分总数;

m_{jk} ——元素 k 在组分 j 中的原子个数。

当系统内发生相变化时,可以根据相平衡关系,计算出物质在各相间的定量关系。

四、计算基准

作物料衡算时,要选定一个计算基准。恰当地选择计算基准可以使计算简化,同时也可以缩小计算误差。在一般的化工工艺计算中,根据过程特点选择的基准大致有以下几种。

(1) 时间基准。对于间歇生产,可以用每批投料量或每天的处理量作为计算基准,即 kg/批或 kg/d; 对于连续生产,可以用 kg/d、kg/h、kg/min 的投料量作为计算基准。

(2) 质量基准。当系统介质为液固相时,选择一定质量的产物或原料作为计算基准是合适的。前者可直接求出原料消耗定额。

(3) 体积基准。适合于气体物料,取每摩尔或每千摩尔的投料量为计算基准。

(4) 干湿基准。生产中的物料,无论是气态、液态还是固态,均含有一定量的水分,因而在选用基准时就有算不算水分在内的问题。不计算水分在内的称为干基,否则称为湿基。

选用哪种计算基准是由物料衡算的目的和计算的方便来决定的。

第二节 物理过程的物料衡算

例 3-1: 用 3 种原料配酸制 1000kg 混酸, 求 3 种原料酸的用量。已知 3 种原料酸的组成: 93% H_2SO_4 、97% HNO_3 、69% 废硫酸。混酸组成: H_2SO_4 为 46%、 HNO_3 为 46%、 H_2O 为 8%。

解: 设 3 种原料用量分别为 G_1 、 G_2 、 G_3 。每个组分可以建立一个独立方程。

H_2SO_4 的平衡:

$$0.93G_1 + 0.69G_3 = 1000 \times 0.46 \quad (1)$$

HNO_3 的平衡:

$$0.97G_2 = 1000 \times 0.46 \quad (2)$$

H_2O 的平衡:

$$0.07G_1 + 0.03G_2 + 0.31G_3 = 1000 \times 0.08 \quad (3)$$

或

$$G_1 + G_2 + G_3 = 1000 \quad (3')$$

解方程组 (1)、(2)、(3) 或 (1)、(2)、(3') 得:

$$G_1 = 404\text{kg}, G_2 = 474\text{kg}, G_3 = 122\text{kg}$$

答: 93% H_2SO_4 用量为 404kg; 97% HNO_3 用量为 474kg; 69% 废硫酸用量为 122kg。

例 3-2: 用 92% 工业硫酸与 20% 发烟硫酸, 配制 1.2 吨 98% 浓硫酸, 试计算两种原料酸的用量。

解: 20% 发烟硫酸是指每 100kg 酸中含游离 SO_3 20kg、含 100% 的 H_2SO_4 80kg。

首先要统一浓度, 这里有两种浓度表示法:

(1) 20% 发烟硫酸折算成 H_2SO_4 的质量分数:

SO_3	—————→	H_2SO_4
80		98
20		X

$$X = 20 \times \frac{98}{80} = 24.5 (\text{kg})$$

所以硫酸浓度为:

$$[24.5 + (100 - 20)]\% = 104.5\%$$

(2) 20% 发烟硫酸折算成总 SO_3 质量分数:

SO_3 浓度为:

$$\left(20 + 80 \times \frac{80}{98}\right)\% = 85.3\%$$

本题采用第一种浓度表示方法, 建立代数方程。设 92% H_2SO_4 用量为 G_1 , 20% 发烟硫酸用量为 G_2 。

$$0.92G_1 + 1.045G_2 = 0.98 \times 1200 \quad (1)$$

$$G_1 + G_2 = 1200 \quad (2)$$

解得:

$$G_1 = 624(\text{kg}), G_2 = 576(\text{kg})$$

答:92% H_2SO_4 用量为 624kg;20% 发烟硫酸用量为 576kg。

第三节 化学过程的物料衡算

一、转化率、产率和选择性

对于化学反应过程,其物质的总质量虽然守恒,但对于参加反应的某一组分而言,不再守恒。对于有化学反应的物料衡算,常常用到转化率、产率和选择性等概念。

(1)转化率。对某一个反应组分而言,反应所消耗掉的原料量与投入反应的原料量之比值就称为该组分的转化率。一般以百分率表示,对于 A 组分的转化率 X_A 有:

$$X_A = \frac{\text{反应消耗 A 组分的量}}{\text{投入 A 组分的量}}$$

(2)产率。又称收率,用符号 η 表示,是指主产物的实际收得量与按投入原料量计算的理论产量之比值,也用百分比表示。

$$\eta = \frac{\text{产物实际产量}}{\text{按原料计算的理论产量}}$$

也可以折算成原料:

$$\eta = \frac{\text{产物量折算成原料量}}{\text{投入原料量}}$$

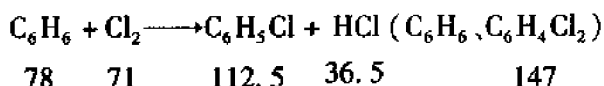
(3)选择性。是表示各种主副产物中,主产物所占的百分率,用符号 Φ 表示。

$$\Phi = \frac{\text{主产物折算成原料量}}{\text{反应掉的原料量}}$$

转化率、产率和选择性之间存在如下关系:

$$\eta = X \cdot \Phi$$

例 3-3:已知在氯苯生产中的数据:



投料苯 3765.4kg,生成氯苯 1000kg,二氯苯 41.6kg,剩余苯 3050.4kg。试计算苯的转化率、氯苯的产率和选择性。

解:设苯的转化率为 X_b ,氯苯的产率为 η_{cb} ,选择性为 Φ 。

$$X_b = \frac{3765.4 - 3050.4}{3765.4} = 19\%$$

$$\eta_{ab} = \frac{1000}{3765.4 \times \frac{112.5}{78}} = 18.4\%$$

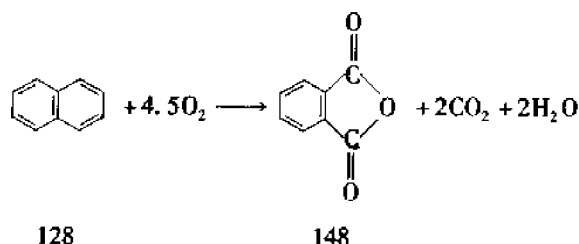
$$\Phi = \frac{0.184}{0.19} = 96.8\%$$

根据实验装置上测得的原料和产物的量及其组成的可靠数据,计算得到的转化率、产率和选择性等数据,常常作为设计工业规模反应器的依据。从生产装置上测定转化率、产率和选择性等数据,是评价这套装置实际效果的重要指标之一。

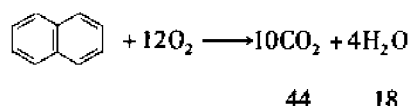
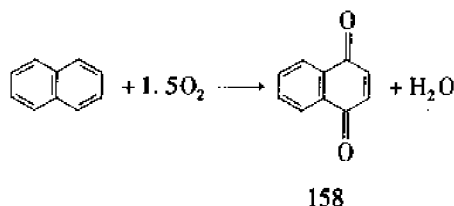
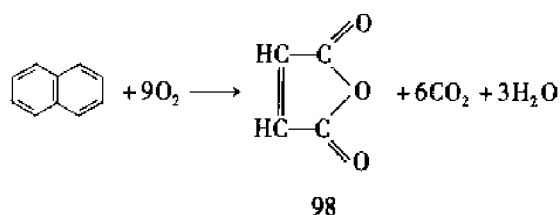
例3-4:在萘的气相催化氧化制取苯二甲酸酐(以下简称苯酐)的固定床反应器上,测得出口气体的分析数据(20℃)为:苯酐 45.68g/m³,顺丁烯二酸酐 2.2g/m³,萘醌 1.5g/m³,未反应萘 0.45g/m³,CO₂ 2.1%(体积分数)。求萘的转化率、苯酐的产率与选择性。

解:

主反应:



副反应:



20℃的1m³气体产物中各组分的含量:

苯酐:

$$\frac{45.68 \times 10^{-3}}{148} = 0.3086 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

顺丁烯二酸酐:

$$\frac{2.2 \times 10^{-3}}{98} = 0.02245 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

萘醌:

$$\frac{1.5 \times 10^{-3}}{158} = 0.0095 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

CO₂:

$$1 \times 0.021 \times \frac{273}{293 \times 22.4} = 0.874 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

萘氧化成苯酐和顺丁烯二酸酐时所生成 CO₂ 的量:

$$2 \times 0.3086 \times 10^{-3} + 6 \times 0.02245 \times 10^{-3} = 0.752 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

萘燃烧生成 CO₂ 的量:

$$0.874 \times 10^{-3} - 0.752 \times 10^{-3} = 0.122 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

萘燃烧损耗的量:

$$\frac{0.122 \times 10^{-3}}{10} = 0.0122 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

萘反应总量:

$$(0.3086 + 0.02245 + 0.0095 + 0.0122) \times 10^{-3} = 0.3528 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

未反应的萘的量:

$$\frac{0.45 \times 10^{-3}}{128} = 0.00352 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

萘的投料量:

$$(0.3528 + 0.00352) \times 10^{-3} = 0.3563 \times 10^{-3} (\text{kmol})$$

萘的转化率:

$$X = \frac{0.3528 \times 10^{-3}}{0.3563 \times 10^{-3}} = 0.99$$

苯酐的产率:

$$\eta_1 = \frac{0.3086 \times 10^{-3}}{0.3563 \times 10^{-3}} = 0.866$$

苯酐选择性:

$$\Phi = \frac{0.3086 \times 10^{-3}}{0.3528 \times 10^{-3}} = 0.875$$

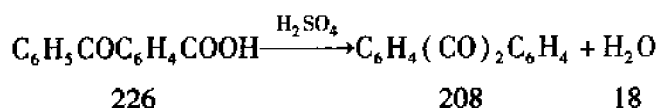
萘的燃烧率:

$$\frac{0.0122 \times 10^{-3}}{0.3528 \times 10^{-3}} = 0.035$$

计算结果表明苯酐的产率比较低,萘的燃烧率比较高,可能由于床层内温度分布不均匀所致。

例 3-5: 苯甲酰苯甲酸 (BB 酸) 脱水缩合制蒽醌, 要求控制反应终点时硫酸浓度为 93.5%。每批投料工业 BB 酸 400kg, 含水 10%, 干品含纯 BB 酸 97%, 缩合剂硫酸的浓度为 97.8%, 求浓硫酸用量。已知缩合反应的转化率为 99%。

解: 反应式:



400kg 工业 BB 酸中含纯 BB 酸:

$$400 \times 0.9 \times 0.97 = 349.2 (\text{kg})$$

含水:

$$400 \times 0.1 = 40 (\text{kg})$$

含杂质:

$$400 \times 0.9 \times 0.03 = 10.8 (\text{kg})$$

反应生成蒽醌:

$$349.2 \times 0.99 \times \frac{208}{226} = 318.2 (\text{kg})$$

反应生成水:

$$349.2 \times 0.99 \times \frac{18}{226} = 27.5 (\text{kg})$$

未反应 BB 酸:

$$349.2 \times 0.01 = 3.5 (\text{kg})$$

设 97.8% H_2SO_4 用量为 X 。

反应后废酸总量:

$$X + 40 + 27.5 = X + 67.5 (\text{kg})$$

反应后废酸浓度:

$$\frac{0.978X}{X + 67.5} = 0.935 (\text{kg})$$

解得:

$$X = 1468 (\text{kg})$$

废酸质量:

$$1468 + 67.5 = 1535.5 (\text{kg})$$

表 3-1 为每批投料物料平衡表。

表 3-1 每批投料物料平衡表

输 入				输 出			
名 称	质量/kg	组成/%	纯质量/kg	名 称	质量/kg	组成/%	纯质量/kg
工业 BB 酸	400	BB 酸 87.3	349.2	粗蒽醌	332.5	蒽醌 95.6	318.2
		H_2O 10.0	40			BB 酸 1.1	3.5
		杂质 2.7	10.8			杂质 3.3	11.0
浓硫酸	1468	H_2SO_4 97.8	1435.7	废酸	1535.5	H_2SO_4 93.5	1435.7
		H_2O 2.2	32.3			H_2O 6.5	99.8
合 计	1868		1868	合 计	1868		1868

含二硝基蒽醌为 0.23Y,折合成蒽醌为:

$$0.23Y \times \frac{208}{298} = 0.1605Y(\text{kg})$$

合计:

$$0.02Y + 0.1605Y + 0.617Y = 318.2(\text{kg})$$

解得:

$$Y = 399(\text{kg})$$

含蒽醌量:

$$399 \times 0.02 = 7.98(\text{kg})$$

含一硝基蒽醌:

$$399 \times 0.75 = 299.3(\text{kg})$$

含二硝基蒽醌:

$$399 \times 0.23 = 91.8(\text{kg})$$

反应 HNO_3 量:

$$299.3 \times \frac{63}{253} + 91.8 \times 2 \times \frac{63}{298} = 113.3(\text{kg})$$

未反应 HNO_3 :

$$433 - 113.3 = 319.7(\text{kg})$$

反应生成水:

$$113.3 \times \frac{18}{63} = 32.4(\text{kg})$$

废酸中含水量:

$$32.4 + 348 + 444 \times 0.025 = 391.5(\text{kg})$$

含硫酸:

$$1468 \times 0.978 = 1435.7(\text{kg})$$

含硝酸为 319.7kg,废酸总量为 2147.7kg。

表 3-2 为硝化过程的物料平衡表。

例 3-7:氯苯连续硝化制取邻硝基氯苯、对硝基氯苯,采用串联锅式反应器,流程示意图如图 3-1 所示。

已知每小时进混酸 0.250m^3 (密度 $1.74\text{g}/\text{cm}^3$, 含 HNO_3 47%, H_2SO_4 49%), 氯苯混合料 0.346m^3 (密度 $1.14\text{g}/\text{cm}^3$, 含氯苯 92%, 硝基氯苯 8%), 第一硝化器出口废酸层中含 HNO_3 3%, 第二硝化器废酸层中含 HNO_3 1%。忽略硝酸分解损耗及二硝化反应。求:硝化反应总的转化率以及第一、第二硝化器内的转化率。硝化产物硝基物层的组成及其质量。废酸生成总量及其组成。作物料平衡表。

解:反应式:

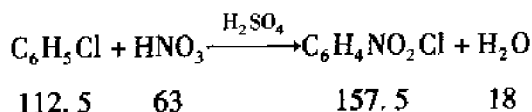


表 3-2 硝化过程的物料平衡表(基准:每批操作)

输 入				输 出			
名 称	质量/kg	组成/%	纯质量/kg	名 称	质量/kg	组成/%	纯质量/kg
粗萘酚	332.5	萘酚 95.6 BB 酸 1.1 杂质 3.3	318.2 3.5 11.0	硝基物	399	一硝基萘酚 75 二硝基萘酚 23 萘酚 2	299.3 91.8 7.98
稀释酸	1783.5	H ₂ SO ₄ 80.5 H ₂ O 19.5	1435.7 348	硝化酸	2147.7	H ₂ SO ₄ 66.8 HNO ₃ 14.9 H ₂ O 18.3	1435.7 319.7 391.5
浓硝酸	444	HNO ₃ 97.5 H ₂ O 2.5	433 11	杂质	14.3	BB 酸等	14.3
合 计	2560		2560	合 计	2560		2560

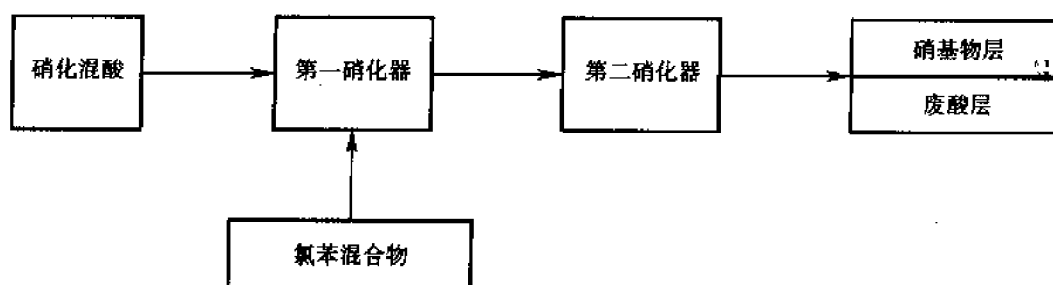


图 3-1 制备流程图

(1)以每小时为基准,计算各项物料输入量。

混酸重:

$$250 \times 1.74 = 435(\text{kg})$$

其中含HNO₃:

$$435 \times 0.47 = 204.5(\text{kg})$$

H₂SO₄:

$$435 \times 0.49 = 213.2(\text{kg})$$

H₂O:

$$435 \times 0.04 = 17.4(\text{kg})$$

氯苯混合料重:

$$346 \times 1.14 = 394.4(\text{kg})$$

其中含C₆H₅Cl:

$$346 \times 0.92 \times 1.14 = 362.9(\text{kg})$$

C₆H₄NO₂Cl:

$$346 \times 0.08 \times 1.14 = 31.6(\text{kg})$$

(2) 计算反应硝酸量及废酸组成。

令 G = 反应硝酸质量(kg), G' = 硝化废酸生成量(kg)。

按 HNO_3 的平衡:

$$204.5 = G + 0.01G' \quad (1)$$

废酸总量:

$$G' = 435 - G + G \times \frac{18}{63} \quad (2)$$

解式(1)、式(2)得:

$$G = 201.6(\text{kg}), G' = 291(\text{kg})$$

反应生成 H_2O :

$$201.6 \times \frac{18}{63} = 57.6(\text{kg})$$

硝化废酸中含 H_2O :

$$17.4 + 57.6 = 75(\text{kg}) \quad 28\%$$

含 HNO_3 :

$$291 \times 0.01 = 2.9(\text{kg}) \quad 1.0\%$$

含 H_2SO_4 :

$$213.2\text{kg} \quad 73.2\%$$

合计:

$$291.1\text{kg} \quad 100\%$$

(3) 计算硝基物层组成及质量。

反应掉的 $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ 量:

$$201.6 \times \frac{112.5}{63} = 360(\text{kg})$$

未反应的 $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ 量:

$$362.9 - 360 = 2.9(\text{kg})$$

反应生成 $\text{C}_6\text{H}_4\text{NO}_2\text{Cl}$:

$$201.6 \times \frac{157.5}{63} = 504(\text{kg})$$

输出 $\text{C}_6\text{H}_4\text{NO}_2\text{Cl}$:

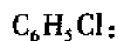
$$504 + 31.6 = 535.6(\text{kg})$$

输出硝基物层总量:

$$535.6 + 2.9 = 538.5(\text{kg})$$

其中含 $\text{C}_6\text{H}_4\text{NO}_2\text{Cl}$:

$$\frac{535.6}{538.5} = 99.44\%$$



$$\frac{2.9}{538.5} = 0.54\%$$

(4) 物料平衡表(表 3-3)。

表 3-3 物料平衡表

输 入				输 出			
名 称	质量/kg	组成/%	纯质量/kg	名 称	质量/kg	组成/%	纯质量/kg
混酸	435	HNO ₃ 47	204.5	废酸	291	HNO ₃ 1	2.9
		H ₂ SO ₄ 49	213.2			H ₂ SO ₄ 73.2	213.2
		H ₂ O 4	17.4			H ₂ O 25.8	75
氯苯 混合料	394.4	C ₆ H ₅ Cl 92	362.9	硝基物层	538.5	C ₆ H ₅ Cl 0.54	2.9
		C ₆ H ₄ NO ₂ Cl 8	31.6			C ₆ H ₄ NO ₂ Cl 99.44	535.6
合 计	829		829	合 计	829		829

(5) 反应转化率的计算。

氯苯总的转化率:

$$\frac{360}{362.9} = 99.2\%$$

令第一硝化器内反应硝酸量为 G_1 , 废酸生成量为 G'_1 , 则得平衡式:

$$204.5 = G_1 + 0.03 G'_1 \quad (3)$$

$$G'_1 = 435 - G_1 + G'_1 \times \frac{18}{63} \quad (4)$$

解式(3)、式(4)得:

$$G_1 = 195.2 \text{ kg}, G'_1 = 309.7 \text{ kg}$$

第一硝化器内 C₆H₅Cl 反应量:

$$195.6 \times \frac{112.5}{63} = 349 (\text{kg})$$

第一硝化器内 C₆H₅Cl 转化率:

$$\frac{349}{362.5} = 96.3\%$$

第二硝化器内 C₆H₅Cl 转化率:

$$99.2\% - 96.3\% = 2.9\%$$

二、原子衡算

在化学反应过程中,依据原子守恒进行物料计算是物料衡算中一个重要类型,主要用于裂解、燃烧、制氢、缩合和聚合等过程。这些过程的特点是化学反应复杂,生成物的组分多,当化学

元素的种类不多,原子衡算时,不必写出主、副反应式。

例 3-8:用两个串联的反应器制造氢气,简图如图 3-2 所示。

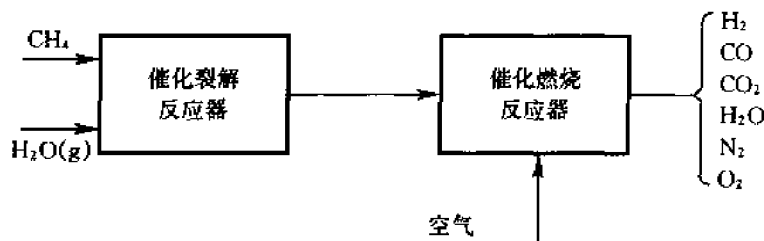
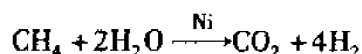
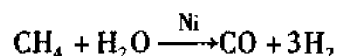


图 3-2 制氢气简图

含甲烷为主的天然气和水蒸气在裂解反应器中产生 H_2 , 其反应式:



热裂解出来的全部产物进入催化燃烧反应器,这里剩余的 CH_4 与 O_2 反应。从燃烧反应器出来的产物根据水煤气转换反应达到了平衡。

已知天然气进料 800mol/h 、水蒸气 2500mol/h 、空气: O_2 266mol/h 、 N_2 1000mol/h ,平衡常数 $K_p \approx 0.607$,催化燃烧温度 926.7°C 。

解:

(1)假设 x 、 y 、 z 、 w 分别代表 H_2 、 CO 、 CO_2 和 H_2O 的摩尔流量。

(2)列出数据(表 3-4)。

表 3-4 数据列表

单位: mol/h

名 称	输 入	输 出	备 注
CH_4	800		燃烧尽
H_2O	2500	w	
O_2	266		燃烧尽
N_2	1000	1000	不变
H_2		x	
CO		y	
CO_2		z	

(3)列出平衡方程。

C:

$$800 = y + z \quad (1)$$

H:

$$4 \times 800 + 2 \times 2500 = 2x + 2w \quad (2)$$

O:

$$2 \times 266 + 2500 = y + 2z + w \quad (3)$$

$$K_p = \frac{x \cdot z}{y \cdot w} = 0.607 \quad (4)$$

联立求解可变成 z 的函数:

$$x = z + 1868$$

$$y = 800 - z$$

$$w = 2232 - z$$

$$\frac{z(z + 1868)}{(880 - z)(2232 - z)} = 0.607$$

最后变成一元二次方程:

$$292z^2 + 3708.4z - 1083.9 = 0$$

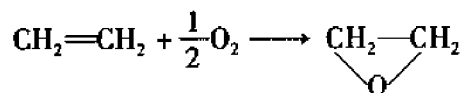
解得 $z = 284 \text{ mol/h}$, $y = 516 \text{ mol/h}$, $w = 1948 \text{ mol/h}$, $x = 2152 \text{ mol/h}$ 。

三、以结点作衡算

在化工生产中经常遇到带循环的物料,这些物料有的是副产物,有的是未反应的原料,为了降低成本和减少环境污染,将它们循环到进料物流或者中间过程物流内。

对于带有循环物流的衡算,可以用迭代法借助于计算机进行计算,这将在下一节详述。另一种较简单的方法是结点法,它要求较多的数据,例如对乙烯氧化制环氧乙烷的过程进行衡算。

反应式:



工艺流程简图(图 3-3):

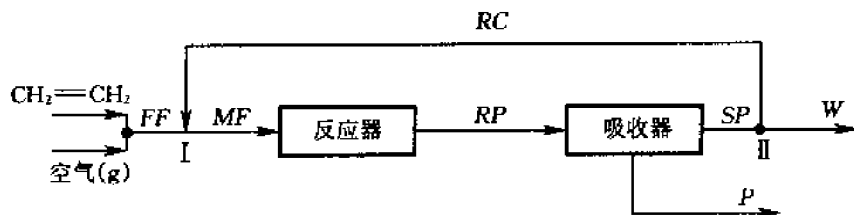


图 3-3 工艺流程图

已知:在新鲜原料中(FF)乙烯:空气 = 1:10(摩尔比),乙烯氧化成环氧乙烷的单程转化率:

$\frac{MF - RP}{MF} = 55\%$, 式中 MF 为混合物料, RP 为反应器产品, 包括产品和未反应的物料, 如果离开

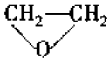
吸收器的气体(SP)有 65% 循环到反应器, 那么总转化率是多少? 排除气体(排气) W 的组成是

什么? (RC 为循环物料, 此处包括乙烯、 O_2 、 N_2 , P 为产物)

解:

(1) 取 10mol 乙烯为计算基准, 令混合料(MF)中含乙烯为 E , 将各种数据列入输入输出表中(表 3-5)。

表 3-5 输入输出表

项 目	FF	MF	RP	SP	RC	W
1 N_2	79					79
2 O_2	21	Y	$Y-3.89$	$Y-3.89$	$0.65 \times (Y-3.89)$	$0.35 \times (Y-3.89)$
3 $CH_2=CH_2$	10	E	$0.45E$	$0.45E$	$0.65 \times 0.45E$	$0.35 \times 0.45E$
4 	—		$0.55E$			

(2) 看表 3-5 的第 3 行, 在结点 I 对乙烯作物料衡算:

$$FF + RC = MF$$

$$10 + 0.65 \times 0.45E = E$$

$$E = 14.13 \text{ mol}$$

环氧乙烷的生成量为:

$$0.55E = 0.55 \times 14.13 = 7.77 (\text{mol})$$

总转化率:

$$X_{oc} = \frac{MF - RP}{FF} = \frac{14.13 - 0.45 \times 14.13}{10} = 77.7\%$$

(3) 求排出气体 W 的组成, 令混合料(MF)中氧气量为 Y , 依据反应式求出生成环氧乙烷所消耗 O_2 的量 X 。

$$X = 0.5 \times 7.77 = 3.89 (\text{mol})$$

表 3-5 中的第二行, 在结点 I 对氧气进行衡算, 则:

$$MF = FF + RC$$

$$Y = 21 + 0.65(Y - 3.89)$$

$$Y = 52.78 (\text{mol})$$

将 E 和 Y 值带入 W 列, 得到排气 W 的组成(表 3-6)。

表 3-6 W 的组成

排 气 组 成	摩 尔 数	质量分数/%
N_2	79	80.3
O_2	17.11	17.4
$CH_2=CH_2$	2.23	2.3

第四节 车间或装置的物料衡算

一、概述

当设计一个新车间或一套新装置时,需要作出整个车间或一套装置的物料衡算。有时为了查明现有生产车间的物料损耗情况,也需作出全面的物料衡算。

作整个车间(装置)的物料衡算时,如果涉及多种反应组分,或者有物料循环时,其物料衡算比较复杂,前后各工序互相牵制,有时不得不进行反复的计算,但如果能够建立物料平衡的数学模型模拟方程组,则可以方便地用计算机求解,见例3-11。

作车间的物料衡算时,常常需要运用车间产率、各工段或工序的阶段产率这些概念。车间产率是表示车间成品的产量与基本原料消耗量之间的关系:

$$\text{车间产率} = \frac{\text{成品产量折算为原料量}}{\text{原料消耗量}} \times 100\% \quad (3-4)$$

阶段产率则表示某一个工段或工序的产品或半成品输出量,折算为输入物料量,与实际输入物料量之间的比例关系:

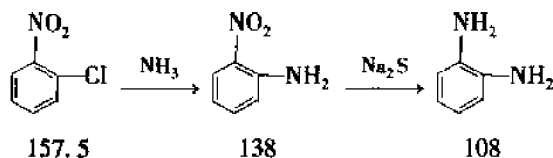
$$\text{阶段产率} = \frac{\text{阶段产品或半成品输出量折算为输入物料量}}{\text{输入物料量}} \times 100\% \quad (3-5)$$

如用 η 表示车间产率, $\eta_1, \eta_2, \dots, \eta_n$ 表示各工段或工序的阶段产率(以百分率表示),则有如下关系:

$$\eta = \eta_1 \times \eta_2 \times \dots \times \eta_n \quad (3-6)$$

例3-9:邻硝基氯苯经氨化与硫化碱还原生产邻苯二胺。已知工业邻硝基氯苯(纯度98%)的消耗定额为1800kg/t 纯品邻苯二胺,氨化工段产率为95%。求车间总产率及还原工段产率。

解:反应式:



$$\text{车间产率} = \frac{1000 \times \frac{157.5}{108}}{1800 \times 0.98} \times 100\% = 83\%$$

$$\text{还原工段产率} = \frac{0.83}{0.95} \times 100\% = 87.4\%$$

二、车间或装置的物料衡算的一般程序

车间或装置的物料衡算一般可按下列程序进行。

- (1) 按生产工艺流程做出物料流程示意图(参见图2-2)。
- (2) 根据车间年生产量及年工作日(或年工作小时)以及车间产率确定每天投料量(或每小

时投料量)。

(3) 按物料流程示意图, 进行各工序的物料衡算。

(4) 将物料衡算结果做成物料平衡图。

车间的年工作日一般按 365d 扣除车间每年需要检修的天数来确定。目前染料及中间体车间的年工作日一般取 300d, 对稳定的连续化生产, 年工作日可取得高一些, 例如 330d。当腐蚀情况严重或对生产技术掌握不够成熟时, 年工作日可取得低一些, 例如 250d。也有采用年工作小时为设计计算根据的。例如 7000h 或 8000h。

当用一套装置进行多种生产时, 可按各个品种的年产量来分配各个品种的年工作日。

例 3-10: 某车间生产分散蓝 S-BGL 和分散蓝 2BLN, 设计年产量分别为 240t 与 200t 商品染料(助剂与原染料之比 2:1), 其合成路线如图 3-4 所示。

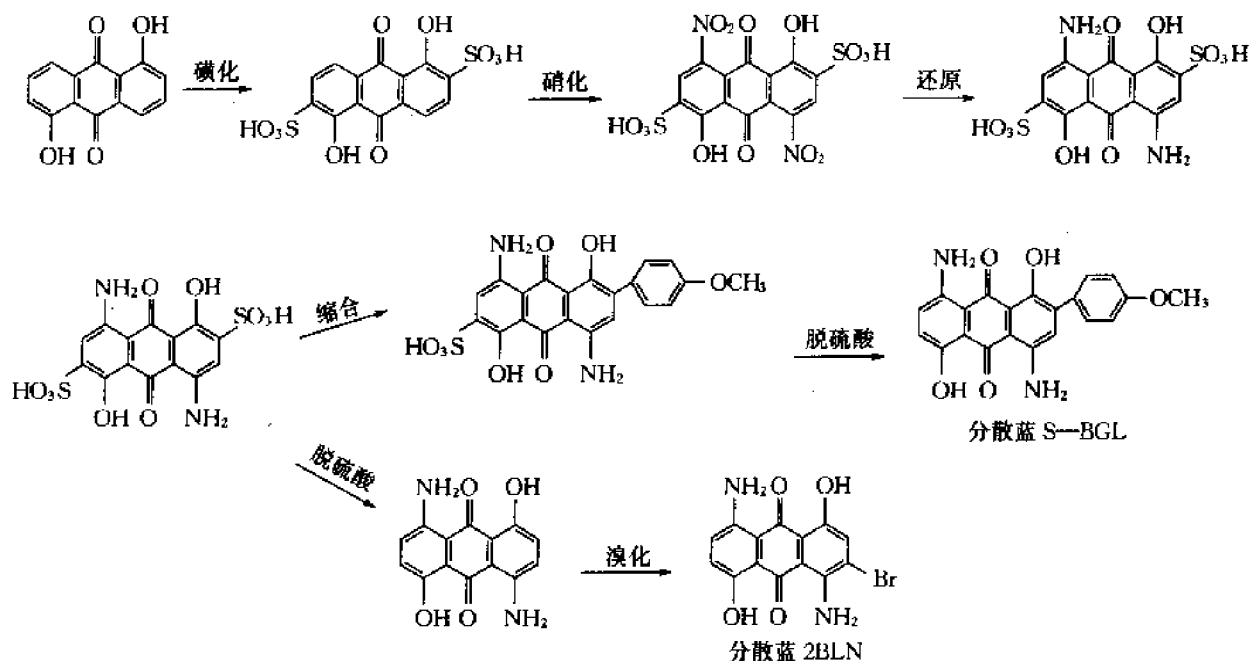


图 3-4 两个蓝色分散染料合成路线

已知由四钠盐到分散蓝 S-BGL 的阶段产率为 80%, 到分散蓝 2BLN 的产率为 77.5%。

根据工艺流程的特点, 可以用一套设备生产两个品种, 试确定每个品种的年生产日各为多少?

解: 分散蓝 S-BGL 商品染料 240t/a, 折合成原染料:

$$\frac{240}{3} = 80 (\text{t/a})$$

分散蓝 2BLN 商品染料 200t/a, 折合成原染料:

$$\frac{200}{3} = 66.7 (\text{t/a})$$

生产分散蓝 S-BGL 需用四钠盐量为:

$$\frac{80 \times 518}{376} \times \frac{1}{0.80} = 138 (\text{t})$$

生产分散蓝 2BLN 需用四钠盐量为:

$$\frac{66.7 \times 518}{349} \times \frac{1}{0.775} = 127.7(\text{t})$$

四钠盐总需要量:

$$138 + 127.7 = 265.7(\text{t/d})$$

分散蓝 S—BGL 的年生产日:

$$\frac{138}{0.885} = 156(\text{d})$$

分散蓝 2BLN 的年生产日:

$$\frac{127.7}{0.885} = 144(\text{d})$$

三、物料衡算的数学模拟法

这里所讲的数学模拟法,是指由物料平衡方程和各种约束式等构成的代数方程组来描述化工过程中各物料流的流量和组成之间的关系,然后确定求解方程组的方法,编制计算程序,最后上机计算,打印出结果。

此处介绍两种数学模型法进行化工过程的物料衡算的方法:联立方程法和单元模块法,下面举例说明。

例 3-11:氯苯连续硝化生产邻硝基氯苯、对硝基氯苯车间的硝化及废酸萃取两个工序的物料流程如图 3-5 所示。

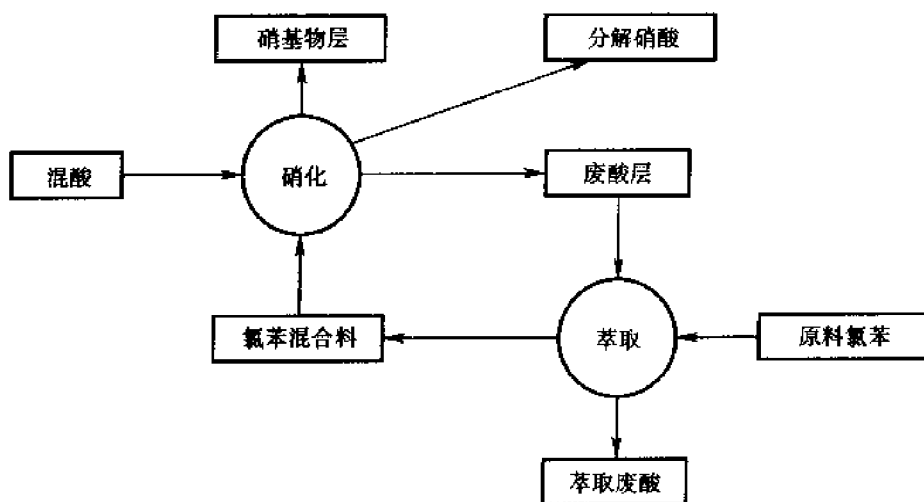


图 3-5 物料流程示意图

已知下列数据:混酸组成为 HNO_3 47%、 H_2SO_4 49%、 H_2O 4%;氯苯实际投料量为 208kg/h (纯度按 100% 计);硝化废酸中含 $\text{HNO}_3 < 1.6\%$;萃取后废酸中含 HNO_3 接近于 0;硝基物中含氯苯 1%。

硝化废酸带有硝基氯苯为硝化输出硝基氯苯量的 1%, HNO_3 分解损耗占投料 HNO_3 的

1%, H_2SO_4 损耗(有机层中带出)占投料 H_2SO_4 的 1%, 氯苯损耗(废酸中带出)占投料氯苯的 1%。使用数学模拟法作硝化与萃取两工序的物料衡算, 并将计算结果画成物料平衡图或打印出来。

分两步进行计算, 第一步暂不考虑各项物料损耗, 考虑硝化与萃取过程中发生的硝化反应, 并作出两者的物料衡算。第二步考虑各项损耗, 作出完全的物料衡算, 用两种方法求解。

解 I: 采用联立方程法, 其步骤如下。

(1) 将第一步物料衡算中各项物料的质量流量(kg/h)用下述变量表示(表 3-7)。

表 3-7 用变量表示各项物料的质量流量

物料名称代号 组分名称代号	混酸 G_1	原料氯苯 G_2	氯苯混合料 G_3	硝基物层 G_4	废酸层 G_5	萃取废酸 G_6
HNO_3	N_1	—	—	—	N_5	N_6
H_2SO_4	S_1	—	—	—	S_5	S_6
H_2O	W_1	—	—	—	W_5	W_6
$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	—	C_2	C_3	C_4	—	—
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2\text{Cl}$	—	—	P_3	P_4	—	—

为清楚起见, 画出如图 3-6 所示的物料平衡图。

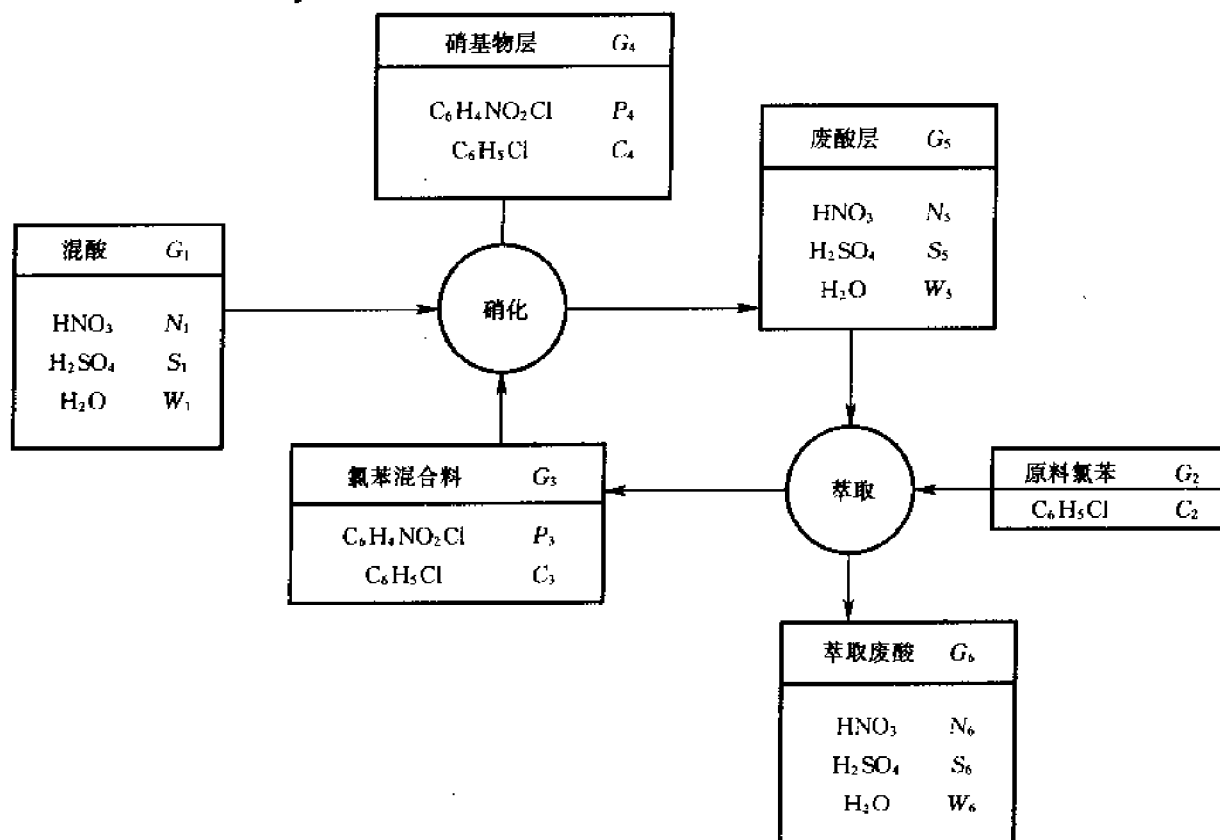
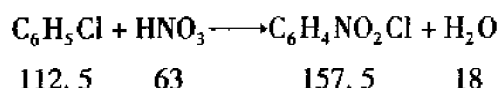


图 3-6 物料平衡图(忽略损耗)

(2) 化学反应式:



(3) 物料平衡模拟方程式(表3-8)。

表3-8 物料平衡模拟方程式

设备	物料平衡	输入-输出-反应量=0	方程编号
硝化器	HNO ₃	$N_1 - (C_3 - C_4) \times \frac{63}{112.5} - N_5 = 0$	(1)
	H ₂ SO ₄	$S_1 - S_5 = 0$	(2)
	C ₆ H ₅ Cl	$C_3 - C_4 - (P_4 - P_3) \times \frac{112.5}{157.5} = 0$	(3)
	总物料	$G_1 + G_3 - G_4 - G_5 = 0$	(4)
萃取器	HNO ₃	$N_5 - P_3 \times \frac{63}{157.5} - N_6 = 0$	(5)
	H ₂ SO ₄	$S_5 - S_6 = 0$	(6)
	C ₆ H ₅ Cl	$C_2 - C_3 - (N_5 - N_6) \times \frac{112.5}{63} = 0$	(7)
	H ₂ O	$W_5 + N_6 \times \frac{18}{63} - W_6 = 0$	(8)
	废酸	$W_5 + N_5 + S_5 - G_6 = 0$	(9)

(4) 解方程。

已知条件: $N_1 = 0.47G_1$, $S_1 = 0.49G_1$, $W_1 = 0.04G_1$, $N_5 = 0.016G_5$, $N_6 = 0$, $C_2 = 208 \times (1 - 0.01) = 206$, $G_4 = C_4 + P_4$, $C_4 = \frac{P_4}{99} = 0.0101P_4$, $G_3 = C_3 + P_3$ 。

将已知条件代入方程组,简化后得:

$$0.47G_1 - 0.016G_5 - 0.56C_3 + 0.00566P_4 = 0$$

$$0.49G_1 - S_5 = 0$$

$$C_3 + 0.714P_3 - 0.724P_4 = 0$$

$$G_1 - 0.96G_5 + C_3 - 1.01P_4 = 0$$

$$0.016G_5 - 0.4P_3 = 0$$

$$S_5 - S_6 = 0$$

$$0.0286G_5 + C_3 = 206$$

$$0.00457G_5 + W_5 - W_6 = 0$$

$$0.49G_1 - 0.984G_6 + W_6 = 0$$

方程式(1)~(9)中提出简单方程(2)与(6),将剩余7个方程式排矩阵(表3-9)。

表 3-9 数据矩阵

G_1	G_3	C_3	P_3	P_4	W_5	W_6	R
0.47	-0.016	-0.56	0	0.0056	0	0	0
0	0	1	0.714	-0.724	0	0	0
1	-0.96	1	0	-1.01	0	0	0
0	0.016	0	-0.4	0	0	0	0
0	0.0286	1	0	0	0	0	206
0	0.00457	0	0	0	1	-1	0
0.49	-0.984	0	0	0	1	0	0

使用高斯消去法解矩阵, 得: $G_1 = 242.051$, $G_3 = 163.5$, $C_3 = 201.328$, $P_3 = 6.521$, $P_4 = 284.521$, $W_5 = 41.5$, $W_6 = 42.246$ 。

将解得结果代入已知条件式及方程式(2)与(6)中, 求得其余的解:

$$N_1 = 0.47G_1 = 113.747$$

$$S_1 = S_5 = S_6 = 0.49G_1 = 118.587$$

$$W_1 = 0.049G_1 = 9.681$$

$$N_3 = 0.016G_3 = 2.600$$

$$C_2 = 0.0101P_4 = 2.874$$

$$G_3 = C_3 + P_3 = 207.852$$

$$G_4 = C_4 + P_4 = 287.395$$

$$G_6 = S_6 + W_6 = 160.643$$

(5) 求损耗量。按规定的条件求算各项损耗量:

硝酸分解损耗:

$$N'_1 = 0.01N_1 = 1.137$$

硝基物层带出 H_2SO_4 :

$$S'_1 = 0.01S_1 = 1.186$$

硝基物层带出水:

$$W'_1 = 0.01W_1 = 0.0968$$

混酸损耗:

$$G'_1 = 0.01G_1 = 1.186$$

实际投料混酸:

$$G'_1 + G_1 = 244.35$$

硝基物层总量:

$$G_4 + S'_1 + W'_1 = 288.678$$

萃取废酸中带出氯苯:

$$C'_2 = 0.01C_2 = 2.060$$

实际投料氯苯:

$$C_2 + C'_2 = 208.06$$

萃取废酸总量:

$$G_6 + C'_2 = 162.703$$

硝化废酸中含硝基氯苯:

$$P'_4 = 0.01P_4 = 2.845$$

硝化废酸总量:

$$G_5 + P'_4 = 165.346$$

混合料中含硝基氯苯量:

$$P_3 + P'_4 = 9.345$$

混合料总量:

$$P_3 + P'_4 + C_3 = 210.697$$

将计算结果汇总成物料平衡图(取4位有效数)(图3-7)。

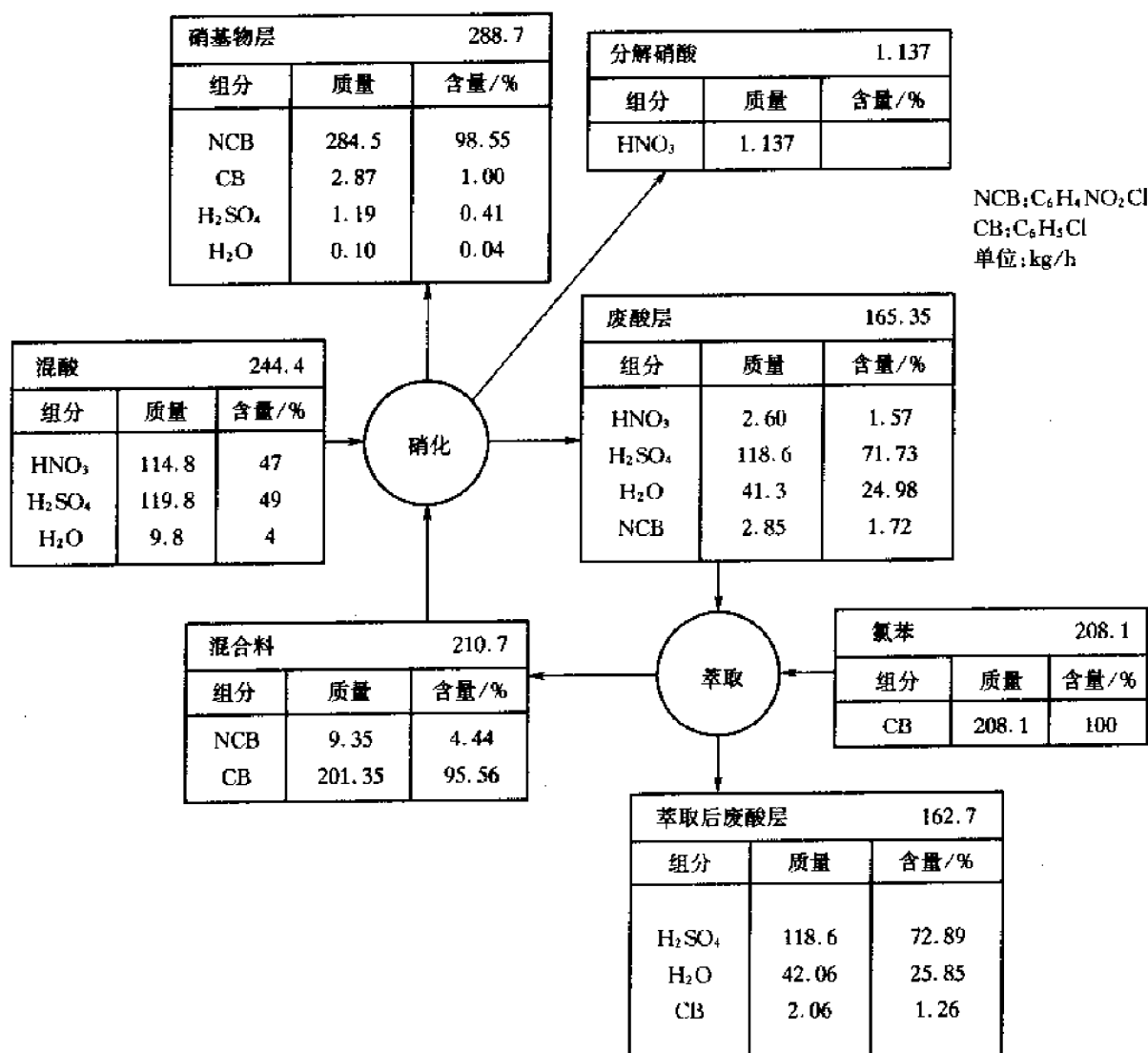


图3-7 物料平衡图

解Ⅱ:采用单元模块法,其步骤如下:

(1)物流图(图3-8)。

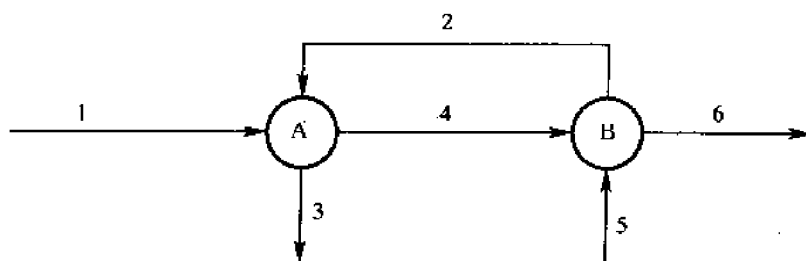


图 3-8 物流图

(2)单元、物流、组分及相对分子质量编号。

①单元编号:

A	硝化
B	萃取

②物流编号:

1	混酸
2	氯苯混合料
3	硝基物层
4	废酸层
5	原料氯苯
6	萃取废酸

③组分、相对分子质量编号:

HNO ₃	1	M_1
H ₂ SO ₄	2	M_2
H ₂ O	3	M_3
CB	4	M_4
NCB	5	M_5

(3)物料矩阵见表3-10。 G 代表物流流量,单位为kg/h。 X 代表每股物流的组分,为质量百分数。 $X(i,j)$ 中, i 为组分编号,或代表列; j 为物流编号,或代表行。

表 3-10 物料矩阵

序 号	组 分	物 流 编 号					
		1	2	3	4	5	6
1	HNO ₃	$X(1,1)$	$X(1,2)$	$X(1,3)$	$X(1,4)$	$X(1,5)$	$X(1,6)$
2	H ₂ SO ₄	$X(2,1)$	$X(2,2)$	$X(2,3)$	$X(2,4)$	$X(2,5)$	$X(2,6)$
3	H ₂ O	$X(3,1)$	$X(3,2)$	$X(3,3)$	$X(3,4)$	$X(3,5)$	$X(3,6)$

续表

序 号	组 分	物 流 编 号					
		1	2	3	4	5	6
4	CB	$X(4,1)$	$X(4,2)$	$X(4,3)$	$X(4,4)$	$X(4,5)$	$X(4,6)$
5	NCB	$X(5,1)$	$X(5,2)$	$X(5,3)$	$X(5,4)$	$X(5,5)$	$X(5,6)$
6	废酸	$G(6,1)$	$G(6,2)$	$G(6,3)$	$G(6,4)$	$G(6,5)$	$G(6,6)$

(4) 方程组和约束式。

①硝化单元(A)。

a. 物料平衡方程:

C:

$$\frac{G(6,2) \cdot X(4,2)}{M_4} + \frac{G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} = \frac{G(6,3) \cdot X(4,3)}{M_4} + \frac{G(6,3) \cdot X(5,3)}{M_5} \quad (1)$$

H:

$$\begin{aligned} \frac{G(6,1) \cdot X(1,1)}{M_1} + \frac{2G(6,1) \cdot X(3,1)}{M_3} + \frac{5G(6,2) \cdot X(4,2)}{M_4} + \frac{4G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} = \\ \frac{G(6,4) \cdot X(1,4)}{M_1} + \frac{2G(6,4) \cdot X(3,4)}{M_3} + \frac{5G(6,3) \cdot X(4,3)}{M_4} + \frac{4G(6,3) \cdot X(5,3)}{M_5} \end{aligned} \quad (2)$$

O:

$$\begin{aligned} \frac{3G(6,1) \cdot X(1,1)}{M_1} + \frac{G(6,1) \cdot X(3,1)}{M_3} + \frac{2G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} = \\ \frac{3G(6,4) \cdot X(1,4)}{M_1} + \frac{G(6,4) \cdot X(3,4)}{M_3} + \frac{2G(6,3) \cdot X(5,3)}{M_5} \end{aligned} \quad (3)$$

N:

$$\frac{G(6,1) \cdot X(1,1)}{M_1} + \frac{G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} = \frac{G(6,4) \cdot X(1,4)}{M_1} + \frac{G(6,3) \cdot X(5,3)}{M_5} \quad (4)$$

 H_2SO_4 :

$$G(6,1) \cdot X(2,1) = G(6,4) \cdot X(2,4) \quad (5)$$

b. 分子分率约束式:

$$X(4,2) + X(5,2) = 1 \quad (6)$$

$$X(4,3) + X(5,3) = 1 \quad (7)$$

$$X(1,4) + X(2,4) + X(3,4) = 1 \quad (8)$$

②萃取单元(B)。

a. 物料平衡方程:

C:

$$\frac{G(6,5) \cdot X(4,5)}{M_4} = \frac{G(6,2) \cdot X(4,2)}{M_4} + \frac{G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} \quad (9)$$

H:

$$\frac{G(6,4) \cdot X(1,4)}{M_1} + \frac{2G(6,4) \cdot X(3,4)}{M_3} + \frac{5G(6,5) \cdot X(4,5)}{M_4} = \frac{G(6,6) \cdot X(1,6)}{M_1} + \frac{2G(6,6) \cdot X(3,6)}{M_3} + \frac{5G(6,2) \cdot X(4,2)}{M_4} \quad (10)$$

O:

$$\frac{3G(6,4) \cdot X(1,4)}{M_1} + \frac{G(6,4) \cdot X(3,4)}{M_3} = \frac{3G(6,6) \cdot X(1,6)}{M_1} + \frac{G(6,6) \cdot X(3,6)}{M_3} + \frac{G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} \quad (11)$$

N:

$$\frac{G(6,4) \cdot X(1,4)}{M_1} = \frac{G(6,6) \cdot X(1,6)}{M_1} + \frac{G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} \quad (12)$$

 H_2SO_4 :

$$G(6,4) \cdot X(2,4) = G(6,6) \cdot X(2,6) \quad (13)$$

b. 分子分率约束式:

$$X(1,6) + X(2,6) + X(3,6) = 1 \quad (14)$$

$$X(4,2) + X(5,2) = 1 \quad (15)$$

(5) 变量总数:

$$N_v = N_s(N_c + 1) = 6(5 + 1) = 36$$

(6) 设计变量:

$$N_d = N_v - N_c = 36 - 15 = 21$$

其设计变量和未知变量见表3-11。

表3-11 设计变量和未知变量

序 号	组 分	物 流 编 号					
		1	2	3	4	5	6
1	HNO_3	0.47	0	0	0.016	$X(1,5)$	$X(1,6)$
2	H_2SO_4	0.49	0	0	$X(2,4)$	0	$X(2,6)$
3	H_2O	0.04	0	0	$X(3,4)$	0	$X(3,6)$
4	CB	0	$X(4,2)$	0.01	0	1	$X(4,6)$
5	NCB	0	$X(5,2)$	$X(5,3)$	0	0	$X(5,6)$
6	废酸	242.015	$G(6,2)$	$G(6,3)$	$G(6,4)$	206	$G(6,6)$

(7) 解方程组。

① 硝化单元:

假设循环物料的初值:

$$G(6,2) = 207, X(4,2) = 0.97$$

由方程(6)得:

$$X(5,2) = 1 - X(4,2) = 1 - 0.97 = 0.03$$

由方程(7)得:

$$X(5,3) = 1 - X(4,3) = 1 - 0.01 = 0.99$$

方程(1)左端两项均已知,令:

$$N_1 = \frac{G(6,2) \cdot X(4,2)}{M_4} + \frac{G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5}$$

则方程(1)变为:

$$N_1 = G(6,3) \left[\frac{X(4,3)}{M_4} + \frac{X(5,3)}{M_5} \right]$$

令:

$$X(4,3)M_4 + X(5,3)M_5 = L_1$$

则:

$$G(6,3) = \frac{N_1}{L_1}$$

方程(4)左端两项均已知。令:

$$N_4 = \frac{G(6,1) \cdot X(1,1)}{M_1} + \frac{G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5}$$

则方程(4)变成:

$$N_4 = \frac{G(6,4) \cdot X(1,4)}{M_1} + \frac{G(6,3) \cdot X(5,3)}{M_5}$$

令:

$$\frac{G(6,3) \cdot X(5,3)}{M_5} = L_2$$

则:

$$G(6,4) = \frac{(N_4 - L_2)M_1}{X(1,4)}$$

方程(5)左端第二项已知,令:

$$G(6,1) \cdot X(2,1) = N_5$$

则方程(5)变成:

$$N_5 = G(6,4) \cdot X(2,4)$$

则:

$$X(2,4) = \frac{N_5}{G(6,4)}$$

由方程(8)得:

$$X(3,4) = 1 - X(2,4) - X(1,4)$$

②萃取单元:

方程(9)左端一项已知,令:

$$\frac{G(6,5) \cdot X(4,5)}{M_4} = N_2$$

则方程(9)变成:

$$N_2 = G(6,2) \left[\frac{X(4,2)}{M_4} + \frac{X(5,2)}{M_5} \right]$$

并令:

$$\frac{X(4,2)}{M_4} + \frac{X(5,2)}{M_5} = L_3$$

则:

$$G(6,2)_{\text{计}} = \frac{N_2}{L_3}$$

令:

$$GG = G(6,2)_{\text{计}}$$

如果满足 $\left| \frac{GG - G(6,2)}{G(6,2)} \right| \leq \varepsilon$ 的精度就往下计算:

由方程(13)得:

$$G(6,6) = \frac{G(6,4) \cdot X(2,4)}{X(2,6)} \quad (16)$$

由方程(14)得:

$$X(2,6) = 1 - X(3,6) \quad (17)$$

并将式(17)代入式(16)得:

$$G(6,6) = \frac{G(6,4) \cdot X(2,4)}{1 - X(3,6)} \quad (18)$$

式(11)左端两项已知,并令其等于 N_6 ,则式(11)变成:

$$N_6 = \frac{G(6,6) \cdot X(3,6)}{M_3} + \frac{2G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} \quad (19)$$

将式(18)代入式(19)得:

$$\frac{N_6 G(6,4) \cdot X(2,4) \cdot X(3,6)}{[1 - X(3,6)] M_3} + \frac{2G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5}$$

令:

$$\frac{G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} = N_7$$

则:

$$X(3,6) = \frac{N_7 M_3}{G(6,4) \cdot X(2,4) + N_7 M_3}$$

$$X(2,6) = 1 - X(3,6)$$

$$G(5,6) = \frac{G(6,4) \cdot X(2,4)}{X(2,6)}$$

式(10)的左端为已知,并令其等于 N_3 ,则:

$$N_3 = \frac{2G(6,6) \cdot X(3,6)}{M_3} + \frac{5G(6,2) \cdot X(4,2)}{M_4} + \frac{4G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5}$$

令:

$$N_3 - \frac{2G(6,6) \cdot X(3,6)}{M_3} - \frac{4G(6,2) \cdot X(5,2)}{M_5} = N_8$$

则:

$$X(4,2)_{\text{计}} = \frac{N_8 M_4}{5G(6,2)}$$

令:

$$XX = X(4,2)_{\text{计}}$$

如果满足下述条件:

$$\left| \frac{XX - X(4,2)}{X(4,2)} \right| < 0.001$$

此时就可以终止计算,打印结果。如果达不到上述精度要求,则 $X(4,2) = XX$,再返回重新计算。

计算结果如表 3-12。

表 3-12 计算结果

序 号	组 分	物 流 编 号					
		1	2	3	4	5	6
1	HNO ₃	0.47	0	0	0.016	0	0
2	H ₂ SO ₄	0.49	0	0	0.762312	0	0.771137
3	H ₂ O	0.04	0	0	0.016	0	0
4	CB	0	0.97	0.01	0	1	0
5	NCB	0	0.03	0.99	0	0	0
6	废酸	242.015	207.781	287.251	155.563	206	153.782

$$2GG = 207.781, XX = 0.970038$$

复习指导

1. 通过物料衡算,根据设计任务求出进出各设备的物料量,从而确定设备的尺寸及整个工艺流程。物料衡算结果是设备的热量衡算和工艺设计的依据。

2. 物料衡算过程,选择物理化学及工艺常数以及计算所必要的的数据,由已知数据列出物料平衡式,进行计算。物料衡算结束后,再经过各种系数的转换和计算,最后得出各种原料消耗、排出物流率,以及收率、选择性等指标。

3. 物料衡算首先要明确计算对象,搞清哪些是已知物料,哪些物料需要去计算,它们之间有什么关系。选择合适的计算基准也十分重要。

4. 对于化学反应过程,如果化学反应复杂,生成物的组分多,而涉及的化学元素种类不多时,可依据原子守恒定律进行物料计算。

5. 对于前后各工序互相牵制、带有循环物流的衡算,需建立物料平衡的数学模型模拟方程组(联立方程或单元模块),用迭代法借助于计算机进行计算,有时要进行反复的计算。

第四章 热量衡算

第一节 概述

一、热量衡算的意义

在化工生产过程中总是伴随着能量的变化,有些过程能量变化十分显著,吸收或者放出大量的热量,而化学反应常常是在一定的温度下进行的,这就要及时地提供或者移走热量。因此能量衡算也是化工设计中极其重要的组成部分,能量衡算是以热力学第一定律为依据,这里的能量是热能、电能、化学能、动能、辐射能等的总称。热能是化工等过程工业中最常用的能量形式,所以在化工设计中经常把能量计算称为热量衡算。

热量衡算的目的有:计算传热过程设备的热负荷,从而可以确定传热方式、选择换热剂、计算传热面积及传热剂的用量;对于绝热反应器可以估算反应器温度,了解反应器热效率、热损失等情况;为设备设计提供参数,以确定单位产品的能耗指标;同时也为非工艺专业(热工、电、给排水、冷暖)设计提供设计条件。

热量综合利用的途径为:

(1)利用反应热,产生高压、中压蒸汽,作为热源,也可以推动透平机作为气体压缩机的动力。如邻苯二甲酸酐的生产,利用氧化反应热,由废热锅炉产生的热能除了推动透平机,供本装置用汽外,还有剩余,其能量综合利用如图4-1所示。

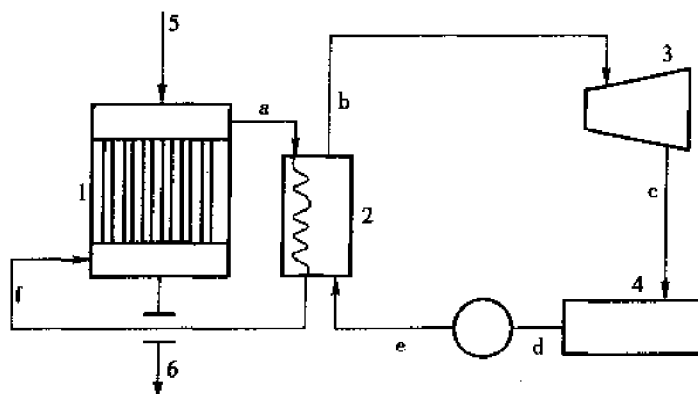


图4-1 邻苯二甲酸酐车间能量综合利用流程简图

1—氧化器 2—废热锅炉 3—透平机 4—冷凝器 5—进水泵 6—蒸汽、空气

a—熔盐温度370℃,流量104.5t/h b—蒸汽压力5.5MPa(56kgf/cm²),270℃(若为过热蒸汽,温度更高)

c—排出气体压力为98.2kPa(1kgf/cm²),饱和水蒸气 d—冷凝成100℃的水,压力为98.2kPa(1kgf/cm²)

e—由泵压缩成压力为5.5MPa(56kgf/cm²)的水,100℃ f—熔盐进氧化器的温度为363℃

(2) 利用高压气体减压时释放的能量推动透平机做功(气体膨胀做功)。如加氢车间, 利用排出的高压氢气推动透平机, 带动空气压缩机和氢气循环机等。

(3) 利用化学反应热进行绝热反应, 如苯的绝热硝化, 如图 4-2 所示。

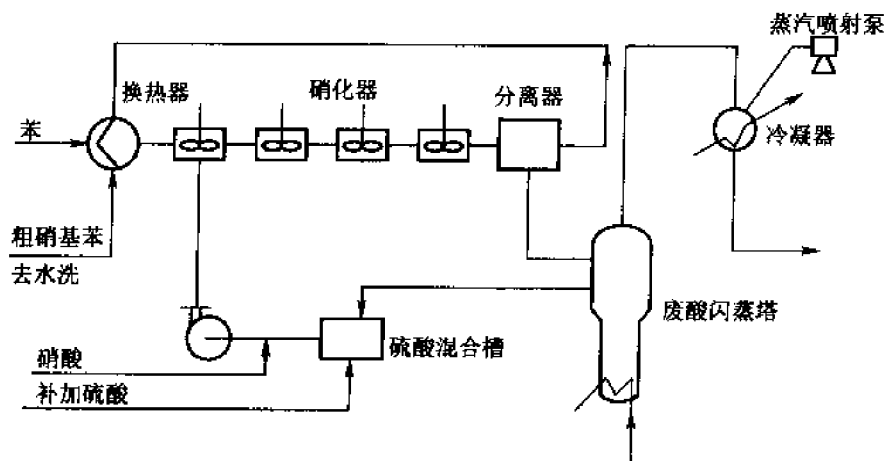


图 4-2 苯的绝热硝化流程图

苯的绝热硝化就是利用硝化反应热和酸的稀释热,将物料温度升高,然后采用真空闪蒸法使废酸浓缩。与传统硝化法相比,绝热硝化法可节能 90%,投资降低 30%,避免了硫酸的处理和苯的逸散,硝基苯的含量可达 99% 以上,产品中的二硝基物可降至 500mg/kg(ppm)。

二、间歇操作反应器的热量平衡方程式

间歇操作反应器可看作一个热力学封闭体系,按照热力学第一定律可以建立下列能量平衡关系式:

$$\Delta E = Q - \Delta(PV) + W \quad (4-1)$$

式中: ΔE ——封闭体系的能量变化, 包括内能变化 ΔU 、动能变化 ΔK 与位能变化 ΔZ 等, 即:

$$\Delta U + \Delta K + \Delta Z = \Delta E:$$

Q ——外界传递给系统的热量；

 $\Delta(PV)$ ——系统对外界所做的膨胀功:

W ——外界对系统所做的机械功。

对一般间歇反应器 ΔK 与 ΔZ 都等于零,一般搅拌器对系统所做的功,其值很小,可忽略不计,于是式(4-1)可简化为:

$$\Delta U + \Delta(PV) = 0 \quad (4-2)$$

或

$$\Delta H = 0 \quad (4-3)$$

方程表明:外界与系统间传递的热量等于系统焓值的变化。

对于间歇反应器来说, 焓的变化包括: 反应物料的物理状态变化 (如温度、压力与相态变化) 所引起的焓的变化, 化学变化所引起的焓的变化以及反应器材料温度变化时所引起的焓的变化, 分别用 ΔH_p 、 ΔH_R 及 ΔH_M 来表示, 则可写成:

$$\Delta H_P + \Delta H_R + \Delta H_M = Q \quad (4-4)$$

系统与外界之间传递的热量 Q , 可以包括以下各项: 有加热剂或冷却剂传入或传出的热量 Q_T 、设备表面的热损失 Q_L 、通过回流冷凝器传递的热量 Q_C , 如图 4-3 所示。

$$Q = Q_T - Q_L - Q_C \quad (4-5)$$

于是可得间歇操作反应器的热量平衡方程式的一般形式:

$$\Delta H_P + \Delta H_R + \Delta H_M = Q_T - Q_L - Q_C \quad (4-6)$$

应用式(4-6)作间歇反应器的热量衡算时, 必须注意到分批操作系统内的各种参数, 如温度、浓度、反应速度等均随着时间而变的情况。因此进行工程设计时, 常常把间歇操作过程分为若干阶段, 按阶段分别作热量衡算。

图 4-4 所示为间歇操作反应器温度随时间变化的曲线及划分阶段。

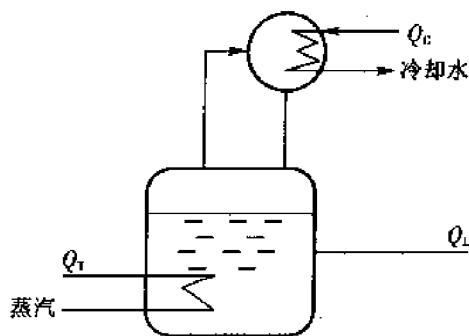


图 4-3 间歇反应器传热示意图

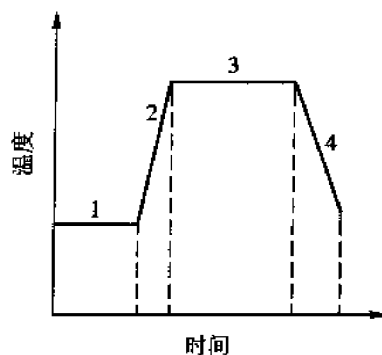


图 4-4 间歇反应器温度随时间变化的曲线

1—恒温加料 2—升温 3—保温 4—降温

在不同的阶段内热量的传递情况是不同的。可能在第 1 阶段内需要冷却, 而在第 2、第 3 阶段内需要加热, 因此应根据具体情况分阶段作热量衡算。当作某一个阶段的热量衡算时, 首先要作出物料衡算, 求出该阶段开始时及终了时的各项物料的具体数量。

间歇操作反应器, 可取每批投料量作为热量衡算的基准。

三、连续反应器的热量平衡方程式

对于流动系统——连续反应器其能量平衡方程式的一般形式为:

$$\Delta E = Q - \Delta(PV) + W + \sum E_1 - \sum E_2 \quad (4-7)$$

式中: ΔE ——系统内能的积累量;

$\sum E_1$ ——进料带进系统的能量, 包括内能、动能、位能等;

$\sum E_2$ ——出料从系统带走的能量, 包括内能、动能、位能等。

式中其余符号的意义同式(4-1)。

当系统处于稳态时, $\Delta E = 0$, 如果忽略机械功, 则可得:

$$\sum E_2 - \sum E_1 + \Delta(PV) = Q \quad (4-8)$$

如果忽略动能与位能这两项则可得简化方程式:

$$\sum E' + \Delta(PV) = Q$$

或

$$\Delta H' = Q \quad (4-9)$$

式中: $\Delta H'$ ——进入系统的物料和流出系统的物料焓值的变化, 它包括流体的物理状态变化所引起的焓的变化和化学反应所引起的焓的变化。

Q 的内容与式(4-4)相同。于是可得到与式(4-6)相似的稳态连续反应器的热量平衡方程式:

$$\sum H_p + H_R = Q_T - Q_c - Q_L \quad (4-10)$$

与式(4-6)相比较, 式(4-10)中缺 ΔH_M 这一项, 这是因为在稳态下, 反应器材料的温度不变化, 故无焓的变化。

连续反应器在稳态下, 反应器内各点温度都不随时间而发生变化, 但是在塔式和管式反应器内, 反应温度是随反应器位置(例如沿管子的长度或塔的高度)的变化而变化的, 其传热条件亦随之而改变。可能在第一反应段要求加热, 第二反应段要求冷却, 而第三反应段则要求保温。因此作工艺设计时, 要分段建立热量平衡方程式。

在连续搅拌锅反应器内, 锅内物料温度是接近均匀分布的, 可以当作恒温过程进行热量衡算。

第二节 热量平衡方程式中各项热量的计算

一、物料温度及相态变化时的焓的变化

反应器内的物料由始态改变到终态时, 由于温度改变引起的焓值变化可按下列公式计算:

$$\Delta H_p = \sum G'_i C'_{pi} (T'_i - T_0) - \sum G_i C_{pi} (T_i - T_0) \quad (4-11)$$

式中: G_i, G'_i ——分别为始态及终态时各项物料的质量, kg;

T_i, T'_i ——分别为始态及终态时各项物料的温度, K;

T_0 ——计算热焓的基准温度, 一般取 298K (25℃)。为便于工程计算有时也取 273K (0℃) 作为基准温度。

C_{pi}, C'_{pi} ——分别为各项物料在 T_0 与 T_i 及 T_0 与 T'_i 间的平均等压比热, kJ/(kg·K)。

计算 ΔH_p 时应注意物料的相态变化所附加的热焓变化, 例如某一物料在 T_0 时为固态, T_i 时为气态, 则以 T_0 为基准的热焓为:

$$\Delta H_i = G_i [(C_{pi})_s (T_F - T_0) + \Delta H_F + (C_{pi})_l (T_B - T_F) + \Delta H_V + (C_{pi})_g (T_i - T_B)] \quad (4-12)$$

式中: T_F, T_B ——分别为物料的熔点和沸点温度, K;

$\Delta H_F, \Delta H_V$ ——分别为物料的熔融热和蒸发热, kJ/kg;

$(C_{pi})_s, (C_{pi})_l, (C_{pi})_g$ ——分别为固态、液态、气态物料的平均等压比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$;

G_i ——物料质量, kg 。

若已知物料的等压比热随温度变化的关系式:

$$C_p = \alpha + \beta T + \gamma T^2 \quad (4-13)$$

则在 T_0 与 T 之间的平均等压比热可按式计算:

$$C_p = \frac{\int_{T_0}^T (\alpha + \beta T + \gamma T^2) dT}{T - T_0} \quad (4-14)$$

常数 α, β, γ 对气态化合物可根据化合物的结构, 采用基团加成法估算。

反应设备材料由于温度变化所引起的热焓变化可用下式计算:

$$\Delta H_M = \sum G_i C_{pi} (T'_i - T_i) \quad (4-15)$$

式中: G_i ——设备与零部件的质量, kg ;

C_{pi} ——平均比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$;

T_i, T'_i ——分别为设备各零部件在变温过程前后的温度, K 。

当设备内壁与外壁温差较大时, 应取平均壁温。

二、化学反应过程的热焓变化及标准化学反应热

化学反应过程所引起的热焓变化实际上包括两个部分: 一是化学反应本身, 二是反应物参加化学反应时由于状态变化而引起的焓的变化。例如用混酸进行硝化时, 硝化反应热本身是以纯液态 HNO_3 分子参加反应进行计算的。从混酸中分离出液态 HNO_3 分子存在状态变化热(分离热); 另外硝化反应生成的 H_2O 分子将混酸稀释时也发生热量变化(稀释热), 这两部分热量变化在许多场合下, 例如硝化、磺化、氯化等过程中, 有相当大的数量, 在作热量衡算时不可忽视。因此:

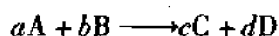
$$\Delta H_R = \Delta H_r + \Delta H_s \quad (4-16)$$

式中: ΔH_r ——化学反应热;

ΔH_s ——反应物的状态变化热。

以下介绍 ΔH_r 的求算方法, ΔH_s 的计算将在下一节中介绍。

对于任一化学反应:



如果参与反应的 A 的质量为 G_A (kg), 标准化学反应热为 ΔH_r^\ominus , kJ/mol —A, 则化学反应热的总量为:

$$\Delta H_r = \frac{1000 G_A}{M_A} \Delta H_r^\ominus \quad (4-17)$$

式中: M_A ——A 的相对分子质量。

标准化学反应热 ΔH_r^\ominus 是指原料和产物均在标准状态 (298K, 101.325kPa) 下, 参与反应

时所发生的热焓变化,一般可利用原料和产物的标准生成热或标准燃烧热来计算标准反应热。

1. 由标准生成热计算

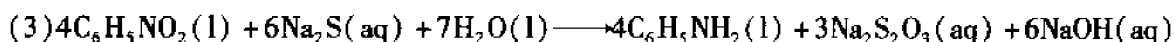
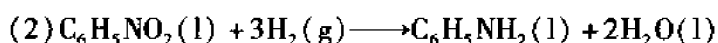
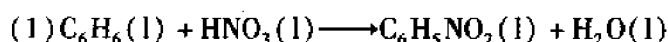
$$\Delta H_r^\ominus = \sum (\Delta H_f^\ominus)_p - \sum (\Delta H_f^\ominus)_R \quad (4-18)$$

式中: $(\Delta H_f^\ominus)_p$ ——反应产物的标准生成热, kJ/mol;

$(\Delta H_f^\ominus)_R$ ——反应原料的标准生成热, kJ/mol。

化合物的标准生成热数据,可从化学手册查得。应用这些数据时,必须注明其相态。常用 g、l、s、aq 分别表示气态、液态、固态和水溶液。(水溶液如不标明具体浓度,则指无限稀释溶液)

例 4-1: 利用化合物的标准生成热数据,计算下列反应的标准反应热。



解: 由化学手册查得下列化合物的标准生成热数据(kJ/mol):

化合物	$\text{C}_6\text{H}_6(l)$	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2(l)$	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2(l)$	$\text{HNO}_3(l)$	$\text{H}_2\text{O}(l)$
ΔH_f^\ominus	49.07	22.19	35.34	-173.3	-286.1
化合物	Na_2S	$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$	NaOH		
ΔH_f^\ominus	-1563.8(s)	-1092.8(s)	-427.03(s)		
	-436.96(aq)	-1095.7(aq)	-469.94(aq)		

计算标准反应热:

$$(1) \Delta H_r^\ominus = (-286.1 + 22.19) - (49.07 - 173.3) = -139.68 \text{ (kJ/mol—C}_6\text{H}_6\text{)}$$

$$(2) \Delta H_r^\ominus = 2 \times (-286.1) + 35.34 - (22.19 + 3 \times 0) = -559.05 \text{ (kJ/mol—C}_6\text{H}_5\text{NO}_2\text{)}$$

$$(3) \Delta H_r^\ominus = [4 \times 35.34 + 3 \times (-1095.7) + 6 \times (-469.94)] \div 4 - [4 \times 22.19 + 6 \times (-436.96) + 7 \times (-286.1)] \div 4$$

$$= -357.44 \text{ (kJ/mol—C}_6\text{H}_5\text{NO}_2\text{)}$$

2. 由标准燃烧热计算 利用标准燃烧热数据可以计算标准生成热。

$$\Delta H_f^\ominus = \sum n_i (\Delta H_c^\ominus)_i - \Delta H_c^\ominus \quad (4-19)$$

式中: ΔH_c^\ominus ——化合物的标准燃烧热, kJ/mol;

H_c^\ominus ——组成该化合物的各元素的标准燃烧热(表 4-1), kJ/mol;

n_i ——化合物中同一元素的原子个数。

缺乏化合物的燃烧热数据时,可根据化合物的结构,用经验公式估算燃烧热。

表 4-1 元素的标准燃烧热

元 素	C	H	N	O	S	F	Cl	Br
$\Delta H_c^\ominus / \text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$	-393.8	-143.0	0	0	-297.1	0	0	0

注 表中数据为燃烧产物是气态的 CO_2 、 N_2 、 F_2 、 Cl_2 及 SO_2 和液态的 H_2O 、 Br_2 。

例 4-2: 已知下列化合物的燃烧热(kJ/mol)数据估算它们的生成热。

	(1)	(2)	(3)
化合物	蒽醌	一硝基蒽醌	二硝基蒽醌
化学式	$C_{14}H_8O_2$	$C_{14}H_7NO_4$	$C_{14}H_6N_2O_6$
ΔH_c^\ominus	-6540	-6377	-6213

解:

$$(1) \Delta H_f^\ominus = -393.8 \times 14 - 143.0 \times 8 - (-6540) = -117.2 (\text{kJ/mol})$$

$$(2) \Delta H_f^\ominus = -393.8 \times 14 - 143.0 \times 7 - (-6377) = -137.2 (\text{kJ/mol})$$

$$(3) \Delta H_f^\ominus = -393.8 \times 14 - 143.0 \times 6 - (-6213) = -158.2 (\text{kJ/mol})$$

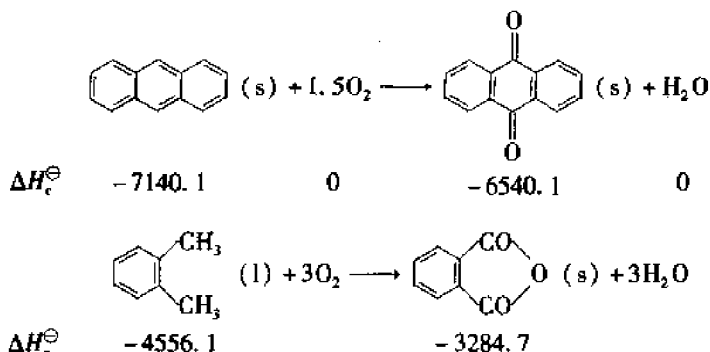
当反应原料和产物都是有机化合物时,可以直接利用标准燃烧热计算标准反应热。

$$\Delta H_r^\ominus = \sum (\Delta H_c^\ominus)_R - \sum (\Delta H_c^\ominus)_P \quad (4-20)$$

式中: $(\Delta H_c^\ominus)_R$ ——反应原料的标准燃烧热;

$(\Delta H_c^\ominus)_P$ ——反应产物的标准燃烧热。

例 4-3: 利用化合物的标准燃烧热(kJ/mol)数据,计算下列反应的标准反应热:



解:

$$(1) \Delta H_r^\ominus = -7140.1 - (-6540.1) = -600 (\text{kJ/mol})$$

$$(2) \Delta H_r^\ominus = -4556.1 - (-3284.7) = -1271.4 (\text{kJ/mol})$$

3. 利用已知的标准反应热数据,求算化合物的标准生成热

例 4-4: 已知下列反应的 ΔH_r^\ominus , 求的 ΔH_f^\ominus 。



$$\Delta H_r^\ominus = -130.6 \text{ kJ/mol}$$



$$\Delta H_r^\ominus = -138.2 \text{ kJ/mol}$$

已知的生成热数据如下:

	$C_6H_6(l)$	$HCl(g)$	$HNO_3(l)$	$H_2O(l)$
ΔH_f^\ominus (kJ/mol)	49.07	-92.37	-173.3	-286.1

解:

(1) 令 $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ 的 $\Delta H_f^\ominus = X$, 则:

$$\Delta H_r^\ominus = X + (-92.37) - 49.07 = -130.6 (\text{kJ/mol})$$

$$X = 10.84 \text{ kJ/mol}$$

(2) 令 $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ 的 $\Delta H_f^\ominus = Y$, 则:

$$\Delta H_r^\ominus = Y + (-286.1) - 10.84 - (-173.3) = -138.2 (\text{kJ/mol})$$

$$Y = -14.56 \text{ kJ/mol}$$

表 4-2 中列举出一些反应的标准反应热数据。

表 4-2 一些反应的 ΔH_r^\ominus

反 应 式	$\Delta H_r^\ominus / \text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$
$\text{C}_6\text{H}_6(\text{l}) + 3\text{H}_2(\text{g}) \longrightarrow \text{C}_6\text{H}_{12}(\text{l})$	-205.6
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2(\text{l}) + 3\text{H}_2(\text{g}) \longrightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2(\text{l}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	-558.9
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3(\text{l}) + 1.5\text{O}_2(\text{g}) \longrightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}(\text{l}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l})$	-683.3
$o\text{-C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)_2(\text{l}) + 3\text{O}_2(\text{g}) \longrightarrow o\text{-C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}(\text{l}) + 3\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	-1294.2
$\text{C}_6\text{H}_6(\text{l}) + \text{Cl}_2(\text{g}) \longrightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}(\text{l}) + \text{HCl}(\text{g})$	-130.6
$\text{C}_6\text{H}_6(\text{l}) + \text{HNO}_3(\text{l}) \longrightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2(\text{l}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l})$	-139.0
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}=\text{CH}_2(\text{l}) \longrightarrow 1/n \left[\underset{\text{C}_6\text{H}_5}{\text{CHCH}_2} \right]_n(\text{s})$	-69.9

表 4-3、表 4-4 中分别为酚类与碱及胺类与酸的中和热数据。

表 4-3 某些酚类与碱的中和热 ΔH_r^\ominus

单位: kJ/mol

酚 类	碱	在溶液中	原料与产物均为固态	反应物为固态
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	NaOH	33.50	-5.44	30.57
$o\text{-ClC}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	38.94	48.57	—
$p\text{-ClC}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	79.21	—	—
$m\text{-ClC}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	30.57	—	—
$o\text{-NO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	38.94	46.48	67.00
$p\text{-NO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	37.26	25.96	53.17
$m\text{-NO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	35.17	22.19	47.31
苦味酸	NaOH	57.78	84.58	101.3
$m\text{-HOC}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	34.33	-2.51	28.47
$o\text{-HOC}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	26.80	—	39.36
$o\text{-CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	31.82	—	—
$p\text{-CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$	NaOH	32.66	—	—
$\beta\text{-萘酚}(\text{s})$	NaOH	9.21	—	—
$\alpha\text{-萘酚}(\text{s})$	NaOH	11.72	—	—

表 4-4 某些芳香胺与酸的中和热 ΔH_f^\ominus

单位: kJ/mol

胺 类	酸	在溶液中	胺 类	酸	在溶液中
苯胺	HCl	30.98	$p\text{-C}_6\text{H}_4(\text{NH}_2)_2$	HCl	36.85
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	H_2SO_4	77.04	$p\text{-C}_6\text{H}_4(\text{NH}_2)_2$	2HCl	61.55
$o\text{-ClC}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	HCl	26.38	$p\text{-C}_6\text{H}_4(\text{NH}_2)_2$	$0.5\text{H}_2\text{SO}_4$	40.20
$p\text{-ClC}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	HCl	30.15	$p\text{-NO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	HCl	7.58
$m\text{-ClC}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	HCl	27.63	$o\text{-NO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	HCl	7.58
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NHCH}_3$	HCl	28.89	$m\text{-NO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	HCl	24.70
$\text{C}_6\text{H}_5\text{N}(\text{CH}_3)_2$	HCl	28.47	联苯胺	HCl	28.47
$\text{C}_6\text{H}_5\text{N}(\text{CH}_3)_2$	H_2SO_4	63.64	甲氧基联苯胺	HCl	28.05
$p\text{-CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	HCl	31.82	$p\text{-NH}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{COOH}$	HCl	21.86
$o\text{-CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	HCl	31.36	$p\text{-NH}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3\text{H}$	HCl	13.19
$o\text{-NH}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	HCl	29.31	$p\text{-NH}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{COOH}$	HCl	24.95
$o\text{-NH}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	2HCl	42.29	$\alpha\text{-萘胺}$	HCl	26.96
$m\text{-C}_6\text{H}_4(\text{NH}_2)_2$	HCl	29.31	$\beta\text{-萘胺}$	HCl	22.19
$m\text{-C}_6\text{H}_4(\text{NH}_2)_2$	2HCl	48.99	$m\text{-C}_6\text{H}_4(\text{NH}_2)_2$	H_2SO_4	59.46
$m\text{-C}_6\text{H}_4(\text{NH}_2)_2$	$0.5\text{H}_2\text{SO}_4$	34.75			

表 4-5 为某些芳香族有机物的标准生成热和蒸发热。表 4-6 为某些无机化合物的标准生成热。

表 4-5 某些芳香族有机物的 ΔH_f^\ominus 与 ΔH_v^\ominus

单位: kJ/mol

化 合 物	$\Delta H_f^\ominus(1, s)$	ΔH_f^\ominus	$\Delta H_v^\ominus(g)$	备 注
C_6H_6	49.07	33.87	82.99	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	12.06	38.02	50.08	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_5$	-12.48	42.29	29.81	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}=\text{CH}_2$	103.5	43.96	147.5	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}(\text{CH}_3)_2$	-41.24	45.18	3.94	
$o\text{-C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)_2$	-24.37	43.46	19.09	
$p\text{-C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)_2$	-24.37	42.41	18.05	
$m\text{-C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)_2$	-25.37	42.71	17.33	
1,2,3- $\text{C}_6\text{H}_3(\text{CH}_3)_3$	-58.62			
1,2,4- $\text{C}_6\text{H}_3(\text{CH}_3)_3$	-61.93			
1,3,5- $\text{C}_6\text{H}_3(\text{CH}_3)_3$	-63.56			
$\text{C}_{10}\text{H}_{10}$ (萘)	78.59	72.94 Δ	151.5	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{-C}_6\text{H}_5$ (联苯)	97.31	81.65	179.0	
$\text{C}_{14}\text{H}_{10}$ (蒽)	132.1(1)	98.39	234.1	
	115.6(s)			

续表

化 合 物	$\Delta H_f^\ominus(1, s)$	ΔH_f^\ominus	$\Delta H_f^\ominus(g)$	备 注
$C_{14}H_{10}$ (菲)	113.0	86.67	203.9	
C_6H_5OH	-165.2(s)	68.71 Δ	-96.47	
	-158.3(l)		-90.90	
1- $C_{10}H_7OH$ (1-萘酚)	-112.9	91.57	-21.35	
2- $C_{10}H_7OH$ (2-萘酚)	-124.9	80.03	-41.87	
C_6H_5Cl	10.47	40.32	-50.79	
<i>o</i> - $C_6H_4(Cl)C_2H_5$	-54.14	47.44	-6.70	
1- $C_{10}H_7Cl$ (1-氯萘)	54.43	65.32	119.7	
$C_6H_5NH_2$	35.34			
$C_6H_5NO_2$	22.19			
<i>o</i> - $NO_2C_6H_4NH_2$	-26.38(s)			*
<i>p</i> - $NO_2C_6H_4NH_2$	-43.13(s)			*
<i>m</i> - $NO_2C_6H_4NH_2$	-30.57(s)			*
C_6H_4COOH	-385.2	91.49	-293.76	
<i>o</i> - $NO_2C_6H_4COOH$	-400.3(s)			*
<i>p</i> - $NO_2C_6H_4COOH$	-429.6(s)			*
<i>m</i> - $NO_2C_6H_4COOH$	-425.4(s)			*

注 * 数据取自文献“Lange's Handbook of Chemistry”11th, 其余均取自文献“J. D. Cox, Thermochemistry of Organic and Organometallic Compounds”(1970)。

Δ : 升华热。

表 4-6 某些无机化合物的 ΔH_f^\ominus

单位: kJ/mol

化 合 物	ΔH_f^\ominus	化 合 物	ΔH_f^\ominus
CO_2	-393.8(g)	HNO_3	-135.2(g)
SO_2	-320.7(l)		-173.3(l)
	-297.0(g)		-207.5(aq)
SO_3	-323.2(aq)	H_2SO_4	-814.5(l)
	-454.7(s)		-909.9(aq)
	-441.4(l)	$NaOH$	-427.0(s)
	-396.0(g)		-469.9(aq)
NH_3	-46.14(l)	$NaCl$	-569.2(s)
	-80.35(g)	Na_2S	-373.5(s)
HCl	-92.37(g)		-437.0(aq)
	-167.3(aq)	Na_2SO_4	-1384(s)
HBr	-36.43(g)	NH_4Cl	-315.0(s)
	-121.6(aq)		-299.0(aq)

三、反应物状态变化时的热焓变化

当两个纯物质 A 和 B 互相混合成为溶液状时,常常伴随着热变化(释放或吸收),因此溶液的热焓不等于其组成的热焓之和,需附加一项热焓 ΔH_s 。

$$\Delta H_{\text{sol}} = \frac{\Delta H_A W_A}{100} + \frac{\Delta H_B W_B}{100} + \Delta H_s \quad (4-21)$$

式中: ΔH_{sol} ——溶液的热焓;

ΔH_A 、 ΔH_B ——分别为 A 和 B 单独存在时的热焓;

W_A 、 W_B ——分别为 A 和 B 在溶液中的质量分数;

ΔH_s ——溶解热或混合热。

各种无机盐溶解于水时,常常有不同程度的热能放出或吸收。一些无机强酸和强碱类溶解于水时,会有大量的热能释放出来。

1. 氨的溶解热与氨水浓度改变时的热焓变化 氨溶解热:1mol $\text{NH}_3(\text{g})$ 在 25°C 、常压下,溶于水形成不同浓度的氨水时,所放出的热为氨的摩尔溶解热,用 ΔH_s^\ominus 表示。

图 4-5 表示 $\text{NH}_3(\text{g})$ 在 25°C 时溶解于水时的摩尔溶解热数据,利用它可以计算氨水浓度改变时的热焓变化。

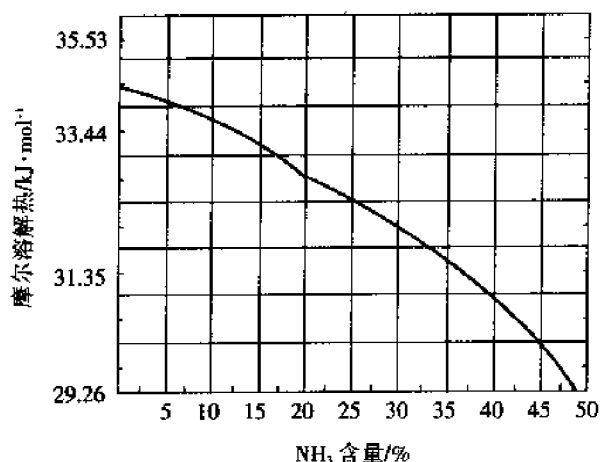


图 4-5 NH_3 在水中的摩尔溶解热 ΔH_s^\ominus

例 4-5: 25°C 30% 氨水 400kg, 充氨气增浓至 35% 氨水, 同时冷却至 5°C , 求需要移出多少热量?

解: 令充入氨气量为 X , 则按物料平衡关系得:

$$\frac{400 \times 0.3 + X}{400 + X} = 0.35$$

解得:

$$X = 30.8 \text{ kg}$$

生成 35% 氨水量:

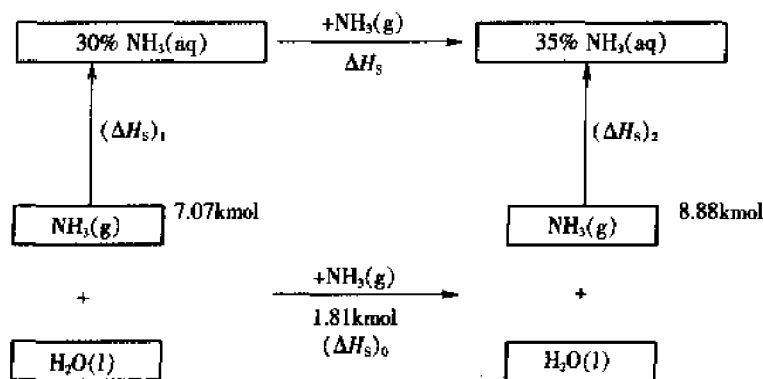
$$400 + 30.8 = 430.8 (\text{kg})$$

35% 氨水中含 $\text{NH}_3(\text{g})$:

$$430.8 \times 35 \div 100 \div 17 = 8.88 (\text{kmol})$$

30% 氨水中含 $\text{NH}_3(\text{g})$:

$$400 \times 30 \div 100 \div 17 = 7.07 (\text{kmol})$$



查图 4-5, 30% $\text{NH}_3(\text{aq})$ 溶解热为 $-32.19 \text{ kJ/mol-NH}_3$, 35% $\text{NH}_3(\text{aq})$ 溶解热为 $-31.68 \text{ kJ/mol-NH}_3$ 。

按盖斯定律有:

$$(\Delta H_s)_2 + 0 = (\Delta H_s)_1 + (\Delta H_s)$$

$$\Delta H_s = (\Delta H_s)_2 - (\Delta H_s)_1$$

$$\Delta H_s = -31.68 \times 10^3 \times 8.88 - (-32.18 \times 10^3 \times 7.07) = -5.38 \times 10^4 (\text{kJ})$$

35% 氨水由 25°C 降至 5°C 需移出热量 $[C_p = 4.15 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$,

$$430.8 \times 4.15 \times (25 - 5) = 3.58 \times 10^4 (\text{kJ})$$

总共需移出热量为:

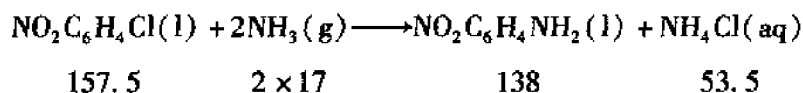
$$(5.38 + 3.58) \times 10^4 = 8.96 \times 10^4 (\text{kJ})$$

例 4-6: 邻硝基氯苯的氨化制取邻硝基苯胺, 配料分子比为 $o\text{-NO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}:\text{NH}_3 = 1:13$, 氨水浓度 35%, 求每摩尔氨化的反应热(包括氨水浓度变化热)。

已知生成热数据如下:

	$o\text{-NO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}(\text{l})$	$\text{NH}_3(\text{g})$	$o\text{-NO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2(\text{l})$	$\text{NH}_4\text{Cl}(\text{aq})$
$\Delta H_f^\ominus (\text{kJ/mol})$	2.09	-46.14	-2.51	-299.0

解: 反应式:



化学反应热的计算:

$$\Delta H_r^\ominus = (-299.0) + (-2.51) - (-92.28) - 2.09 = -211.3 (\text{kJ/mol})$$

氨水浓度变化的计算:

35% 氨水用量:

$$13 \times \frac{17}{0.35} = 632(\text{g})$$

反应 NH_3 量:

$$2 \times 17 = 34(\text{g})$$

未反应 NH_3 量:

$$(13 - 2) \times 17 = 187(\text{g})$$

剩余氨水量:

$$632 - 34 = 598(\text{g})$$

氨水浓度变化热: 查图 4-5, 35% 氨水 $\Delta H_s^\ominus = -31.68 \text{ kJ/mol} - \text{NH}_3$, 31.4% 的氨水 $\Delta H_s^\ominus = -32.02 \text{ kJ/mol} - \text{NH}_3$ 。

$$\Delta H_s = (-32.02) \times 11 - (-31.68) \times 13 = 59.87(\text{kJ/mol})$$

氨化反应热:

$$\Delta H_R = \Delta H_f^\ominus + \Delta H_s = -211.3 + 59.87 = -151.4(\text{kJ/mol})$$

2. $\text{SO}_3(\text{l})$ 的溶解热及硫酸浓度变化时的热焓变化 硫酸或发烟硫酸稀释时或者两种不同浓度的酸互相混合时, 发生的热焓变化, 可以利用 $\text{SO}_3(\text{l})$ 在水中的摩尔溶解热来求。1 mol 的 $\text{SO}_3(\text{l})$ 在 25°C 溶解于水中生成不同浓度的硫酸或发烟硫酸时所放出的热量可用经验公式(4-22)计算, 或利用图 4-6 查出。

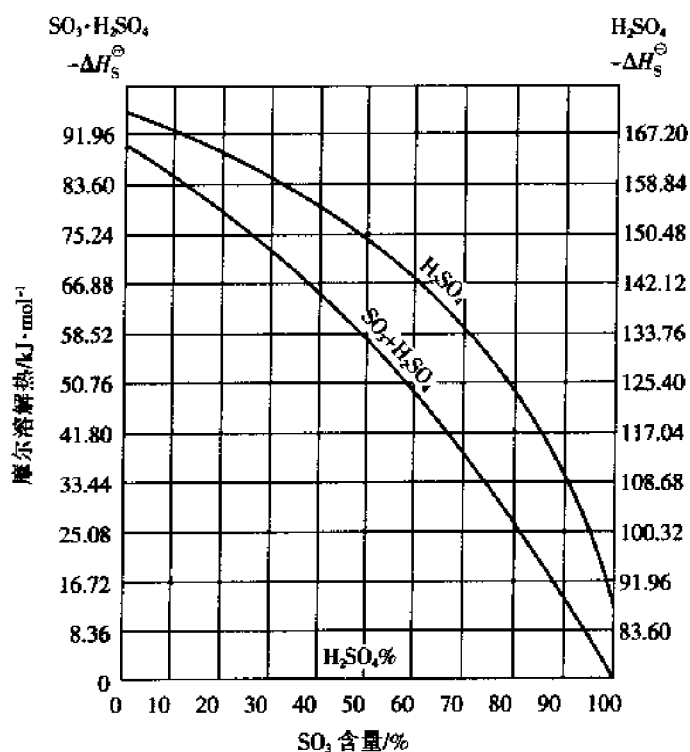


图 4-6 SO_3 在水中的摩尔溶解热(25°C)

$$\Delta H_s^\ominus = \left(\frac{40.34W}{100 - 0.7987W_s} + \frac{5.71W}{100 - 0.938W_s} \right) \times 4.187 \text{ (kJ/mol—SO}_3\text{)} \quad (4-22)$$

式中: W ——酸中水的质量分数(包括化学结合水);

W_s ——酸中 SO_3 的质量分数(包括化合的与游离的 SO_3)。

例 4-7: 30°C 98% H_2SO_4 200kg, 用 20°C 水稀释至浓度为 50% 不计热损失及设备升温吸热, 求稀释终点时酸的温度。已知 98% H_2SO_4 的 $C_p = 1.45 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$, 50% H_2SO_4 的比热容 $2.53 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

解: 令用水量为 X , 按 SO_3 的平衡:

$$200 \times 0.98 \times \frac{80}{98} = (200 + X) \times 0.50 \times \frac{80}{98}$$

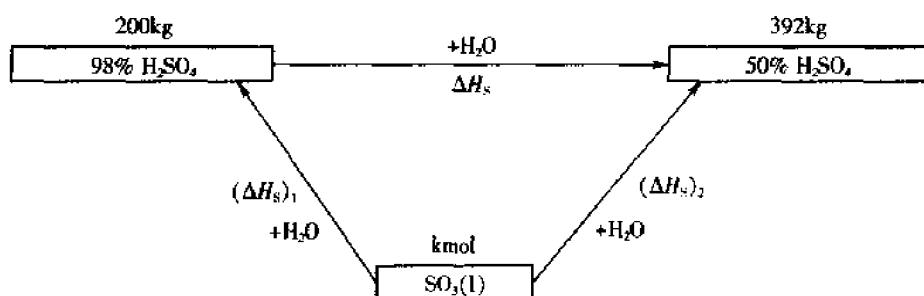
解得:

$$X = 192 \text{ (kg)}$$

200kg 98% H_2SO_4 含 SO_3 :

$$200 \times \frac{0.98}{98} = 2 \text{ (kmol)}$$

查图 4-6, 98% H_2SO_4 的 $\Delta H_s^\ominus = 95.30 \text{ kJ/mol}$, 50% H_2SO_4 的 $\Delta H_s^\ominus = 150.06 \text{ kJ/mol}$ 。



$$\begin{aligned} \Delta H_s &= (\Delta H_s)_2 - (\Delta H_s)_1 = (-150.06 \times 10^3 \times 2) - (-95.30 \times 10^3 \times 2) \\ &= -109.5 \times 10^3 \text{ (kJ)} \end{aligned}$$

令稀释后酸的温度为 t , 以 25°C 为基准温度计算稀释前后物料的焓。

98% H_2SO_4 的热焓:

$$\Delta H_1 = 200 \times 1.45 \times (30 - 25) = 1450 \text{ (kJ)}$$

稀释水的热焓:

$$\Delta H_2 = 192 \times 4.187 \times (20 - 25) = -4020 \text{ (kJ)}$$

50% H_2SO_4 的热焓:

$$\Delta H_3 = 392 \times 2.53 \times (t - 25) = 993.2(t - 25)$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_s$$

解得:

$$t = 133^\circ\text{C}$$

例4-8: 用 95% H_2SO_4 与 20% 发烟硫酸混合, 配置 100% H_2SO_4 100kg, 设混合温度为 25℃, 求混合过程所放热量。

解:

(1) 先作物料衡算, 求两种酸的用量。

令 X 为 95% H_2SO_4 用量(kg), Y 为 20% 发烟硫酸用量(kg), 各项酸中 SO_3 含量, 计算如下:

95% H_2SO_4 :

$$0.95 \times \frac{80}{98} X = 0.7755X$$

20% 发烟硫酸:

$$\left(0.2 + 0.8 \times \frac{80}{98}\right) Y = 0.853Y$$

100% H_2SO_4 :

$$100 \times \frac{80}{98} = 81.63$$

SO_3 的平衡:

$$0.7755X + 0.853Y = 81.63$$

总物料平衡:

$$X + Y = 100$$

解得:

$$X = 47.2(\text{kg}), Y = 52.8(\text{kg})$$

(2) 计算放热量。

由图 4-6 查得各项酸的 SO_3 摩尔溶解热:

95% H_2SO_4 :

$$\Delta H_s^\ominus = -101.57\text{kJ/mol} - \text{SO}_3$$

20% 发烟硫酸:

$$\Delta H_s^\ominus = -79.63\text{kJ/mol} - \text{SO}_3$$

100% H_2SO_4 :

$$\Delta H_s^\ominus = -90.79\text{kJ/mol} - \text{SO}_3$$

酸中含 SO_3 摩尔数:

95% H_2SO_4 :

$$47.2 \times \frac{0.7755}{80} = 0.457(\text{kmol})$$

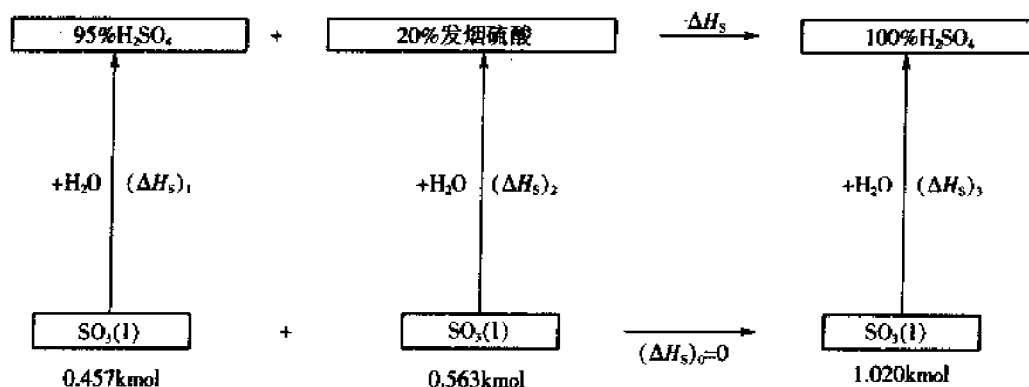
20% 发烟硫酸:

$$52.8 \times \frac{0.853}{80} = 0.563(\text{kmol})$$

100% H_2SO_4 :

$$100 \times \frac{0.8163}{80} = 1.020 (\text{kmol})$$

酸混合时的热焓变化:



$$(\Delta H_s)_1 + (\Delta H_s)_2 + \Delta H_s = 0 + (\Delta H_s)_3$$

$$\Delta H_s = (\Delta H_s)_3 - (\Delta H_s)_1 - (\Delta H_s)_2$$

$$\begin{aligned}
 -\Delta H_s &= 90.94 \times 1.02 \times 10^3 - 101.7 \times 0.457 \times 10^3 - 79.76 \times 0.563 \times 10^3 \\
 &= 1.38 \times 10^3 (\text{kJ})
 \end{aligned}$$

3. $\text{HCl}(\text{g})$ 的溶解热 $\text{HCl}(\text{g})$ 溶解于水时的摩尔溶解热数据表示于图 4-7 中, 利用它可以计算用水吸收时放出的热量和盐酸浓度改变时的热焓变化。也可利用下式计算 $\text{HCl}(\text{g})$ 的摩尔溶解热。

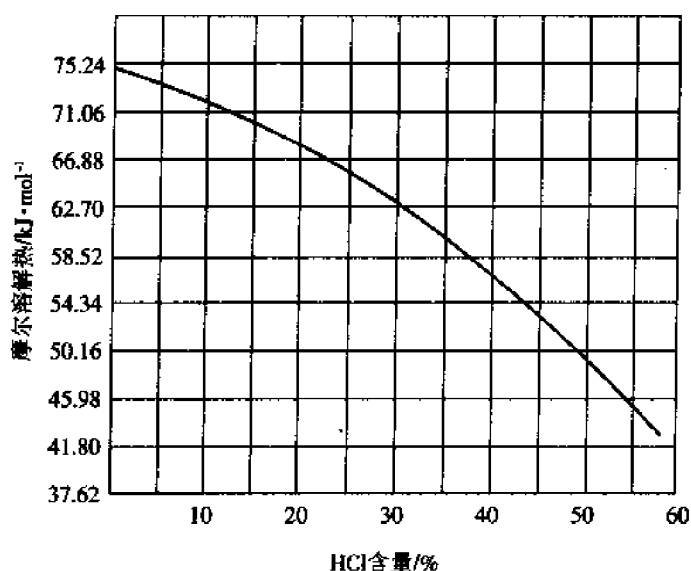


图 4-7 $\text{HCl}(\text{g})$ 在水中的摩尔溶解热

$$-\Delta H_s^\ominus = 72.86m - 23.96m^2 \text{ (kJ/mol—HCl)}$$

式中: m ——1kg 水溶解 HCl 的质量, kg/kg H_2O 。

m 与吸收温度及气相中 HCl 分压的大小有关, 有下列关系式:

$$m = (0.8223 - 0.004328t)p^{0.15}$$

式中: t ——温度, $^\circ\text{C}$;

p ——HCl 分压力, atm。

四、无限稀释热及其应用于计算混酸的浓度变化热

将一定浓度的酸和水稀释至酸的浓度接近于零时, 所放出的热量称为无限稀释热。现以符号 ΔH_∞^\ominus 代表每千克酸的无限稀释热, 各种浓度的硫酸、硝酸与混酸的无限稀释热可利用下列经验公式计算。

硫酸的无限稀释热:

$$-\Delta H_\infty^\ominus = \frac{3.761(100 - W)^2}{W + 49.32} \text{ (kJ/kg)} \quad (4-23)$$

硝酸的无限稀释热:

$$-\Delta H_\infty^\ominus = \frac{4.572(100 - W)^2}{W + 98.64} \text{ (kJ/kg)} \quad (4-24)$$

式中: W ——酸中水的质量分数。

混酸的无限稀释热:

$$-\Delta H_\infty^\ominus = \frac{A}{B - X} \quad (4-25)$$

$$X = \frac{W_s}{W_s + W_N} \quad (4-26)$$

$$A = \frac{1.092(100 - W)^2}{38.68 - 0.2158W} \quad (4-27)$$

$$B = \frac{W + 98.64}{38.68 - 0.2158W} \quad (4-28)$$

式中: W_s 、 W_N 、 W ——分别为混酸中 H_2SO_4 、 HNO_3 、 H_2O 的质量分数。

将 A 、 B 与 W 的关系作成曲线表示于图 4-8 中, 利用该图与式(4-25), 可以方便地求得混酸的无限稀释热。

利用混酸无限稀释热数据可以求算配置混酸及硝化过程中混酸浓度改变时的热量变化。

例 4-9: 将 505kg 98% H_2SO_4 、480kg 97% HNO_3 和 15kg H_2O 混合配置含 47% H_2SO_4 、49% HNO_3 、4% H_2O 的混酸 1000kg, 计算混合时的热焓变化。

解: 查图 4-8 求得各项酸的 A 、 B 值, 并按 W_s 、 W_N 计算 X 值(表 4-7)。

利用式(4-25)计算各项酸的无限稀释热。

97% HNO_3 :

$$-\Delta H_\infty^\ominus = 270 \times \frac{4.187}{2.67} = 423 \text{ (kJ/kg)}$$

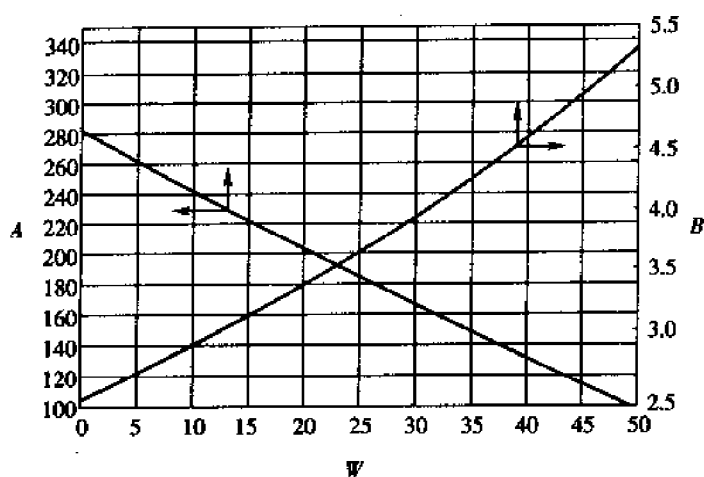


图 4-8 计算混酸无限稀释热曲线

表 4-7 计算结果

酸	W	A	B	X
97% HNO ₃	3%	270	2.67	0.0
98% H ₂ SO ₄	2%	274	2.63	1.0
混 酸	4%	266	2.71	0.49

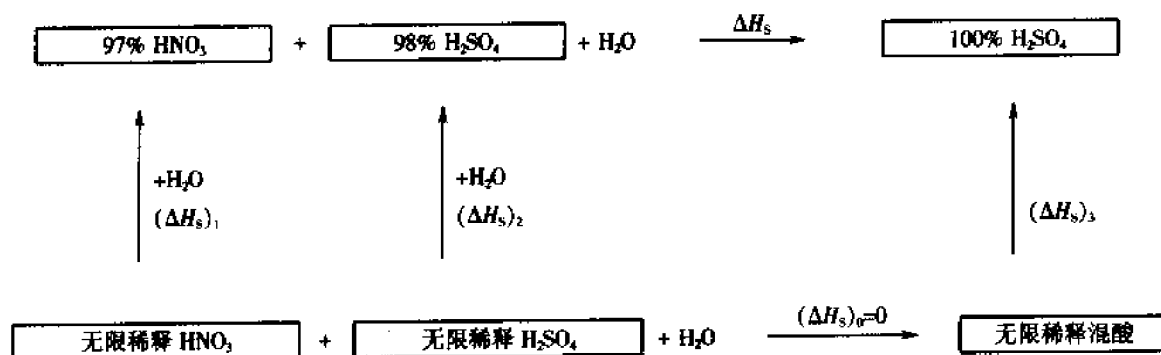
98% H₂SO₄:

$$-\Delta H_{\infty}^{\ominus} = 703 \text{ kJ/kg}$$

混酸:

$$-\Delta H_{\infty}^{\ominus} = 502 \text{ kJ/kg}$$

混合过程的热焓变化:



$$(\Delta H_S)_1 + (\Delta H_S)_2 + (\Delta H_S)_0 = \Delta H_S + (\Delta H_S)_3$$

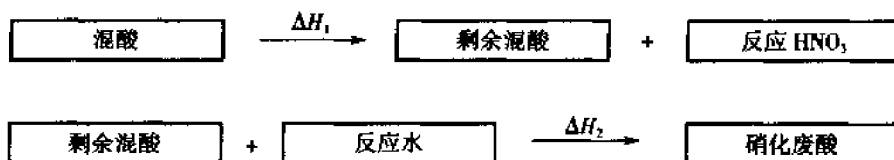
$$\Delta H_S = (\Delta H_S)_1 + (\Delta H_S)_2 - (\Delta H_S)_3$$

$$\Delta H_S = 505 \times (-423) + 480 \times (-703) - 1000 \times (-502)$$

$$= -4.873 \times 10^4 \text{ (kJ)}$$

例4-10:根据例3-7中的数据,计算氯苯硝化过程中混酸浓度改变时的热焓变化。

解:热焓的变化可分为两步计算,第一步从混酸中分离出参加反应的 HNO_3 , 这一步需吸收热量,第二步反应生成的水将剩余混酸稀释成废酸,这一步需要放出热量。



$$\Delta H_s = \Delta H_1 + \Delta H_2$$

根据例3-7,各项物料的质量为:

混酸 435kg, 反应 HNO_3 201.6kg。

剩余混酸:

$$435 - 201.6 = 233.4 (\text{kg})$$

反应生成水 57.6kg, 硝化废酸 291kg。

计算剩余混酸的组成:

$$\frac{213.1}{233.4} \times 100\% = 91.3\%$$

$$\frac{204 - 201.6}{233.4} \times 100\% = 1.24\%$$

$$\frac{17.4}{233.4} \times 100\% = 7.46\%$$

求各项酸的无限稀释热(表4-8)。

表4-8 计算结果

酸	组成/%				A	B	$-\Delta H_{\infty}^{\ominus} (\text{kJ/kg}) = \frac{4.187A}{B-X}$
	W_s	W_N	W	X			
混酸	49	47	4	0.51	266	2.71	502
剩余混酸	91.3	1.24	7.46	0.925	252	2.86	544
硝化废酸	73.2	1.0	25.8	0.738	181	3.76	251
纯 HNO_3	0	0	0	0	282	2.55	463

$$\Delta H_1 = 435 \times (-502) - 233.4 \times (-544) - 201.6 \times (-463) = 1.995 \times 10^3 (\text{kJ/kg})$$

$$\Delta H_2 = 233.4 \times (-544) - 291 \times (-251) = -12.89 \times 10^3 (\text{kJ/kg})$$

总的热焓变化:

$$\Delta H = \Delta H_1 + \Delta H_2 = 1.995 \times 10^3 + (-12.89 \times 10^3) = -10.94 \times 10^3 (\text{kJ/kg})$$

以上各节介绍了反应过程中系统热焓变化的计算,以下介绍为反应系统与外界传递的热量

的计算。

五、设备热损失的计算

在较高温度下进行反应的设备作热量衡算时,通过设备表面的热损失,常常不可忽略。若已知设备散热表面的温度及周围空气的温度,则可用式(4-29)计算热损失量。

$$Q_L = \sum h_i A_i (T_i - T_a) \tau \quad (4-29)$$

式中: A_i ——设备各部分的表面积, m^2 ;

T_i ——表面温度, K ;

T_a ——周围空气温度, K ;

τ ——过程持续时间, h ;

h_i ——对流给热系数与辐射给热系数之和, $h_i = h_c + h_r$, $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$ 。

对流给热系数可按下式计算:

$$h_c = 5.99 (T_i - T_a)^{0.5} \quad (4-30)$$

辐射给热系数可用下式计算:

$$h_r = \frac{14.24 (T_i^4 - T_a^4) \times 10^{-3}}{T_i - T_a} \quad (4-31)$$

在 $T_i = 323 \sim 623 \text{K}$ ($50 \sim 350^\circ\text{C}$) 的范围内,周围空气作自然对流时,也可用下述近似公式求 h_i :

$$h_i = 33.5 + 0.21 (t_i + 273.15)$$

式中: t_i ——散热表面温度, $^\circ\text{C}$ 。

当散热表面温度为 $150 \sim 250^\circ\text{C}$ 时,周围空气温度为 0°C 时,热损失可达 $8000 \sim 16000 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。为了减少热损失和从安全操作考虑,高温设备表面一般都有保温层,保温设备表面的允许最大热损失率可参考表 4-9 中数据。表中 q_L 为每米长的圆柱体管子的热损失率 [$\text{kJ}/(\text{m} \cdot \text{h})$], q_A 为每平方米的平面或曲面的热损失率 [$\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$],取周围空气温度为 25°C 。

表 4-9 保温设备与管道的允许最大热损失率

介质温度/ $^\circ\text{C}$	100	150	200	250	300	350	400	450
圆柱直径/mm	圆柱体管子的热损失率 $q_L/\text{kJ} \cdot (\text{m} \cdot \text{h})^{-1}$							
376	586	775	984	1193	1403	1612	1821	1824
426	628	858	1089	1298	1507	1738	1947	2177
529	712	963	1214	1465	1717	1989	2240	2512
631	837	1130	1403	1675	1968	2240	2470	2763
720	963	1298	1591	1842	2177	2491	2722	3015
820	1089	1424	1759	2052	2387	2722	2973	3308
920	1193	1591	1947	2240	2638	2973	3245	3622
1020	1298	1738	2114	2449	2847	3224	3664	3936
周围空气温度	平面热损失率 $q_A/\text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$							
25°C	314	385	482	565	649	733	796	879

例 4-11: $\phi 1020\text{mm} \times 3000\text{mm}$ 的圆柱形设备, 传热介质为 200°C , 求 2h 内热损失总量。

解: 查表 4-9 得直径为 1020mm 介质温度 200°C 时, 每米长的圆柱体管子的热损失率为 $2114\text{kJ}/(\text{m} \cdot \text{h})$ 。

已知 $L = 3000\text{mm} = 3\text{m}$, $A = 2 \times \pi \times \frac{1.02^2}{4} = 1.634\text{m}^2$ (圆柱体底与盖的面积)。

所以圆柱侧面热损失为:

$$3 \times 2114 \times 2 = 12684 (\text{kJ})$$

底与盖的热损失为:

$$1.634 \times 482 \times 2 = 1575 (\text{kJ})$$

热损失总量为:

$$12684 + 1575 = 14259 (\text{kJ})$$

六、通过间壁传递的热量及传热剂的消耗量

在热量平衡方程式(4-6)、式(4-10)中 Q_r 与 Q_c 都是通过传热间壁传递的热量。可按一般的传热方程式进行计算。

$$Q = K A \Delta T_m \tau \quad (4-32)$$

式中: K ——总传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$;

A ——传热面积, m^2 ;

ΔT_m ——平均传热温差, K ;

τ ——传热过程所需时间, s 。

设计工作中往往先通过热量平衡方程式, 求出需要传递的热量 Q , 然后用传热式(4-32)计算需要的传热面积 A , 或者按已经给定的传热面积, 验算总传热系数是否在合理的范围内。

传热量 Q 确定后, 根据选定的传热剂可以计算传热剂的消耗量。

饱和蒸汽的消耗量:

$$G_s = \frac{Q_r}{I} \quad (4-33)$$

式中: G_s ——饱和蒸汽消耗量, kg ;

I ——蒸汽的热焓, kJ/kg 。

冷却水或冷冻盐水的消耗量:

$$G_c = \frac{Q_c}{C_p(t_2 - t_1)} \quad (4-34)$$

式中: G_c ——冷却水或冷冻盐水消耗量, kg ;

t_1, t_2 ——分别为冷却剂的初温及终温, $^\circ\text{C}$;

C_p ——冷却剂平均等压比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

如果直接加冰冷却时, 冰的消耗量:

$$G_i = \frac{Q_r}{334.4 - 4.18t} \quad (4-35)$$

式中: G_i ——冰的消耗量, kg;

334.4——冰的熔化热, kJ/kg;

t ——反应混合物终温, $^{\circ}\text{C}$ 。

燃料消耗量:

$$B = \frac{Q_T}{\eta_T q_p} \quad (4-36)$$

式中: B ——煤、燃料油或煤气的消耗量, kg 或 m^3 ;

η_T ——炉灶的热效率, 通常为 30% 左右;

q_p ——燃料的发热量, kJ/kg 或 kJ/m^3 。

第三节 热量衡算举例

一、连续反应器的热量衡算举例

例 4-12: 运用例 3-7 所给的物料衡算数据, 作氯苯连续硝化锅的热量衡算。若规定第一与第二硝化锅的反应温度分别为 55°C 与 76°C , 反应锅为 $\phi 1020\text{mm} \times 3000\text{mm}$ 不锈钢锅, 夹套传热面积 4.6m^2 。已知氯苯硝化的 $\Delta H_r^{\ominus} = -133.6\text{kJ}/\text{mol}$ 。

求:

(1) 两个硝化锅的传热量各为多少?

(2) 第一硝化锅的夹套传热面积是否够用? 已知夹套总传热系数为 $754\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$ 。如不够用, 需用多少平方米的内部冷却蛇管? 已知蛇管总传热系数为 $2177\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$ 。(忽略副反应及热损失)

解:

(1) 作出第一硝化锅的物料衡算(以每小时为基准)。令反应量 HNO_3 为 G , 输出废酸量为 G' 。

按 HNO_3 的平衡:

$$435 \times 0.47 = G' \times 0.03 + G \quad (1)$$

按废酸的平衡:

$$G' = 435 - G + \frac{18G}{68} \quad (2)$$

解式(1)与式(2)得:

$$G = 195.6\text{kg}, G' = 295.3\text{kg}$$

计算废酸组成:

$$W_N = 295.3 \times \frac{0.03}{295.3} \times 100\% = 3\%$$

$$W_S = \frac{213.1}{295.3} \times 100\% = 72.2\%$$

$$W = 1 - 3\% - 72.2\% = 24.8\%$$

反应生成硝基氯苯(NCB), 第一硝化锅输出 NCB, 反应消耗氯苯(CB), 第一硝化锅输入 CB。

(2) 第二硝化锅的物料输出量及其组成见例 3-7。

(3) 由手册查得各项物料的比热数据 [$\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$]。

	混酸	第一硝化锅	第二硝化锅	硝基氯苯	氯苯混合料
C_p	1.76	1.97	1.93	1.63	1.34

(4) 将两个硝化锅的物料平衡及热数据汇总于表 4-10。

表 4-10 物料平衡及数据

第一硝化锅输入				第一硝化锅输出				第二硝化锅输出			
物料	质量/kg	比热/ $\text{kJ} \cdot (\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$	温度/ $^\circ\text{C}$	物料	质量/kg	比热/ $\text{kJ} \cdot (\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$	温度/ $^\circ\text{C}$	物料	质量/kg	比热/ $\text{kJ} \cdot (\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$	温度/ $^\circ\text{C}$
混酸	435	1.76	25	废酸	295.3	1.97	55	废酸	291	1.93	76
氯苯混合料	394	1.34	30	硝化物	533.7	1.63	55	硝化物	538	1.63	76

计算物料升温过程的热焓变化 ΔH_p :

$$\Delta H_p = \sum G_i' C_{pi}' (t_i' - t_0) - \sum G_i C_{pi} (t_i - t_0)$$

基准温度取 $t_0 = 25^\circ\text{C}$ 。

根据公式, 计算结果列于表 4-11。

表 4-11 计算结果

第一硝化锅输入物料的焓/ $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$	第一硝化锅输出物料的焓/ $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$
$435 \times 1.76 \times 0 = 0$	$295.3 \times 1.97 \times (55 - 25) = 17452$
$394 \times 1.34 \times (30 - 25) = 2640$	$533.7 \times 1.63 \times (55 - 25) = 26098$
2640	43550
第二硝化锅输出物料的焓/ $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$	
$291 \times 1.93 \times (76 - 25) = 28643$	
$538 \times 1.63 \times (76 - 25) = 44724$	
73367	

第一硝化锅:

$$\Delta H_p = 43550 - 2640 = 40910 (\text{kJ/h})$$

第二硝化锅:

$$\Delta H_p = 73367 - 43550 = 29817 (\text{kJ/h})$$

(5) 计算氯苯硝化反应的热焓变化 ΔH_r :

$$\Delta H_r = 1000G \cdot \frac{\Delta H_r^\ominus}{63}$$

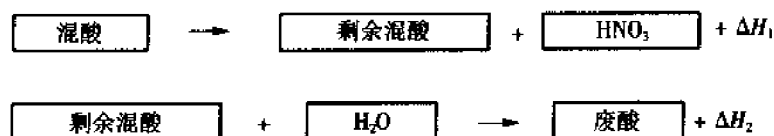
第一硝化锅:

$$\Delta H_r = 1000 \times 195.6 \times \frac{-133.6}{63} = -414796 (\text{kJ/h})$$

第二硝化锅:

$$\Delta H_r = 1000 \times (201.6 - 195.6) \times \frac{-133.6}{63} = -12724 (\text{kJ/h})$$

(6) 计算硝化过程中混酸浓度改变时的热焓变化 ΔH_s :



$$\Delta H_s = \Delta H_1 + \Delta H_2$$

先计算各项酸的无限稀释热, 根据酸的组成利用图 4-3 及式(4-27)计算酸的无限稀释热(表 4-12)。

$$-\Delta H_\infty^\ominus = \frac{4.187A}{B-X}$$

表 4-12 计算结果

酸	组 成/%				A	B	$-\Delta H_\infty^\ominus / \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$
	W_N	W_S	W	X			
混 酸	47	49	4	0.51	266	2.71	502.4
第一硝化锅废酸	3	72.2	24.8	0.960	252	2.86	282.2
第二硝化锅废酸	1.0	73.2	25.8	0.987	181	3.76	273.4
HNO ₃	100	0	0	0	282	2.55	463.1

第一硝化锅:

$$\begin{aligned} \Delta H_s &= 435 \times (-502.4) - 295.3 \times (-156.6) - 195.6 \times (-463.1) \\ &= -44646 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

第二硝化锅:

$$\begin{aligned} \Delta H_s &= 295.3 \times (-282.2) - 291 \times (-273.4) - 6 \times (-463.1) \\ &= -995.7 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

(7) 硝化过程热焓变化总量及需要传热量:

$$\Delta H = \Delta H_p + \Delta H_r + \Delta H_s$$

第一硝化锅:

$$\Delta H = 40910 - 414796 - 44646 = -418532 (\text{kJ/h})$$

第二硝化锅:

$$\Delta H = 29817 - 12724 - 995.7 = 16097 \text{ (kJ/h)}$$

忽略热损失,则第一硝化锅需要移出的热量为:

$$Q_T = \Delta H = -418532 \text{ (kJ/h)}$$

第二硝化锅需要加入的热量为:

$$Q_T = \Delta H = 16097 \text{ (kJ/h)}$$

(8) 第一硝化锅冷却面积计算:

$$Q = KA\Delta t_m$$

取 $\Delta t_m = 25^\circ\text{C}$, 计算夹套传热系数:

$$K = \frac{Q}{A\Delta t_m} = \frac{418532}{4.6 \times 25} = 3639 \text{ [kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})]}$$

计算 K 值超过实测 K 值较多 ($3639 \gg 754$), 夹套不够用, 需加内部冷却蛇管。

夹套实际传热能力:

$$Q = 754 \times 4.6 \times 25 = 86710 \text{ (kJ/h)}$$

需由蛇管传出的热量:

$$418532 - 86710 = 331822 \text{ (kJ/h)}$$

取蛇管的传热温差 $\Delta t_m = 28^\circ\text{C}$, $K = 2177 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

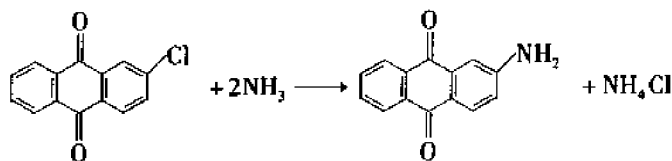
计算蛇管传热面积:

$$A = \frac{331822}{28 \times 2177} = 5.44 \text{ (m}^2\text{)}$$

二、间歇操作反应器的热量衡算举例

例 4-13: 对 2-氯蒽醌氨解高压釜进行热量衡算(只计算道生蒸汽加热段), 并选择道生炉。

已知反应式:



每釜投料量及组成: 2-氯蒽醌 347kg(工业品, 97.5%); 25% 氨水 1600kg(工业品, 含 NH_3 400kg); CuSO_4 34.8kg(工业品, 96%)。

总量 2008.8kg。

每釜得 100% 2-氨基蒽醌 294kg。

高压釜(图 4-9)由室温用水蒸气在蛇管内加热至 150°C , 然后用道生蒸汽由 150°C 加热至 210°C (夹套), 升温时间为 1h, 反应压力 4517.2kPa (46kgf/cm^2), 具体操作升温曲线如图 4-10 所示。

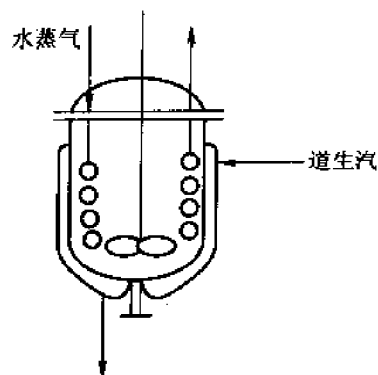


图 4-9 高压釜

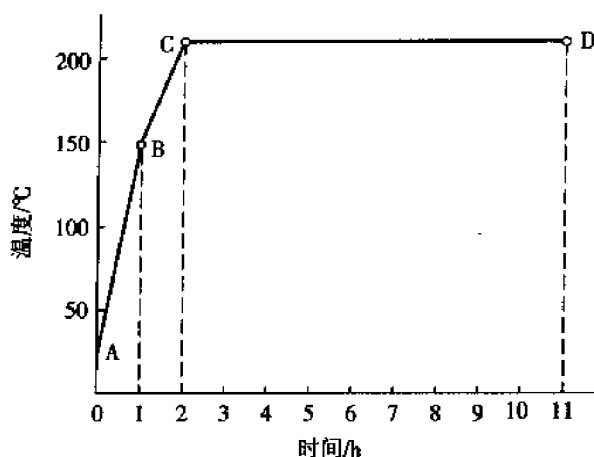


图 4-10 氨化操作曲线

图 4-10 中: AB 段为水蒸气加热段, 温度在 1.5h 内升至 150℃。蛇管内通水蒸气, 压力 491 ~ 589.2kPa (5 ~ 6kgf/cm²)。

BC 段为道生蒸汽加热段, 釜内温度在 1h 内由 150℃ 升至 210℃, 夹套中通道生汽, 压力 29.5 ~ 39.3kPa (0.3 ~ 0.4kgf/cm²)。

CD 段为保温段, 釜内温度 210℃, 保温 8.5h。

解:

(1) 物料升温 1h 所需热量:

$$\Delta H_p = GC_p \Delta t = 2008.8 \times 4.40 \times (210 - 150) = 530323 (\text{kJ/h})$$

(2) 高压釜升温所需热量:

$$\Delta H_M = G_M C_p \Delta t = 12700 \times 0.50 \times (210 - 150) = 381000 (\text{kJ/h})$$

3m³ 高压釜质量为 $G_M = 12700\text{kg}$ 。

(3) 氨化反应热量计算:

$$\Delta H_r = 294 \times 1000 \times \frac{-48.91}{223} = -64476.96 (\text{kJ})$$

2-氯蒽醌的氨化反应热:

$$\Delta H_r^\ominus = -49.0 (\text{kJ/mol})$$

氨水浓度变化热的计算:

反应用掉的 NH₃ 量:

$$294 \times 2 \times \frac{17}{223} = 44.88 (\text{kg})$$

剩余 NH₃ 量:

$$400 - 44.88 = 355.12 (\text{kg})$$

氨化后氨水的浓度:

$$\frac{355.15}{1600 - 44.88} = 22.8\%$$

查得 25% 氨水 $\Delta H_s^\ominus = -32.6 \text{ kJ/mol}$, 22.8% 氨水 $\Delta H_s^\ominus = -32.81 \text{ kJ/mol}$ 。

则:

$$\Delta H_s = \frac{355.1}{17} \times (-32.81) \times 10^3 - \frac{400}{17} \times (-32.6) \times 10^3 = 81715.82 (\text{kJ})$$

所以:

$$\Delta H_R = \Delta H_r + \Delta H_s = -64476.96 + 81715.82 = 17238.86 (\text{kJ})$$

此项化学过程热焓的变化 (ΔH_R), 主要在前 5h 内完成, 以后反应量很少, 因此每小时 ΔH_R 的值为:

$$\frac{17238.86}{5} = 3447.77 (\text{kJ/h})$$

(4) 高压釜散热损失:

$$Q_L = hA\Delta t_r$$

$$h = 33.5 + 0.21 \times 110 = 56.6 [\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})]$$

$$Q_L = 13.5 \times 12 \times (110 - 30) \times 4.18 \times 1 = 54172.8 (\text{kJ/h})$$

(5) 升温段需要道生加热量:

$$\begin{aligned} Q_T &= \Delta H_P + \Delta H_R + \Delta H_M + Q_L = 530323 + 3447.77 + 381000 + 54172.8 \\ &= 968943.57 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

(6) 选择道生炉: 可选用 $104.5 \times 10^4 \text{ kJ}$ (25 万大卡) 或 $125.4 \times 10^4 \text{ kJ}$ (30 万大卡) 的道生炉一台。

(7) 煤气消耗量 [按 $104.5 \times 10^4 \text{ kJ}$ (25 万大卡) 计]:

$$B = \frac{Q_T}{\eta_T q_p} = \frac{250000}{0.5 \times 3800} = 131.6 (\text{m}^3/\text{h})$$

上述计算忽略了高压釜内空间充满的氨水蒸气, 其蒸发潜热 1528 kJ/kg , 其蒸发热量 $Q = 22 \text{ kg} \times 1528 \text{ kJ/kg} = 33616 \text{ kJ}$, 加上此热量, 选用 $104.4 \times 10^4 \sim 125.4 \times 10^4 \text{ kJ}$ (25 万 ~ 30 万大卡) 的道生炉亦够用了。

三、热量平衡与物料平衡的联合求解

在工业设计中有时需将热量平衡与物料平衡联合求解。

例 4-14: 苯的沸腾连续氯化反应器, 物料流程如图 4-11, 已知下列条件:

(1) 进料量苯 2700 kg/h , 氯气 630 kg/h (其中含空气 30 kg)。

(2) 出料氯化液的组成 (质量分数): $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ 为 30%, C_6H_6 为 68%, $\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$ 为 1%, HCl 为 1%。

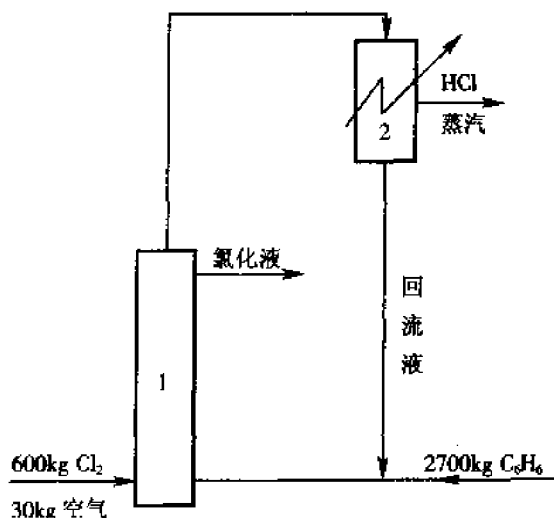


图 4-11 苯氯化反应器示意图
1—氯化器 2—回流冷凝器

(3) 进出物料的温度: 原料苯及氯气 20°C , 氯化反应液 80°C , 冷凝回流液 30°C 。

求:

(1) 气相输出物料中苯与氯苯质量(kg/h)。

(2) 输出氯化液质量(kg/h)。

(3) 需要通过回流冷凝器移出的热量(kJ/h)。忽略热损失及尾气中带出的苯。

解:

(1) 用拉乌尔定律根据液相组成求气相组成。

查手册 80°C 时苯与氯苯的饱和蒸气压如下:

$$P_{\text{C}_6\text{H}_6}^* = 101.3 \text{ kPa (760 mmHg)}, P_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}}^* = 20 \text{ kPa (150 mmHg)}$$

将液相质量分数换算为摩尔分率 X , 结果见表 4-13。

表 4-13 换算结果

物 料	M	W	W/M	X
C_6H_6	78	68%	$68\%/78 = 0.00872$	$0.00872/0.01146 = 0.761$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	112.5	30%	$30\%/112.5 = 0.00267$	$0.00267/0.01146 = 0.233$
$\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$	147	1%	$1\%/147 = 0.000068$	$0.000068/0.01146 = 0.006$
			0.01146	

令气相中 C_6H_6 与 $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ 的千摩尔数分别为 N_1 、 N_2 , 按拉乌尔定律与分压定律可得:

$$N_1:N_2 = P_{\text{C}_6\text{H}_6}^* \cdot X_{\text{C}_6\text{H}_6} : P_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}}^* \cdot X_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}}$$

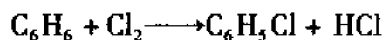
则:

$$N_1:N_2 = 101.3 \times 0.761 : 20 \times 0.233$$

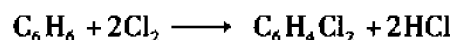
$$N_1 = 16.5 N_2$$

(2) 计算氯化器输出物料量(以 1h 为基准)。

假设全部参加反应, 气相中苯与氯苯全部冷凝流入反应器。反应式:



$$M \quad 78 \quad 71 \quad 112.5 \quad 36.5$$



$$M \quad 78 \quad 2 \times 71 \quad 147 \quad 2 \times 36.5$$

反应生成 HCl:

$$600 \times \frac{36.5}{71} = 310 (\text{kg})$$

输入苯量:

$$\frac{2700}{78} = 34.6 (\text{kmol})$$

液相输出物料中含:

C_6H_6 :

$$34.6 \times 0.761 = 26.333 \text{ (kmol)} \quad 26.333 \times 78 = 2054 \text{ (kg)}$$

C_6H_5Cl :

$$34.6 \times 0.233 = 8.06 \text{ (kmol)} \quad 8.06 \times 112.5 = 907 \text{ (kg)}$$

$C_6H_4Cl_2$:

$$34.6 \times 0.006 = 0.209 \text{ (kmol)} \quad 0.209 \times 147 = 30.7 \text{ (kg)}$$

2992kg

HCl:

$$2992 \times 0.01 = 30 \text{ (kg)}$$

液相输出总量:

$$2992 + 30 = 3022 \text{ (kg/h)}$$

排除气体中含:

HCl:

$$310 - 30 = 280 \text{ (kg)}$$

空气:

$$30 \text{ kg}$$

排除气体总量:

$$280 + 30 = 310 \text{ (kg/h)}$$

(3) 求气相中 C_6H_6 与 C_6H_5Cl 的含量, 需借助于热量平衡关系式。

查手册得各项物料的比热容与蒸发潜热 (ΔH_V^\ominus) 数据见表 4-14。

表 4-14 各项物料的比热容与蒸发潜热

物质名称	$C_p / \text{kJ} \cdot (\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$	$\Delta H_V^\ominus / \text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$	物质名称	$C_p / \text{kJ} \cdot (\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$	$\Delta H_V^\ominus / \text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$
C_6H_6	1.72 (0 ~ 30°C)	30.98	C_6H_5Cl	1.30 (0 ~ 30°C)	35.59
	1.80 (0 ~ 80°C)			1.42 (0 ~ 80°C)	
$C_6H_4Cl_2$	1.26 (0 ~ 80°C)	—	HCl	0.88 (0 ~ 80°C)	—
Cl_2	0.50 (0 ~ 20°C)	—			

取基准温度为 0, 计算氯化器输入、输出物料的热焓。

计算输入物料的热焓:

$$G_i \times C_p \times t_i$$

原料苯 C_6H_6 :

$$2700 \times 1.72 \times 20 = 92880 \text{ (kJ/h)}$$

回流液 C_6H_6 :

$$N_1 \times 78 \times 1.72 \times 30 = 4025 N_1 \text{ (kJ/h)}$$

C_6H_5Cl :

$$\frac{N_1}{16.5} \times 112.5 \times 1.30 \times 30 = 265.9 N_1 \text{ (kJ/h)}$$

氯气 Cl_2 :

$$630 \times 0.5 \times 20 = 6300 \text{ (kJ/h)}$$

$$\Delta H = \sum G_i C_{pi} \Delta t_i = 99180 + 4290.9 N_1 \text{ (kJ/h)}$$

计算输出物料的热焓:

氯化液:

$$2053 \times 1.80 \times 80 = 295632 \text{ (kJ/h)}$$

$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$:

$$907 \times 1.42 \times 80 = 103035 \text{ (kJ/h)}$$

$\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$:

$$30.7 \times 1.26 \times 80 = 3095 \text{ (kJ/h)}$$

HCl :

$$30 \times 0.88 \times 80 = 2112 \text{ (kJ/h)}$$

气相物料 HCl , 空气:

$$310 \times 0.88 \times 80 = 21824 \text{ (kJ/h)}$$

C_6H_6 :

$$78 N_1 \times 1.80 \times 80 + 30.98 \times 10^3 N_1 = 42218 N_1 \text{ (kJ/h)}$$

$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$:

$$112.5 \times \frac{N_1}{16.5} \times 1.42 \times 80 + \frac{N_1}{16.5} \times 35.59 \times 10^3 = 2931 N_1 \text{ (kJ/h)}$$

$$\Delta H' = \sum G'_i C'_{pi} \Delta t'_i + \sum \Delta H_{vi} = 425574 + 45149 N_1 \text{ (kJ/h)}$$

ΔH_p 的计算:

$$\Delta H_p = \Delta H' - \Delta H = 326394 + 40858 N_1 \text{ (kJ/h)}$$

反应过程的热焓变化 ΔH_R 的计算。取苯的氯化标准反应热 $\Delta H_r^\ominus = 130.6 \text{ kJ/mol} - \text{Cl}_2$ (假设苯的一氯化与二氯化反应热相等)。

$$\Delta H_R = \frac{600}{71} \times (-130.6) \times 10^3 = -1105368 \text{ (kJ/h)}$$

忽略热损失, 按热量平衡关系:

$$\Delta H_p + \Delta H_R - Q = 0$$

$$326394 + 40858 N_1 - 1105368 = 0$$

解得:

$$N_1 = 19.1 \text{ kmol/h} = 1490 \text{ kg/h}$$

$$N_2 = \frac{N_1}{16.5} = \frac{19.1}{16.5} \text{ kmol/h} = 130 \text{ kg/h}$$

气相输出 C_6H_6 1490 kg/h、 $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ 130 kg/h、 HCl 280 kg/h、空气 30 kg/h。

(4) 回流冷凝器移出热量的计算。

进入冷凝器物料的热:

$$425574 + 45149 N_1 = 425574 + 45149 \times 19.1 = 1287920 (\text{kJ/h})$$

离开冷凝器物料的热焓:

$$4290.5 N_1 + 310 \times 0.88 \times 30 = 4290.5 \times 19.1 + 8184 = 90133 (\text{kJ/h})$$

需要移出的热量:

$$Q = 1287920 - 90133 = 1197787 (\text{kJ/h})$$

复习指导

1. 热量衡算, 根据已知或可设定的物料量, 计算未知物料温度和换热量, 进而评估、提高设备或工艺过程的能量利用情况。对于伴有热效应的化学反应、酸混合过程, 需确定保持一定过程温度所需的移出或提供热量的速率。

2. 热量衡算都必须在物料衡算过程基础上进行, 有时需将热量平衡与物料平衡联合求解。确定各料流的焓值时, 注意选定统一的基准温度, 相态确定也很重要。当生产过程的物料复杂, 可以列出热量衡算表。

3. 化学反应热可以通过已有的实验数据计算, 也可以由标准生成热计算, 后一种情况需注意标准生成热数据的基准一致。

第五章 设备的工艺设计

第一节 概述

一、设备工艺设计的作用

设备工艺设计是工程设计的基础。化工设备从工艺设计角度可以分为两类：一类是标准设备或定型设备，是成批、成系列生产的设备，并可以从厂家的产品目录或手册中查到其规格及型号，可直接从设备生产厂家购买；另一类是非标设备或称非定型设备，是根据工艺要求、通过工艺计算及设备专业设计人员设计、需要专门设计的特殊设备，然后由有资格的厂家制造。

二、设备工艺设计的主要内容

(1) 确定单元操作所用设备的类型。这项工作应与工艺流程设计结合起来进行。例如，工艺流程中需要使液固混合物分离，就要考虑是用过滤机，还是用离心机；要实现气固分离，就要考虑是用旋风分离器，还是用沉降槽；使液体混合物各组分分离，是采用萃取方法，还是采用蒸馏方法；实现气固催化反应，是用固定床反应器，还是用流化床反应器等。

(2) 确定设备的材质。根据工艺操作条件（温度、压力、介质的性质）和对设备的工艺要求确定符合要求的设备材质。这项工作应与设备设计专业人员共同完成。

(3) 确定设备的设计参数。设备的设计参数是由工艺流程设计、物料衡算、热量衡算、设备的工艺计算多项工作得到的。对不同的设备，它们有不同的设计参数。

对流体输送设备，如泵，就需要确定流量、扬程、轴功率、允许吸上高度等，而风机，则需要确定风量和风压；对换热器，则需要知道热负荷、换热面积、冷热流体的种类及流量；对塔设备，则需要确定进出口物料的流量、组成、温度、压力、塔径与塔的材质、填料类型与填料高度或塔板类型与塔板数等，对于精馏塔还要确定塔顶冷凝器和塔底再沸器的热负荷、换热流体的种类等；对于反应器，则需要确定反应器的类型，进出口物料的流量、组成、温度与压力以及催化剂的种类和规格等。

(4) 确定定型设备（即标准设备）的型号或牌号以及数量。定型设备是一些加工厂成批、成系列生产的设备，即那些可以直接向生产厂家订货或购买的现成设备。在定型设备中，一些类型的设备是除化工和制药行业外，其他行业也能或可能广泛采用的设备，例如泵、风机、电动机、压缩机、减速机和起重运输装置等，这种类型的设备有众多的生产厂家，型号很多，可选择范围很大。另外，一些是化工和制药行业常用的大型设备，如冷冻机、除尘设备、过滤机、离心机和搅拌器等，设计人员可从中选择符合工艺要求的型号。

对已有标准图纸的设备,确定标准图的图号和型号。随着中国化工设备标准化的推进,有些本来用于非标设备的化工装置,已逐步走向系列化、定型化。它们虽还未全部统一,但已有一些标准的图纸,有些还有了定点生产厂家。这些设备包括换热器系列、容器系列、搪玻璃设备系列以及圆泡罩、F₁型浮阀和浮阀塔塔盘系列等,它们已经有了国家标准。还有一些虽未列入国家标准,但已有标准施工图和相应的生产厂家,例如国家医药管理局上海医药设计院设计的发酵罐系列和立式薄壁常压容器系列。对已有标准图纸的设备,设计人员只要根据工艺需要确定标准图的图号和型号,就不必自己设计了。

随着化学工业和制药工业的发展,设备的标准化程度将越来越高,所以在设计非标设备时应尽量采用已经标准化的图纸,以节省非标设备施工图的设计工作量。

(5)对非标设备,向化工设备专业设计人员提出设计条件和设备草图,明确设备的型式、材质、基本设计参数、管口、维修安装要求、支承要求及其他要求(如防爆口、人孔、手孔、卸料口、液面计接口等)。

(6)编制工艺设备一览表。在初步设计阶段,根据设备工艺设计的结果,编制工艺设备一览表,可按非定型工艺设备和定型工艺设备两类编制。初步设计阶段的工艺设备一览表作为设计说明书的组成部分提供给有关部门进行设计审查。

施工图设计阶段的工艺设备一览表是施工图设计阶段的主要设计成果之一。在施工图设计阶段,由于非标设备的施工图纸已经完成,工艺设备一览表已可以填写得十分准确和足够详尽。

(7)当工艺设备的施工图纸完成后,与化工设备的专业设计人员进行会签。

第二节 物料输送设备的选型

化工生产中的各种物料以及水、气、蒸汽等公用工程都需要输送到相应的装置,设计这些物料输送设备的品种多,而且复杂。一般从设计的角度可以分为:液体输送设备——各种泵;气体输送、压缩、制冷设备——风机、压缩机、真空泵、制冷机等;固体物料输送设备——各种给料机械设备、气流输送设备等。此外还可以用惰性气体压送或通过真空吸送液体物料等。

输送设备一般都属于定型设备,在工艺设计中按照物料性质和操作要求进行选用。各种输送设备的工作原理与结构等基础知识参见相应的手册,这里主要介绍泵和压缩机的工艺设计选型原则,其他的输送设备的选型参考相关的设计手册和样本说明书。

一、泵的选择

1. 选择泵的方法和步骤

(1)列出基础数据。输送介质的物性(介质名称以及输送条件下的黏度、密度、蒸汽压、腐蚀性、毒性及易燃易爆性质等)、操作条件(温度、压力等)、输送要求等。

(2)确定流量与扬程。流量由物料衡算得到,一般按照最大流量选择,如果只给出正常流量,应按照工艺过程及装置特点采用适当的安全系数;通过计算管路压降确定所需扬程,并考虑安全系数(一般为1.05~1.10)。

(3)选择泵的型号。根据流量和扬程初步确定泵的类型,由输送介质的腐蚀性选择泵的材质,最后按照厂家提供的样本或相关的设计手册确定泵的型号。

(4)选择驱动机的型号。对装置中的大型泵或需要调速等特殊要求的泵可选用汽轮机,对中小型泵可选用电动机,再根据输送介质的特性或车间等级考虑是否选择防爆电动机。

(5)选择泵的轴封。

(6)确定备用泵的数量及总数。

(7)填写泵的规格表,作为订货依据和选泵过程各项数据的汇总。

2. 泵的类型与型号的选择 根据泵的流量和扬程可粗略确定泵的类型。确定泵的型式首先是要根据被输送物料的物性,此外,选择泵的型式时还要考虑生产的工艺过程、动力、环境和安全要求等条件,例如,是否长期连续运转、扬程和流量是否波动、动力(电、蒸汽)的类型以及是否是防爆车间等情况。

均相液体可选用的泵型范围很广,而悬浮液则宜用泥浆泵或隔膜泵;液体中夹带或溶有气体时应选用容积式泵;黏度大的液体、胶体或膏糊料可用往复泵,最好选用齿轮泵、螺杆泵;输送腐蚀性介质时用各种耐腐蚀材料制造或带衬里的耐腐蚀泵;输送昂贵的液体、剧毒液体应选用完全不泄漏、无轴封的屏蔽泵和磁力泵;工艺上要求的打液量精度高时宜选用计量泵;要求大流量、高压头时宜选用往复泵;要求流量小而压头高、液体又无悬浮物且温度不高的情况,选用旋涡泵或多级离心泵。有电源的条件下选用电动泵,无电源或电力紧张而有蒸汽供应时可选用蒸汽往复泵,输送易燃易爆的液体时选用蒸汽往复泵或水喷射泵、蒸汽喷射泵,选用这些泵是很安全的,若采用电动泵输送易燃易爆液体,则必须使用防爆电动机。

实际上,在选择泵的类型时,往往不可能完全满足各个方面的要求,应以满足工艺和安全要求为主要目标,例如输送盐酸,防腐是主要要求,输送氢氰酸时防毒是主要要求,其他方面的要求(如流量、扬程)都要服从主要的要求。

表5-1列出了各种类型泵的特点,图5-1是其工作范围,可供选泵时参考。

表5-1 各种类型泵的特点

指 标	叶 片 式			容 积 式	
	离心式	轴流式	旋片式	活塞式	回转式
液体排出状态	流量均匀			有脉动	流量均匀
液体性质	均一液体(或含固体的液体)	均一液体	均一液体	均一液体	均一液体
汽蚀余量/m	4~8	—	2.5~7	4~5	4~5
扬程或排出压力	范围大,低至10m,高达600m(多级)	2~20m	较高,单级可达100mm以上	范围大,排出压力高,为0.3~60MPa	

续表

指 标	叶 片 式			容 积 式	
	离 心 式	轴流式	旋片式	活塞式	回转式
体积流量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	范围大, 5 ~ 30000	较大, ~ 60000	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, 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, 压力增减流量几乎为定值	
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, 叶轮较离心式的叶片简单, 制造成本低	转速低, 排液量小, 设备外形大	同离心式
流量与轴功率关系	流量减小时轴功率减小	流量减小时轴功率增加	流量减小时轴功率增加	排出压力一定时, 流量减小轴功率减小	同活塞式

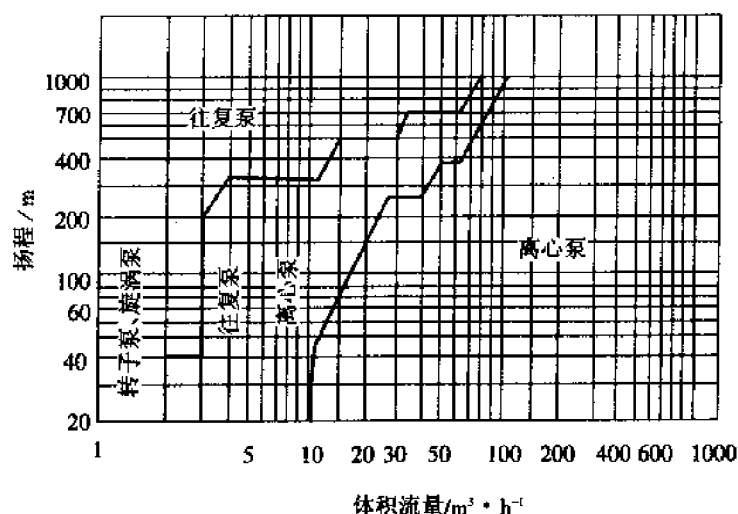


图 5-1 各种泵的工作范围

3. 扬程和流量的安全性与校核 作为选泵的主要参量之一的流量, 以工艺计算确定的流量值为基础值, 考虑到操作中有可能出现的流量波动以及开车、停车的需要, 应在正常流量值的基础上乘以 1.1 ~ 1.2 的安全系数。

由于管道阻力计算常有误差, 而且在运行过程中管道的结垢、积碳也使管道阻力大于计算值, 所以扬程也应采用计算值的 1.05 ~ 1.1 倍。

泵的型号确定后, 须校核所选泵的流量和扬程是否符合工艺要求。

制造厂提供的泵的性能曲线或性能表一般是在常温常压下用清水测得的, 若输送的液体的物性与水有较大差异 (例如输送高黏度液体), 则应将泵的流量、扬程换算成对应被输送液体的流量和扬程的值, 然后把工艺条件要求的流量和扬程与换算后泵的流量和扬程比较, 确定所选

泵的性能是否符合工艺要求。

4. 泵的轴功率的校核 泵的轴功率受液体密度的影响,液体黏度因能影响泵的扬程、流量及泵的效率,所以间接地影响泵的轴功率。泵样本上给定的功率是用水测得的,当输送密度和黏度与水相差较大的液体时,须使用有关公式进行校正,重新算出泵的轴功率,用校正后的轴功率选择配套电动机,如果泵的生产厂家已有配套电动机,则可根据校正后的轴功率确定是否须向生产厂家提出更换电动机的要求。

5. 离心泵安装高度的校核 为避免发生汽蚀或打不上液体的情况,泵的安装高度必须低于泵的允许吸上高度。为了安全起见,安装高度应比计算出来的允许吸上高度低 0.5 ~ 1m。因此,在泵的型号选定之后,要计算允许吸上高度的值,并核对泵的安装高度是否合乎要求。

6. 泵的台数与备用率 泵的台数及备用率主要根据工艺要求来确定。泵的台数,考虑一开一备是合理的,但如为大型泵,一开一备的配置并不经济,这种情况下可设两台较小的泵供正常操作使用,另设一台同样大小的泵作备用。

一般来说,一些重要岗位的泵、高温操作或其他苛刻条件下使用的泵,均应设备用泵,备用率一般取 100%,而其他情况下连续操作的泵,可考虑用 50% 的备用率。在连续操作的大型装置中使用的泵应考虑较大的备用率。

二、压缩机的选择

压缩机是装置中功率比较大、电耗比较高、投资较多的设备。工艺设计可根据操作工况所需的压力、流量和运行状态(连续或间歇)选择所需的压缩机类型。

1. 压缩机选用原则 选择压缩机时,通常根据工艺要求的排气量、进排出气温、压力以及流体的性质等参数决定。各种压缩机常用气量与压力范围为:活塞式空气压缩机单机容量通常小于 $100\text{m}^3/\text{min}$,排气压力为 0.1 ~ 32MPa;螺杆式空气压缩机单机容量为 50 ~ $250\text{m}^3/\text{min}$,排气压力 0.1 ~ 2.0MPa;离心式空气压缩机单机容量通常大于 $100\text{m}^3/\text{min}$,排气压力 0.1 ~ 0.6MPa。

确定空压机时,重要因素之一是考虑空气的湿含量,确定空压机的吸气温度时,应考虑四季中最高、最低和正常温度条件,以便于计算标准状态下的干空气量。

选用离心式压缩机时须考虑下面的一些因素(其他类型压缩机也可参考):吸气量、排气量和吸气状态,冷却水水温、水压、水质的要求,压缩机的详细结构,轴封及填料等厂家提供的详细资料,驱动机、控制系统、压缩机和驱动轴承的压力润滑系统,附件等。

2. 离心式压缩机的型号选择

(1) 利用图表选型。

(2) 估算法选型。选择离心式压缩机应以进口流量和能量头的关系为依据,估算的性能参数在生产厂家定型产品的范围内,即可直接订购。

3. 活塞式压缩机的型号选择 压缩机的选型可分为压缩机的技术参数选择与结构参数选择。前者包括技术参数对所在工艺流程的适用性和技术参数本身的先进性,从而决定压缩机在流程中的适用性;后者包括压缩机的结构形式、使用性能以及变工况适应性等方面的比较选择,从而将影响压缩机所在流程的经济性,因此,压缩机选择应为适用、经济、

安全可靠、利于检修。

在工艺要求方面,要考虑介质是否泄漏、能否被润滑油污染、排气温度有无限制以及排气量和压缩机进出口压力等;在气体物性要求方面,要考虑压缩气体是否易燃易爆、腐蚀性、压缩过程是否液化等。

选型基本参数:气体性质和吸气状态(温度、压力、湿度等);生产规模或流程需要的总供气量;流程需要的排气压力与温度。对于特殊介质(如氢气、氧气、氨气等)压缩使用的压缩机选择,可参阅有关资料。

第三节 贮罐的选型与设计

在化工生产中,原料、中间体、产品都需要贮存,用于气体和液体的容积设备,国内已形成了系列标准,可向有关单位购买标准图,这样既可保证设计质量又可节省设计时间。

一、贮罐的系列化

1. 立式贮罐 下面的系列适用于常压,贮存非易燃易爆、非剧毒的液体,技术参数为容积(m^3)、公称直径(mm)×筒体高度(mm)。

- (1)平底平盖系列(HG 5—1572—1985)。
- (2)平底锥顶系列(HG 5—1574—1985)。
- (3)90°无折边锥形底平盖系列(HG 5—1575—1985)。
- (4)90°折边锥形底椭圆形盖系列(HG 5—1577—1985)。
- (5)立式锥形封头系列(HG 5—1578—1985)。
- (6)立式椭圆形封头系列(HG 5—1579—1985)。

2. 卧式贮罐

- (1)卧式无折边球形封头系列,用于 $P \leq 0.07 \text{MPa}$,贮存非易燃易爆、非剧毒的液体。
- (2)卧式有折边椭圆形封头系列(HG 5—1580—1985),用于设计压力为0.25~4.0MPa,贮存液体。

3. 立式圆筒形固定顶贮罐系列(HG 21502.1—1992) 这一系列适用于贮存石油、石油化工产品等,用于设计压力为0.5~2kPa、设计温度为-19~150℃、公称容积100~30000 m^3 、公称直径5200~44000mm的情况。

4. 立式圆筒形内浮顶贮罐系列(HG 21502.2—1992) 这一系列适用于贮存易挥发的产品,用于设计压力为常压、设计温度为-19~80℃、公称容积100~30000 m^3 、公称直径4500~44000mm的情况。

5. 球罐 适用于贮存石化气体、石油产品、化工原料、公用气体等,特点是占地面积较小、贮存容积大。设计压力4MPa以下、公称容积50~10000 m^3 ,结构型式有橘瓣型和混合型及三带至七带球罐。

6. 低压湿式气柜(HG 21549—1992) 适用于化工、石油化工气体的贮存、缓冲、稳压、混合等气柜的设计。设计压力 4MPa 以下、公称容积 50 ~ 10000m³。按导轨形式可分为螺旋气柜、外导架直升式气柜、无外导架直升式气柜;按活动塔节的节数可分为单塔节气柜、多塔节气柜。

二、贮罐设计

1. 设计参数 包括设计压力 and 设计温度、公称容积(通常根据贮存物料的流量和贮存时间,再增加 20% 的安全系数计算)、公称直径、腐蚀裕量、根据介质的物性选择材质、贮罐形式选择以及贮罐台数的确定。

2. 容积 根据物料流量和贮存时间进行确定。贮存时间考虑的主要因素有:

(1)原料的来源与运输方式。

(2)贮罐的用途不同容积相差很大。

①单纯用于贮存原料和成品的贮罐:这类贮罐的体积与需要贮存的物料有十分明显的关系。原料的贮存有全厂性的原料库房贮存和车间工段性的原料贮存。根据运输条件和消耗情况,全厂性的贮罐一般主张至少有一个月的耗用量贮存;车间的贮罐一般考虑至少半个月的用量贮存。

液体产品贮罐一般设计至少有一周的产品产量。如厂内使用的产品可视下一工段(车间)的耗量,贮存下一工段一个月以上或两个月的使用数量;如果是出厂的终端产品,作为待包装贮罐,存量可以适当小一些,最多可以考虑半个月的产量。液体贮罐的装载系数通常可达 80%,这样可以计算出原料产品的最大贮存量。

气柜一般可以设计得稍大些,可以达两天或略多时间的产量。因为气柜不宜旷日持久贮存,当下一工段停止使用时,前一产气工序应考虑停车。

②中间贮罐:中间贮罐的使用场合包括原料、产品、中间产品的主要贮罐,当它们距工艺设施较远,或者原料或中间体间歇供应是作调节之用,或者需测试检验以确定去向(如多组分精馏确定产品合格与否的中间性贮罐),或者工艺流程中要求切换、翻罐挪转的贮罐等。这一类贮罐有时称“昼夜罐”,即是考虑一昼夜的产量或发生量的贮存罐。

包装罐一般可视同于中间贮罐,原则上是昼夜罐。对于需要及时包装的贮罐、定期清洗的贮罐,容积可考虑偏小。要根据工艺条件和要求、贮存条件等决定其有效容积。不同场合下,装载系数不一样。一般在 60% ~ 80% 左右,某些场合(如汽化空间)可低至 50% 或更少,有时可以高至 85%。

③计量罐、回流罐:计量罐的容积一般考虑最少为 10 ~ 15min,多则 2h 产量的贮存。计量罐装载系数一般只考虑 60% ~ 70%,因为计量罐的刻度一般在罐的直筒部分,使用刻度常为满量程的 80% ~ 85%。回流罐一般考虑 5 ~ 10min 左右的液体保有量,作冷凝器液封之用。

④缓冲罐、汽化罐:缓冲罐的目的是使气体有一定数量的积累,保持压力比较稳定,从而保证工艺流程中流量稳定。其容量通常是下游设备 5 ~ 15min 的用量,有时可以超过 15min 的用量,以备在紧急时有充裕时间处理故障、调节流程或关停机器。汽化罐(可加热可不加热)的物料汽化空间通常是贮罐总容积的一半。汽化空间的容量大小,通常根据物料汽化速度来估计,

一般希望汽化空间足够下一岗位 3min 以上的使用量,至少在 2min 左右。

⑤混合、拼料罐:化工产品或药品有时随间歇生产而略有波动,如某些物料的固含量、黏度、pH 值、色度等可能在某个范围内波动。为使产物质量均一,或减少出厂检验的批次分歧,在产品包装前将若干批料加以拼混,俗称“混批”。混批量的大小根据工艺条件而定,考虑若干批的产量,装载系数约 70% (用气体鼓泡或搅拌混合)。

3. 确定贮罐基本尺寸 根据物料密度、卧式或立式的基本要求、安装场地的大小,确定贮罐的大体直径。对于定型设备,依据国家规定的设备零部件即筒体与封头的规范,确定一个尺寸。据此计算贮罐的长度,核实长径比,如长径比太大(即扁长)或太小(即扁圆),应重新调整直到大体满意。在有关手册中查出与之符合或基本相符的标准型号。

对于非定型设备,根据计算的容积,考虑装料系数和长径比。长径比一般取 $L/D=1\sim2$ 。

4. 管口方位和支座 在选择标准图纸之后,要设计并核对设备的管口。设备上的主要管口有:进料、出料、温度、压力(真空)、放空、液面计、排液、放净以及人孔、手孔、吊装等,并留有一定数目的备用孔。根据贮罐大小及进出口流量决定各管口尺寸与数量,管口的方位安排应有利于工艺管道的布置。如标准图纸的开孔及管口方位不符合工艺要求而又必须重新设计时,可以利用标准系列型号在订货时加以说明并附有管口方位图。

容器的支承方式和支座的方位在标准图系列上也是固定的,如位置和形式有变更时,则在利用标准图订货时加以说明,并附有草图。

5. 绘制设备草图(条件图) 标注尺寸,提出设计条件和订货要求。选用标准图系列的有关图纸,应在标准图的基础上,提出管口方位、支座等的局部修改和要求,并附有图纸,作为订货的要求。如标准图不能满足工艺要求,应重新设计,绘制设备容器的外形轮廓,标注一切有关尺寸,包括容器管口的规格,并填写“设计条件表”,由设备专业的人员进行非标设备设计。

第四节 换热器工艺设计

一、换热器的分类与系列

换热器是化工、制药、食品、炼油等工业部门应用广泛的通用设备。物料的加热与冷却、蒸发与冷凝、蒸馏等都要通过传热进行热交换才能达到工艺要求。通常在化工厂的建设中,换热器约占总投资的 11%,而换热器约占炼油、化工装置设备总重的 40%。合理选用和使用换热器,可节省投资、降低能耗,因此,换热器在化工和制药生产中占有很重要的地位。

1. 分类 根据工艺用途可以把换热器分为加热器、冷却器、再沸器、蒸发器、工业炉、空冷器、冷却塔等;按照冷热流体热量交换的方法不同,传热设备又可分为间壁式、直接式及蓄热式等三类。其中间壁式换热器是化工和制药生产中使用最多的一种。

间壁式换热器可分为能承受压力较高的管式换热器和承受压力较低的板式换热器两类。其中管式换热器又有下面几种形式。

(1)蛇管式或沉浸式。用于管内流体的冷却、冷凝,或者是管外流体的加热、冷却等,常用作反应器的传热部件。

(2)套管式。用作冷却器、冷凝器或预热器等,能实现严格的逆流操作。

(3)列管式。分为固定管板式和带温差补偿式换热器。前者用于管、壳温差较小的场合,管间只能走清洁流体;后者主要用于管、壳温差较大的场合,能降低或消除温差应力,它又分为两种,即带挠性构件的换热器和管束可以自由伸缩的换热器等。

2. 换热器系列

(1)固定管板式换热器(JB/T 4715—1992)。换热管直径有 $\phi 19$ 和 $\phi 25$ 两种,换热面积 $1 \sim 2100\text{m}^2$,公称压力 $0.25 \sim 6.4\text{MPa}$,公称直径对于钢管制圆筒 $159 \sim 325\text{mm}$ 、卷制圆筒为 $400 \sim 1800\text{mm}$,换热管长度 $1500 \sim 9000\text{mm}$ 。安装形式有卧式、立式、卧式重叠式等。

(2)立式热虹吸式再沸器(JB/T 4716—1992)。

(3)固定式薄管板换热器(HG 21503—1992)。

(4)浮头式换热器(JB/T 4714—1992)。

(5)U型管式换热器(JB/T 4717—1992)。

(6)螺旋板式换热器(JB/T 4723—1992)。是一种高效换热器,传热效率高,传热系数最高可达 $3838\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$,操作简便,流体压降小,结构紧凑,具有体积小、用材省等特点。

(7)搪玻璃换热器。分为搪玻璃碟片式冷凝器(HG/T 2056—1991)、搪玻璃套筒式换热器(HG/T 2376—1992)和搪玻璃列管式换热器。

(8)石墨换热器。分为列管式石墨换热器(HG 5—1320—1980)、YKA型圆块孔式石墨换热器(HG 5—1321—1980)、矩形块孔式石墨换热器(HG 5—1322—1980)和列管式石墨降膜吸收器(HG 5—1323—1980)。

此外,还有散热器、工业炉、冷却塔和空冷器等。

二、换热器设计与选用

1. 换热器设计的一般原则

(1)基本要求。换热器设计要满足工艺操作条件,能长期运转,安全可靠,不泄漏,维修清洗方便,满足工艺要求的传热面积,尽量有较高的传热效率,流体阻力尽量小,还要满足工艺布置的安装尺寸等要求。

(2)介质流程。何种介质走管程,何种介质走壳程,可按下列情况确定:腐蚀性介质走管程,可以降低对外壳材质的要求;毒性介质走管程,泄漏的概率小;易结垢的介质走管程,便于清洗和吹扫;压力较高的介质走管程,这样可以降低对壳体的机械强度要求;温度高的介质走管程,可以改变材质,满足介质要求;黏度较大、流量小的介质走壳程,可提高传热系数;从压降考虑,雷诺数小的走壳程。

(3)终端温差。换热器的终端温差通常由工艺过程的需要而定。但在工艺确定温差时,应考虑换热器的经济合理和传热效率,使换热器在较佳范围内操作。一般认为:

①热端的温差应在 20°C 以上。

②用水或其他冷却介质冷却时,冷端温差可以小一些,但不要低于 5°C 。

③当用冷却、冷凝工艺流体时,凝点 5°C 以上,冷却剂的进口温度应当高于工艺流体中最高凝点组分的凝点温度。

④空冷器的最小温差应大于 20°C 。

⑤冷凝含有惰性气体的流体时,冷却器出口温度至少比冷凝组分的露点低 5°C 。

(4)流速。在换热器内,一般希望采用较高的流速,这样可以提高传热效率,有利于冲刷污垢和沉积。但流速过大,磨损严重,甚至造成设备振动,影响操作和使用寿命,能量消耗亦将增加。因此,比较适宜的流速需经过经济核算来确定。根据经验,常用流速范围如表5-2所示。

表5-2 换热器流体的流速

流体种类	流速/ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	流体种类	流速/ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$
直管内		壳程内	
冷却水(淡水)	0.7~3.5	水及水溶液	0.5~1.5
冷却用海水	0.7~2.5	低黏度油	0.4~1.0
低黏度油	0.8~1.8	高黏度油	0.3~0.8
高黏度油	0.5~1.5	油蒸气	3.0~6.0
油类蒸气	5.0~15	气液混合物	0.5~3.0
气液混合液	2.6~6.0		

(5)压力降。压力降一般随操作压力不同而有一个大致的范围。压力降的影响因素较多,但一般要求换热器的压力降在表5-3所示的范围之内或附近。

表5-3 换热器压力降参考值

操作压力(P)/MPa	压力降(ΔP)/MPa	操作压力(P)/MPa	压力降(ΔP)/MPa
0~0.1(绝压)	$\Delta P = P/10$	1.0~3.0	$\Delta P = 0.035 \sim 0.18$
0~0.07(表压,下同)	$\Delta P = P/2$	3.0~8.0	$\Delta P = 0.17 \sim 0.25$
0.07~1.0	$\Delta P = 0.035$		

(6)传热系数。传热面两侧的传热膜系数 α_1 、 α_2 如相差很大时, α 值较小的一侧将成为控制传热效率的主要因素,设计换热器时,应设法增大该侧的传热膜系数。计算传热面积时,常以 α 小的一侧为准。增加 α 值的方法通常是:

①缩小通道截面积,以增大流速。

②增设挡板或促进产生湍流的插入物。

③管壁上加翅片,提高湍流程度的同时也增大了传热面积。

④糙化传热表面,用沟槽或多孔表面,对于冷凝、沸腾等有相变化的传热过程来说获得大的传热膜系数。

(7)污垢系数。换热器使用中会在壁面产生污垢,在设计换热器时要慎重考虑流速和壁温的影响。从工艺上降低污垢系数,如改进水质,消除死区,增加流速,防止局部过热等。

(8)尽量选用标准设计和标准系列,这样可以提高工程的工作效率,缩短施工周期,降低工程投资。

2. 管壳式换热器的设计和系列选用

(1)汇总设计数据、分析设计任务。根据工艺衡算和工艺物料的要求、特性,获得物料流量、温度、压力和化学性质、物性参数,取得有关设备的负荷、流程中的地位与流程中其他设备的关系等数据。

(2)设计换热流程。在换热设计时,应将换热的工艺流程仔细探讨,以利于充分利用热量和热源,考虑余热的回收利用。

(3)选择换热器的材质。根据介质的腐蚀性能和其他有关性能,按照操作压力材料价格和制造价格,进行综合选择。

(4)选择换热器类型。根据热负荷和选用的换热器材料,选定某一种类型。

(5)确定换热器中冷热流体的流向。根据载热体的性质、换热任务和换热器的结构,决定采用并流、逆流或错流、折流等。

(6)确定和计算平均温差 Δt_m 。确定终端温差,根据有关计算公式,算出平均温差。

(7)计算热负荷 Q 、流体给热系数。可用粗略估计的方法,估算管内和管间流体的给热系数 α_1 、 α_2 。

(8)估计污垢热阻系数并初步计算总传热系数 K 。这在有关换热器手册中已详细叙述,利用现有各种工艺算图,将公式和经验汇集在一起,可以方便地求取 K 。在许多设计工作中, K 常常选取一些经验值,作为粗算或试算的依据,许多手册、书籍中都罗列出各种条件下 K 的经验值。但经验值所列的数据范围较宽,应作试算,并与 K 值的计算公式结果进行比较。

(9)算出总传热面积 A 。

(10)调整温度差,再算一次传热面积。在工艺的允许范围内,调整介质的进出口温度,或者考虑到生产的特殊情况,重新计算 Δt_m ,并重新计算 A 值。

(11)选用系列换热器。根据两次或三次改变温度算出的传热面积 A ,并考虑有 10% ~ 25% 的安全系数,确定换热器的选用传热面积 A 。从国家标准系列换热器型号中,选择符合工艺要求和车间布置(立式或卧式、长度)的换热器,并确定设备的台数。

(12)验算换热器的压力降。一般利用工艺算图或由摩擦系数通过化学工程的公式计算。如果核算的压力降不在工艺的允许范围之内,应重选设备。

(13)画出换热器设备草图。由设备设计人员完成换热器的详细部件设计。

第五节 塔设备工艺设计

塔设备是化工生产中用于气液传质过程的设备,主要有吸收塔、蒸馏塔(精馏塔)、增(减)

湿塔、干燥塔等。其中用于精馏和吸收过程的板式塔和填料塔是最典型的塔设备,且它们均为非标设备,应根据工艺条件进行设计。有关的详细设计方法可参考有关的专著,这里主要介绍一般的设计方法。

一、概述

1. 蒸馏塔设计步骤

- (1) 列出分离要求:达到产品的质量标准和。
- (2) 操作条件选择:间歇还是连续、操作压力等。
- (3) 设备选型:板式塔或者填料塔。
- (4) 塔板数和回流比确定:理论板或级数。
- (5) 塔尺寸确定:直径、实际塔板数或级数。
- (6) 塔内部构件设计:塔板、分布器、填料支撑板等。
- (7) 机械设计:塔设备及其构件的设计。

2. 吸收塔设计步骤 与蒸馏塔的设计步骤类似,主要区别是第(4)项,对于吸收塔而言,要确定液气比而不是回流比。

3. 塔型选择基本原则

(1) 生产能力大,弹性好。随着化工装置大型化,生产能力要求尽量地大,而根据生产经验,工艺流程中精馏往往是限制环节。很多精馏塔设计中考虑诸如造价、结构或压降、分离效率等因素较多,而常常未将塔的操作弹性放在重要位置,从而造成投产后设备不大适应工艺条件和生产能力的较大波动。

(2) 满足工艺要求,分离效率高。工艺上要分离的液体有很多特殊要求,如沸点低、难分离、有腐蚀性、有污垢物等,对塔型要慎重选择。

(3) 运转可靠性高,操作、维修方便。

(4) 结构简单,加工方便,造价较低。

(5) 塔压降小。对于真空塔或要求塔压降低的塔来说,压降小的意义更为明显。

通常选择塔型未必能满足所有的原则,应抓住主要矛盾,最大限度满足工艺要求。

表 5-4 为板式塔和填料塔的比较。

表 5-4 板式塔和填料塔的比较

项 目	填 料 塔	板 式 塔
空塔气速	散装填料较小,规整填料较大	较大
压 降	散装填料较大,规整填料较小	较大
塔效率	传统散装填料低,新型散装填料及规整填料较高	较稳定,效率较高
液气比	对液量有一定要求	适应范围大
持液量	较小	较大
材 质	金属或非金属材料	金属材料

续表

项 目	填 料 塔	板 式 塔
造 价	新型填料投资较大	大直径塔较低
安装检修	较难	较容易

二、填料塔设计

填料塔是最常用的气液传质设备,广泛应用于蒸馏和吸收等单元操作。填料塔一般采用金属制造,当处理腐蚀性流体时,也可采用塑料、玻璃钢等非金属材料制造。填料塔的设计程序如下。

1. 汇总设计参数和物性数据处理 包括全塔的物质平衡,塔的温度、压力,塔内液相和气相的流量,气液相物料的密度、黏度、扩散系数,气液平衡数据、亨利常数、溶解度数据等;工艺要求包括工艺过程中要求塔分离后物料的纯度、工艺物料衡算中要求塔的产率等。

2. 选用填料 填料是填料塔内汽—液接触的核心元件。填料类型和填料层的高度直接影响传质效果。因而,选择填料是填料塔设计的一个重要内容。填料选择有下列要求:比表面积要尽可能大;空隙率尽可能大;填料表面要有较好的液体均匀分布性能,有较好的润湿性,防止壁流和沟流;气体通过填料层的阻力要小,并能在填料层中均匀分布;制造容易,价格适当;有足够的机械强度,但又力求质轻;不与塔内物料发生化学反应,有较好的化学稳定性。

填料的材质很多。对于拉西环来说,常用陶瓷。此类填料除了氢氟酸和热的浓碱液外,能用于所有条件;金属填料易于加工,可成批生产,应用也十分普遍;塑料填料兼有二者的特点,但温度限制大,不能用于高温;此外还有石墨质填料,其他轻金属、贵金属、稀有金属填料等。除了选择填料的型式、形状外,填料的大小也有一定的要求。具体的种类及其特性可查阅相关手册。

3. 确定塔径 D

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} \quad (5-1)$$

式中: V ——气体的体积流量, m^3/s ;

u ——操作气速, m/s 。

操作气速应比液泛气速小,才能保证塔在操作中不发生液泛。操作气速与液泛气速之比为泛点率。通常情况下,泛点率取 0.6~0.8;对于易起泡物料体系,泛点率可取 0.5 或更小;对于加压塔,泛点率可取稍大一些。目前工程设计中常用埃克特(Eckert)通用关联式来计算填料塔的泛点气速和压降。查出泛点气速,通过泛点率计算操作气速(空塔气速) u 之后,可以方便地算出塔径 D 。

算出的塔径要根据国家压力容器公称直径的标准系列进行圆整。塔径圆整后,再根据实际塔径重新计算实际空塔气速。

4. 计算填料塔压降 以 Eckert 通用关联图计算填料塔压降 ΔP ,如果超出工艺要求时,应重新估算塔径;也可由 ΔP 通过 Eckert 关联图反求操作气速 u ,使填料塔能在良好的工况下操作。每米填料层的压降不能太大,一般正常压降 $\Delta P = 147 \sim 490 \text{ Pa}$,真空操作下 $\Delta P \leq 78.45 \text{ Pa}$ 。

5. 验算塔内的喷淋密度 按实际塔径验算塔内的喷淋密度是否大于最小喷淋密度。如果

喷淋密度太小,将不能保证填料充分润湿,应重新调整计算。

6. 计算填料层高度 Z 填料层高度的计算是填料塔设计中重要的一环。有许多计算方法和经验公式,通常采用“传质单元法”和“等板高度法”。

7. 计算塔的总高度 H

$$H = H_d + Z + (n-1)H_f + H_b \quad (5-2)$$

式中: H_d ——塔顶空间高度(不包括封头),m;

H_f ——液相再分布器的空间高度,m;

H_b ——塔底空间高度,m;

n ——填料层分层数。

或者用经验式:

$$H = 1.2Z + H_d + H_b \quad (5-3)$$

液体经填料后向下流动时,有趋向塔壁的趋势,因此每隔一定距离要安置液相再分布器,以克服壁流现象。再分布器的设置就确定了填料的分层。再分布器之间的距离 Z_0 一般如下: $\phi 400$ 以下的小塔,可以有较大的 Z_0 ,如对拉西环 $Z_0 = (2.5 \sim 3)D$,对于鲍尔环 $Z_0 = (5 \sim 10)D$; 对于大塔, Z_0 一般不大于 6m。

8. 塔的附件设计和选定

(1)支撑板。填料层底部支撑板常被设计者忽视,而造成阻力过大,特别是孔板式支撑尤为明显。一般要求满足两个条件,一是自由截面积不小于填料的空隙率,二是支撑板强度足以支承填料重量。

(2)液体喷淋装置。直接影响到塔内填料表面的有效利用率。喷淋装置形式很多,常见的有弯管式、缺口管式、多孔直管式、莲蓬头式喷洒器、分布盘等。

(3)液体再分布装置。为了防止液相沿塔壁流动形成沟流,每隔一定高度要有液体再分布装置。常见的有截锥式和升气管式分布器。

(4)气体分布器。为保证气体分布的均匀性,对于 $\phi 500$ 以下的小塔,进气管可伸至塔中心,末端裁成 45° 向下,使气流转折而上;对于大塔,可以制成向下的喇叭形扩大口,或制成盘管式。

(5)除沫器。当空塔气速较大时,塔顶喷淋装置可能产生溅液或者工艺过程严格要求气相中不允许夹带雾沫,则应设计除沫装置。常用除沫装置有折板除沫器、丝网除沫器、旋流板除沫器,或者在液相喷淋装置与气体出口之间装有一段干填料实施填料除沫等。

9. 绘制塔设备结构图 绘制塔设备简图,向设备专业提供工艺设计条件标注必要的尺寸、注明各管口方位等。

三、板式塔设计

板式塔主要有筛板塔、浮阀塔和泡罩塔。板式塔的设计主要是选择塔型、选择流体流动形式、操作状态——鼓泡或喷射态等。一般蒸馏过程为鼓泡态,选择较小的孔径;而吸收过程选择较大的孔径,操作也可以在喷射状态下进行。具体步骤如下。

1. 汇总设计参数和物性数据 同填料塔。

2. 选择板式塔的塔板结构 根据物料特性、分离要求来确定塔板结构。为了便于设备设计和制造,在满足工艺要求条件下,原化工部有关部门将一些塔板结构参数加以系列化,设计时可以直接选用。

3. 工艺计算

(1) 根据工艺要求,确定塔顶、塔釜产品的质量。确定分馏任务(负荷),选择其中两个组分作为轻关键组分及重关键组分。关键组分在塔顶和塔釜的分配,一般根据工艺要求分离的纯度来定,而其他组分则依气液平衡依次求得。但对于相对挥发度与关键组分邻近的那些组分,不宜采用清晰分割假定。

(2) 确定塔顶和塔釜操作压力。

(3) 进行全塔物料衡算,列出全塔物料平衡表。

(4) 根据气液相平衡关系,验算操作压力,并估算塔顶、塔釜温度。

(5) 选定进料状态,确定进料温度。

(6) 求最小回流比 R_{\min} ,确定实际回流比 R 。实际回流比 R 的确定,一般应通过全面的经济核算来确定。在无法仔细核算时,对于易分离体系 $R = (1.1 \sim 2)R_{\min}$,对于难分离体系 $R = (3 \sim 5)R_{\min}$ 。

(7) 求理论板数,确定加料位置。先计算最少理论板数 N_{\min} ,可用芬斯克方程进行估算。再用吉利兰关联图计算理论塔板数 N_T ,但误差较大。工程上可以用逐板计算法最终确定理论板数。

(8) 计算塔内温度分布,确定灵敏板位置。

(9) 进行全塔热量衡算,塔釜再沸器、塔顶冷凝器热量衡算。

(10) 计算或查图表求板效率,最终确定实际塔板数。

4. 塔径计算 不同的板式塔的计算方法略有出入,这里介绍有降液管板式塔(如筛板塔、浮阀塔等)的计算方法。

(1) 塔径的初步估算:

$$u_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (5-4)$$

空塔速度:

$$u = (0.6 \sim 0.8) u_{\max}$$

初估塔径为:

$$D' = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} = \sqrt{\frac{V_s}{0.785u}} \quad (5-5)$$

式中: u_{\max} ——允许有效空塔速度, m/s;

u ——空塔速度, m/s;

ρ_L, ρ_V ——液相、气相密度, kg/m³;

V_s ——气相流量, m³/s;

C ——经验常数。

(2) 塔径的核算:先验算雾沫夹带量,根据所选塔板型式及有关塔板系列参数计算夹带量,

如不符合要求可作必要调整。有关塔板系列参数已有国家标准,需要时可从有关手册中查到。

(3)塔盘结构设计:塔盘结构种类很多,而同一塔盘型式(如浮阀塔)又有不同的形状、构造区别。塔板上的开孔率、液流形式、降液管和堰的尺寸等都可从有关手册中查到或通过有关经验公式计算出。另外,还要计算降液管与下一层塔板间距等,这些都可从相关手册中查到。

5. 塔节上人孔、手孔的确定 为方便检修,应在塔上设有若干人孔与手孔。通常在大型塔的塔顶空间和塔底各开一个人孔,物料清洁不需要经常清洗时每隔6~8块板可以开一个人孔,物料较脏需要经常清洗时一般可以每隔3~4块板开一个人孔。直径小于900mm的塔一般常开手孔,开孔原则与人孔相似。

6. 确定塔高

$$H = H_d - (N - S - 4)H_i + H_b + 3H_t + S \cdot H'_i \quad (5-6)$$

式中: H ——塔高(不包括上封头和裙座);

H_d ——塔顶空间高,常取1.2~1.5m;

H_b ——塔底空间高,常取1.3~2.0m;

H_t ——进料孔处板间距,常取1.2~1.4m;

H_i ——板间距,m;

H'_i ——开手孔(人孔)处板间距, $H'_i \geq 0.6$ m;

N ——实际塔板数(不包括釜式再沸器);

S ——手孔或人孔数(不包括塔顶、塔釜空间所开人孔)。

7. 塔内流体力学核算,作负荷性能图

8. 辅助装置选型设计

9. 绘制塔设备草图和设备设计条件图 包括支承、管口方位、人孔和手孔位置等。

第六节 反应器设计

一、概述

化学反应器是化工过程的“心脏”,物料在这里发生化学变化,将原料转变成产品,因此反应器的设计是整个化工装置设计的关键。反应器的设计任务,是根据规定的生产任务,在一定条件下选择所需要的反应器型式,计算出所需的反应器有效体积和确定反应器的其他尺寸。

设计工业反应器要满足下述要求。

- (1)化学因素:动力学数据,必须提供达到规定的转化率时反应所需要的停留时间。
- (2)传质因素:对于非均相反应,反应过程速率可能是扩散控制,而不是化学动力学控制。
- (3)传热因素:反应热点移出和加入。
- (4)安全因素:危险地段反应物和产品的限制,反应和过程条件的控制。

这些互相联系的、有时是互相矛盾的因素使反应器的设计复杂化和困难化,然而在许多情

况下是一个因素占优势,由它决定反应器的型式和设计方法的选择。

1. 反应器设计的基本方程 在工业反应器中,发生化学反应时,总是伴随着传质、传热等物理过程。这些物理过程对化学反应速率都有直接的影响,所以设计反应器时必须综合考虑。通常反应器设计的基本范畴(或称反应器的数学模型)是由物料衡算式、热量衡算式和化学反应动力学方程式组成。

(1)物料衡算式。物料衡算是反应器体积计算的基础,它是以质量守恒定律为依据的。对任何类型的反应器,都可作某一组分的物料衡算。如果反应器内反应物料组成均匀,可对整个反应器作物料衡算,否则可对微元体进行物料衡算,对微元时间 $\Delta\tau$ 和微元体积 ΔV 所作的物料衡算式如下。

$$\text{反应组分 A 的流入量} - \text{反应组分 A 的流出量} - \text{反应组分 A 的反应量} = \text{反应组分 A 的累积量} \quad (5-7)$$

式(5-7)是个普遍式,无论对连续系统,还是间歇系统均适用。根据不同情况,上式可以简化。对于间歇反应器,由于分批加料和出料,所以第一和第二项为零。对于稳态的连续操作反应器,没有组分 A 的积累,故第四项为零。对于非稳态体系,例如半连续反应器,才需要同时考虑上式中各项。

(2)热量衡算式。物料衡算式中组分 A 的反应量与反应过程的温度有关,计算非等温反应器的容积时,需要同时考虑物料衡算式和热量衡算式。热量衡算是以能量守恒与转化定律为基础,与式(5-7)相仿,对微元时间 $\Delta\tau$ 和微元体积 ΔV 所作的热量衡算式如下:

$$\text{物料带入的热量} - \text{物料带出的热量} - \text{化学反应的热量} - \text{与外界传递的热量} = \text{累积热量} \quad (5-8)$$

规定化学反应放热为负,吸热为正。规定冷却为正,加热为负。

式(5-8)对于非稳定连续操作的反应器和半连续的反应器,五项均保留。对于稳态连续操作的反应器,第五项为零。对于绝热过程,第四项为零。对于间歇操作的反应器,在反应阶段,如升温或保温阶段,其第一、第二项为零。

(3)化学反应动力学方程式。化学反应动力学方程式是反应器设计的重要依据。它是通过动力学实验,测得物料浓度随时间及反应温度而变化的数据,进行适当的数学处理而得到的。可用以下通式表示:

$$r = f(C, T) \quad (5-9)$$

设计反应器时,以上述三个方程式为基础,再与其他方程式,如物性数据关联式、化学反应计量式、压力降等关系式联立求解,不仅可以计算出反应器容积等工艺尺寸,而且还可算出反应器内部浓度、温度和转化率的分布规律。应指出,有些计算过程比较复杂,需用计算机求解,关于反应器的数学模型的建立和求解过程在后面的相关章节还要详细介绍。

2. 间歇反应器 在反应器中,由于充分搅拌而使物料保持均匀混合,因此物料组成是均匀的,可对整个反应器作物料衡算。对间歇反应器,式(5-7)中只需考虑第三、第四项,即:

$$-r_A V_R = \frac{dN_A}{d\tau} \quad (5-10)$$

式中: r_A ——组分 A 的反应速率(单位时间、单位体积反应混合物中组分 A 的反应量);

V_R ——反应器有效容积,即反应混合物容积;

N_A ——反应器中某一瞬间组分 A 的摩尔量。

为方便起见,通常不用组分 A 的摩尔量 N_A 作变量,而用其转化率 x_A ,因:

$$N_A = N_{A0}(1 - x_A), dN_A = -N_{A0}dx_A \quad (5-11)$$

将式(5-11)代入式(5-9),则:

$$r_A V_R = N_{A0} \frac{dx_A}{d\tau}$$

上式经整理后,积分可得:

$$\tau = N_{A0} \int_0^{x_M} \frac{dx_A}{r_A V_R} \quad (5-12)$$

此式为达到一定转化率时所需反应时间的计算公式。式(5-12)对等温或非等温都是适用的,但非等温情况需要有反应器的热量衡算式进行联合求解。如果反应过程中体积不发生变化,可认为是恒容过程,此时式(5-12)可以简化为:

$$\tau = \frac{N_{A0}}{V_R} \int_0^{x_M} \frac{dx_A}{r_A} = C_{A0} \int_0^{x_M} \frac{dx_A}{r_A} \quad (5-13)$$

又因恒容时转化率与浓度有下列关系:

$$x_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}} \quad (5-14)$$

故式(5-13)可用浓度表示:

$$\tau = C_{A0} \int_0^{x_M} \frac{dx_A}{r_A} = - \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{r_A} \quad (5-15)$$

一般说来,液相反应体积变化是不大的,因此,间歇反应过程大多数是恒容过程。

由式(5-13)可得到一个极为重要的结论,恒温条件下在间歇反应器中,反应物达到一定转化率所需要的反应时间只取决于过程的反应速率,而与反应器的大小无关。反应器的大小只取决于反应物料的处理量。由此可见,上述计算反应时间的公式,既适用于小型设备,也适用于大型设备。这样利用中间试验数据设计大型设备时,只要保证两种情况下化学反应速率影响因素相同即可,但要注意升温或降温阶段,所需时间与反应器的大小有关。

对于非等温过程,还需要一个热量衡算式。对于间歇反应器,热量衡算式(5-8)中,只需要考虑第三、第四和第五项,即:

$$(-\Delta H_r) r_A V_R + K_A (T_S - T) = \sum N_i C_{vi} \frac{dT}{d\tau} \quad (5-16)$$

式中: T_S ——载体温度;

C_{vi} ——摩尔定容热容;

ΔH_r ——组分 A 的摩尔反应热。

将式(5-16)与式(5-13)联立求解,就可求出转化率、温度和反应时间的关系。

如果间歇反应器是在等温条件下进行的,式(5-16)可以简化,即右边累积项为零。

$$K_A(T_s - T) = (\Delta H_r)r_A V_R \quad (5-17)$$

因此式(5-17)可计算等温操作时反应器所需传热面积,或者确定外界(载热体)维持多少温度 T_s ,才能保证反应在等温条件下进行。

如果间歇反应器在绝热条件下操作,式(5-16)中的传热项($T_s - T$)为零,可简化成:

$$(-\Delta H_r)r_A V_R = \sum N_i C_{vi} \frac{dT}{d\tau} \quad (5-18)$$

式(5-18)可用来计算绝热操作时温度与反应时间或转化率的关系。

如果已知与外界传热速率为 q (单位时间传递的热量),则式(5-17)可简化为:

$$(-\Delta H_r)r_A = \frac{q}{V_R} \quad (5-19)$$

为了研究间歇反应过程中瞬间传热量 dQ ,以确定加热或冷却剂消耗量的规律,将式(5-19)改为:

$$dQ = r_A (\Delta H_r) V_R d\tau \quad (5-20)$$

由于反应过程是在等温、等容的条件下进行的,反应过程热效应 ΔH_r 、设备有效容积 V_R 皆为常数,并且 $r_A = C_{A0} \frac{dx_A}{d\tau}$,则:

$$Q = (\Delta H_r) V_R C_{A0} x_A \quad (5-21)$$

如果时间为 τ' ,令 $\Phi = (\Delta H_r) V_R C_{A0}$,对于一级不可逆反应 $r_A = kC_A = kC_{A0}(1 - x_A)$,积分得:

$$\tau = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - x_A}, x_A = 1 - \exp(-k\tau) \quad (5-22)$$

式中: k ——反应速率常数。

将式(5-22)代入式(5-21)得:

$$Q = \Phi [1 - \exp(-k\tau')] \quad (5-23)$$

设在任一时间 τ 时传热量为 Q_τ ,则:

$$Q_\tau = \Phi [1 - \exp(-k\tau)] \quad (5-24)$$

联立求解式(5-23)和式(5-24),得出反应设备中放热(或吸热)量与时间的规律:

$$Q_\tau = Q \frac{1 - \exp(-k\tau)}{1 - \exp(-k\tau')} \quad (5-25)$$

当加热剂或冷却剂进口温度 T_2 与出口温度 T_1 保持恒定时,加热剂或冷却剂消耗量可用下式表示:

$$Q = GC_p(T_2 - T_1) \quad (5-26)$$

设 G_τ 为反应时间时加热剂或冷却剂消耗量, G 为加热或冷却剂总消耗量,则:

$$\frac{Q_\tau}{Q} = \frac{G_\tau}{G}$$

代入式(5-25)中,得到加热或冷却剂用量随时间变化的规律为:

$$G_\tau = G \frac{1 - \exp(-k\tau)}{1 - \exp(-k\tau')} \quad (5-27)$$

例 5-1: 在间歇等温操作过程中, 某化学反应一级不可逆反应, 反应速率常数 $k = 8.95 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$, 当转化率达到 96% 时总放热量为 10000 kJ, 试求反应时间与放热量及冷却水用量的关系。

解: 转化率达到 96% 时所需的反应时间 τ' :

$$\tau' = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1-x_M} = \frac{1}{8.95 \times 10^{-4}} \ln \frac{1}{1-0.96} = 3597 (\text{s})$$

将反应时间 600s、1200s、1800s、2400s、3600s 分别代入式(5-25)中求出不同时间所放出的热量。

$$Q_{600} = 10000 \times \frac{1 - \exp(-8.95 \times 10^{-4} \times 600)}{1 - \exp(-8.95 \times 10^{-4} \times 3600)} = 4350 (\text{kJ})$$

同理可得:

$$Q_{1200} = 6850 \text{ kJ}, Q_{1800} = 8330 \text{ kJ}, Q_{2400} = 9200 \text{ kJ}, Q_{3000} = 9700 \text{ kJ}$$

设冷却水进口温度 $T_1 = 22^\circ\text{C}$, 出口温度 $T_2 = 30^\circ\text{C}$, 则总冷却水消耗量 G 为:

$$G = \frac{Q}{C_p(T_2 - T_1)} = \frac{10000}{1 \times (30 - 22)} = 1250 (\text{kg})$$

根据式(5-27)计算出各反应时间所消耗的冷却水量:

$$G_{600} = \frac{1250 \times (1 - 0.582)}{1 - 0.0399} = 544 (\text{kg})$$

$$G_{1200} = 857 \text{ kg}, G_{1800} = 1040 \text{ kg}, G_{2400} = 1150 \text{ kg}, G_{3000} = 1214 \text{ kg}$$

每隔 10min 所放出的热量及冷却水用量如表 5-5 所示。

表 5-5 每隔 10min 所放出的热量及冷却水用量

时间/min	0 ~ 10	10 ~ 20	20 ~ 30	30 ~ 40	40 ~ 50	50 ~ 60
$\Delta Q/\text{kJ}$	4350	2500	1480	870	500	300
$\Delta G/\text{kg}$	544	313	183	110	64	36

从表 5-5 可看出, 开始时反应快, 单位时间放出热量多, 所以冷却水消耗量大; 随着反应时间的增加, 单位时间放出热量逐渐降低, 冷却水的消耗也相应减少。计算反应器传热面积时, 应以开始阶段的放热量为依据。

3. 连续流动反应器

(1) 基本模型。各种连续操作的反应器, 由于几何形状的不同(如搅拌锅式、塔式或罐式)及其内部构件的不同(如挡板、导流套筒等), 使物料在反应器内部流动状态有很大的差异。不同的流动型式导致反应器内部的速度分布、浓度分布、温度分布和粒子停留时间的分布产生巨大差别, 从而影响反应器的转化率、产率、产品的质量和设备的生产能力等。反应器数学模型方程式的建立和求解, 也要明确规定物料的流动型式。

逆向混合: 在连续流动反应器中, 由于搅拌、边界条件等影响, 引起物流与流向做相反的运动, 如倒流和湍流, 从而产生不同程度的逆向混合, 即返混。所谓逆向, 是指时间概念上的逆向。对于间歇操作的反应器, 虽然有搅拌混合, 但是这种混合只是物料空间位置的变动, 与时间没有关系, 因而不存在逆向混合。也有人将不同停留时间的粒子之间的混合称为逆向混合。返混是

判别各类反应器性能特征的一个关键工程因素。

流动模型:简称流型,是指流体流经反应器时的流动和返混状况,根据物料在反应器中返混程度的不同,可将反应器分为三种类型:平推流(活塞流)、全混流、中间型。

①平推流:也称活塞流反应器。反应物料以稳定的流速,在管道中流动,物料的一切微粒都以相同的速度沿管的轴向做平行运动,犹如一个活塞在气缸里朝一个方向向前移动一样。平推流反应器的特点是:在管道的同一截面上,所有的物性参数都是均匀的,即同一个截面上各点的温度、压力、浓度和流速等都相等,不随时间改变,而随反应器的长度(位置)变化;没有返混,即反应器内各粒子的流速和流向完全相同;在反应器内粒子的停留时间都相等。管式反应器的流型基本上是平推流型,特别是长径比很大、流速较高时,可看成平推流型反应器[图5-1(a)]。

②全混流:反应物料以稳定的流量进入反应器后,能立即与存留在反应器中的物料发生瞬间的完全混合。全混流的特点是:反应器内各处物料的浓度和温度都相同,且等于反应器出口处物料的浓度和温度;物料在反应器内完全返混;在反应器内物料粒子的停留时间不等。连续操作的釜式反应器的流型基本上是全混流模型。特别是在搅拌十分强烈、物料黏度不太大的时候,可以看作是全混流,对于反应时间远比均匀混合所需时间大得多的反应过程也可以看作全混流[图5-1(b)]。

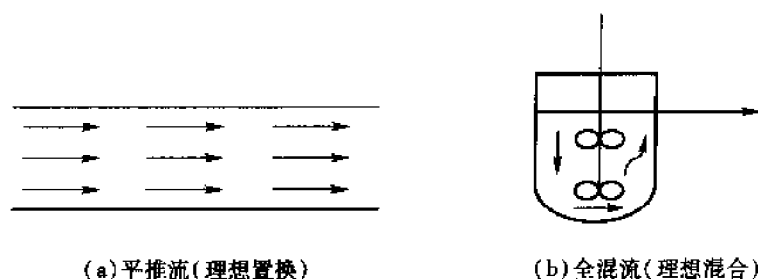


图5-2 两种理想流动模型

上述完全混合与完全不混合两种极端情况的反应器都属于理想状态,因此称作理想反应器。

③中间型:中间型介于两者之间,存在部分返混现象,在工业生产中所用的反应器均属于这种类型。

为了了解两种理想反应器中物料浓度变化,可参考图5-3。

反应式:



(2)计算公式。

①平推流连续流动反应器。对于平推流连续流动反应器,因反应组分浓度沿物料流动方向而变化,因此要对微元体作反应组分的物料衡算,并以微分方程式表示,如图5-4所示,在反应器内取一微元体 dV_R ,设进入微元体的组分A的转化率为 x_A ,离开微元体的转化率为 $x_A + dx_A$,若进入反应器进口处组分的初始浓度为 C_{A0} ,流体的体积流量为 V_0 ,则进入微元体的组分A的速率为 $V_0 C_{A0} (1 - x_A)$,离开时的速率为 $V_0 C_{A0} (1 - x_A - dx_A)$ 。在微元体内,组分A的反应速率为 $r_A dV_R$,达到稳态时,微元体内组分A的累积量为零。因此由式(5-7)可列出平推流反应器

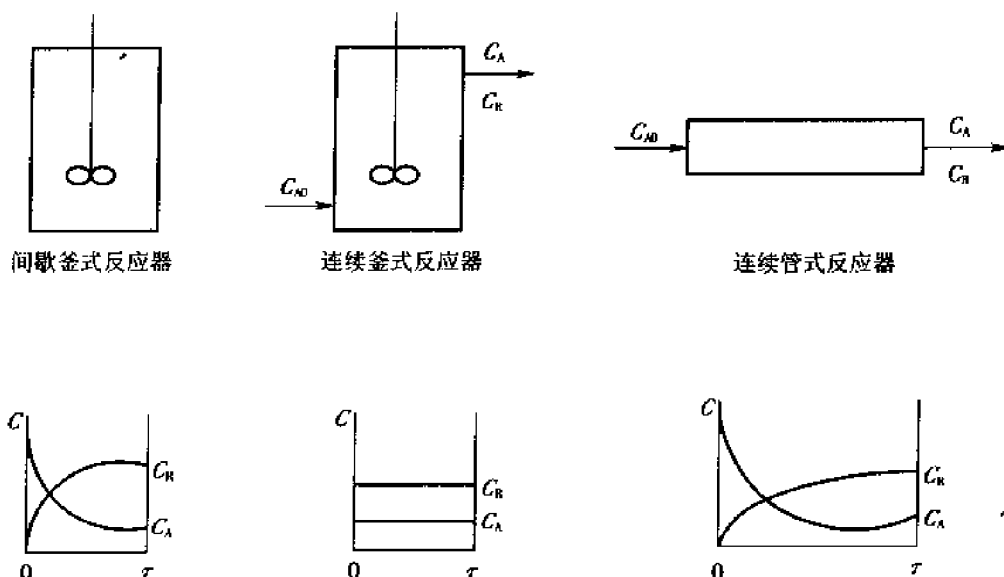


图 5-3 三种反应器中物料浓度的变化

中微元体的物料衡算式:

$$V_0 C_{A0} (1 - x_A) - V_0 C_{A0} (1 - x_A - dx_A) - r_A dV_R = 0 \quad (5-28)$$

简化后得:

$$V_0 C_{A0} dx_A = r_A dV_R \quad (5-29)$$

积分后得反应器有效体积:

$$V_R = V_0 C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{r_A} \quad (5-30)$$

只要将 r_A 表示成 x_A 的函数, 则式(5-30)就可积分。

式(5-30)还可以变成以组分 A 的浓度为自变量的函数式:

$$V_R = -V_0 \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{r_A} \quad (5-31)$$

式(5-30)和式(5-31)的具体应用将在后面的章节中介绍。

②全混流连续流动反应器。由全混流反应器的特性可知, 在反应区内各点的浓度相同, 温度相同, 且等于反应器出口处的物料浓度。因此反应器内各点的反应速率也相同, 且等于出口转化率时的反应速率, 如图 5-5 所示。在计算单个全混流反应器的体积时, 对整个反应器作组分 A 的物料衡算是可以的。在稳定条件下, 反应区内反应组分的累积项为零。由式(5-7)得:

$$V_0 C_{A0} (1 - x_A) - r_A V_R = 0$$

整理后可得:

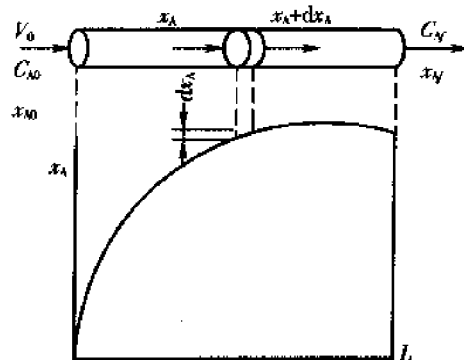


图 5-4 平推流反应器示意图

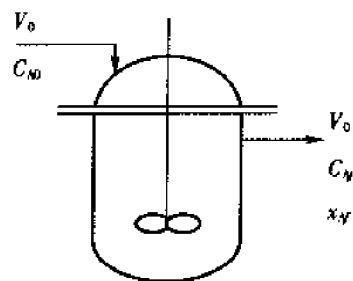


图 5-5 全混流连续流动反应器

$$V_R = \frac{V_0 C_{A0} x_A}{r_A} \quad (5-32)$$

式中: r_A ——按出口浓度计算的反应速率。

应指出, 式(5-32)是按进入反应器的物料中不含有产物, 即 $x_{A0} = 0$ 时导出的, 如果进料中含有产物, 则 $x_{A0} \neq 0$, 此时应为:

$$V_R = \frac{V_0 C_{A0} (x_A - x_{A0})}{r_A} \quad (5-33)$$

由于全混流反应器内 r_A 为常数, 将它代入式(5-30)中, 同样可导出式(5-32), 因此式(5-32)只不过是式(5-30)的一种特殊情况。

在管式反应器内, 反应物料充满全部容积, 因此设备容积 V_s 等于有效容积 V_R , 而釜式反应器应考虑设备的装料系数 Φ , 所以连续搅拌釜式反应器的容积为:

$$V_s = \frac{V_0 C_{A0} x_A}{\Phi r_A} \quad (5-34)$$

由于逆向混合的影响, 釜式反应器中的物料停留时间不等, 因此采用平均停留时间 $\bar{\tau}$ 表示。

$$\bar{\tau} = \frac{V_R}{V_0} = \frac{C_{A0} x_A}{r_A} \quad (5-35)$$

缺乏动力学数据时, 为了计算搅拌釜式反应器的容积, 可根据给定的转化率 x_A 通过实验确定平均停留时间, 然后再按下式计算反应器容积:

$$V_s = \frac{V_0 \bar{\tau}}{\Phi} \quad (5-36)$$

③全混流半分批操作反应器。半连续操作反应器, 由于其具有特殊性能, 在工业上有一定的应用。例如某些化合物的硝化、氧化、氯化与磺化反应、胺类的酰化及重氮化反应等。

a. 半连续操作反应器的加料方式:

· 反应物料 B 在操作前一次加入, 而另一气体反应物料 A 则在反应期间连续加入, 某一气体产物 C 连续排出, 其反应液面保持不变。如图 5-6(a) 所示。

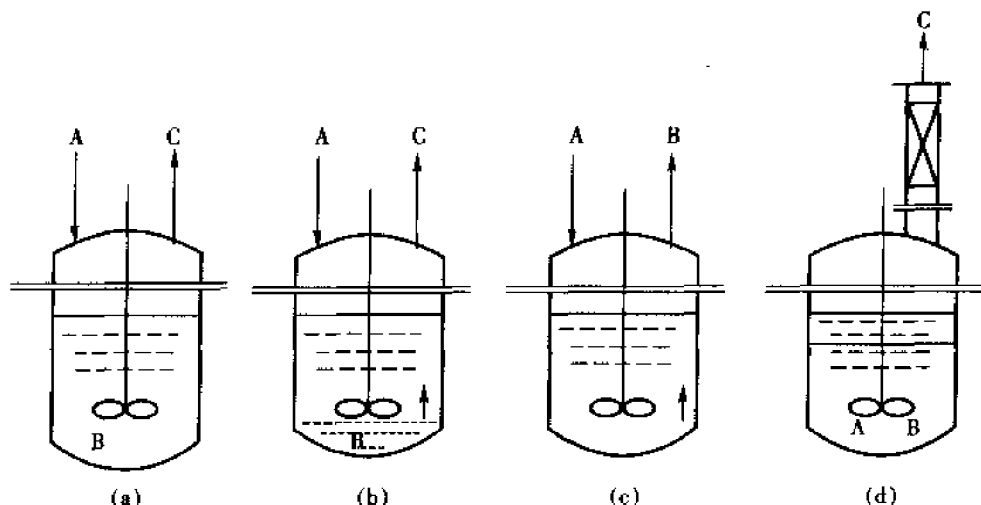


图 5-6 半连续操作反应器

· 反应物料 B 在操作前一次加入,而另一反应物料 A 则在反应期间连续加入,而没有产物连续排出或产物排出速率小于加料速率,则有效反应容积、产物组成及液面均随操作时间而增加,如图 5-6(b)所示。

· 两种物料 B 和 A 在反应期间同时连续加入反应器,反应物液面和组成均随操作时间而变化,如图 5-6(c)所示。

· 两种物料 A 和 B 在操作前一次加入反应器,在反应期间将生成的产物之一连续排出,例如用分馏装置降低沸点,使产物不断蒸出,如图 5-6(d)所示。

在选择加料方式时,应考虑反应过程的特征及工艺要求而决定。例如图 5-6(a)用于强放热的气液相反应,如氯化、氧化、加氢还原等。而图 5-6(b)适用于强放热液相反应而需要严格控制温度或避免因 A 过量而造成副反应的场合,例如硝化、磺化、碱熔及重氮化等反应。图 5-6(c)适合于同时控制 B 和 A 的流量以及严格控制反应温度的场合。图 5-6(d)适合于将某些可逆反应的产物之一蒸出后,可增加反应速率和提高平衡产率的场合,例如用于酰化反应、酯化反应等。

b. 反应器的物料衡算。在半连续操作反应器中,由于充分搅拌而使反应物料保持均匀混合,因此很接近全混流反应器,但反应物料体积及浓度均随反应时间而变化(第一种操作例外,反应物料体积保持不变)。

设原料体积流量为 V_0 , 出料体积流量为 V_f , 操作前一次加料体积为 V_0 , 如果物料的密度恒定,则时间为 τ 时设备内物料体积为:

$$V_R = V_0 + V_0\tau - V_f\tau \quad (5-37)$$

当没有物料从反应设备排出时, $V_f\tau = 0$, 式(5-37)变成:

$$V_R = V_0 + V_0\tau \quad (5-38)$$

已知 V_0 与 V_f 后,根据式(5-37)或式(5-38)可计算不同时间设备内物料的体积。

为了研究不同时间 τ 在反应器内反应组分浓度 C_A 的变化规律,则需要建立物料衡算式。

设操作前一次加入组分 A 的量为 G_{A0} , 连续加入组分 A 的体积流量为 V_0 , 浓度为 C_{A0} , 如果没有物料从反应器排出,设备内物料体积 V_R , 组分 A 的浓度 C_A 或转化率 x_A 均随操作时间而变化,按组分 A 的物料平衡关系,可写成下式:

$$V_0 C_{A0} d\tau - r_A V_R d\tau = d(V_R C_A) = dG_A \quad (5-39)$$

$$\text{而} \quad G_A = (G_{A0} + V_0 C_{A0} \tau) (1 - x_A) \quad (5-40)$$

$$dG_A = (1 - x_A) V_0 C_{A0} d\tau - (G_{A0} + V_0 C_{A0} \tau) dx_A \quad (5-41)$$

将式(5-39)代入式(5-41)整理后得:

$$(G_{A0} + V_0 C_{A0} \tau) dx_A = (r_A V_R - V_0 C_{A0} x_A) d\tau \quad (5-42)$$

采用差分法计算式(5-42)改写为:

$$(G_{A0} + V_0 C_{A0} \tau) \Delta x_A = [(r_A V_R)_{\text{平均}} - V_0 C_{A0} x_A] \Delta \tau \quad (5-43)$$

二、管式反应器

1. 管式反应器的特点、型式及其应用 管式反应器是应用较多的一种连续操作反应器。它的特点有:结构简单、加工方便、生产能力强、容易实现自动控制、节省动力、传热面积大、适合

于强放热反应、耐高压、比高压釜可节省大量设备材料、特别适宜于加压下的反应等。对大量放热的快速反应如硝化反应,不宜采用细长的水平管式反应器,因放热量集中于管道的一端不能及时移出,使温度剧烈上升,甚至导致安全事故。一般的水平管式反应器内物料的停留时间不长(一般不超过0.5h),因此不适用于需要很长反应时间的缓慢反应,除非采取物料循环方案。

为保证管式反应器内有良好的传质与传热条件,并使其接近于连续活塞流,一般要求流体在管道内做高速运动。

管式反应器可应用于气相、均液相、非均液相、气液相、气固相等反应,例如乙酸裂解制乙烯酮、乙烯高压聚合、对苯二甲酸的酯化反应、邻硝基氯苯的氨化制邻硝基苯胺、氯乙醇氨化制乙醇胺、椰子油加氢制脂肪醇、石蜡氧化制脂肪酸、单体聚合反应以及某些固相缩合反应等。

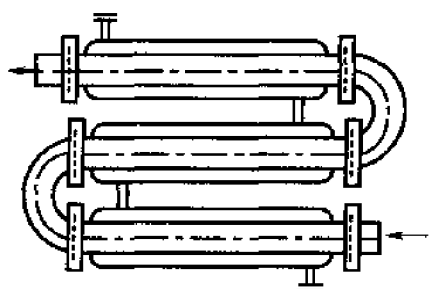


图 5-7 水平管式反应器

管式反应器有各种型式,常用的有以下几种类型。

(1) 水平管式反应器:图 5-7 中表示一种常用的实现气相或均液相反应的管式反应器。由无缝管与 U 形弯管连接而成。这种结构易于加工制作并便于检修,卸下两端弯管便于清洗管道。高压反应管道的连接可采用标准槽对焊法兰,其耐压为 1.6 ~ 10MPa。如用透镜面钢法兰,耐压可达 10 ~ 20MPa。

另一种水平管式反应器内部设有带水平刮板的绞笼推进器(图 5-8),适用处理黏稠物料的场所,例如高分子单体的聚合反应。这种反应器内物料的流动接近平推流型,可减少反向混合对反应的有害影响。沿反应器的轴向可分段设置加热夹套,反应组分可以分段加入,气相产物或溶剂蒸气亦可分段引出,有利于控制反应过程。这种管式反应器,例如被应用于丁基乙烯基醚的聚合反应工艺,据称产品质量比用串联釜式反应器为高。

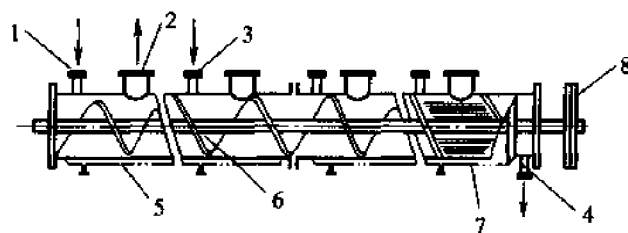


图 5-8 带绞笼推进器的水平管式反应器

1—进料管 2—排气管 3—加料管 4—出料管 5—加热夹套
6—绞笼式推进器 7—水平刮板 8—转动轮

对于某些固相反应,例如生产还原染料的固相缩合、甲醛共聚反应等,需要在反应进行中结块粉碎时,可采用双螺杆管式反应器,如图 5-9 所示。螺杆转动时除推动物料前进外还有剪切粉碎作用。

(2) 立管式反应器:图 5-10 中表示几种立管式反应器,这类反应器的传质与传热效率比水平管好。图 5-10(b)为带中心插入管道的立管式反应器。有时将一束立管安装在一个加热

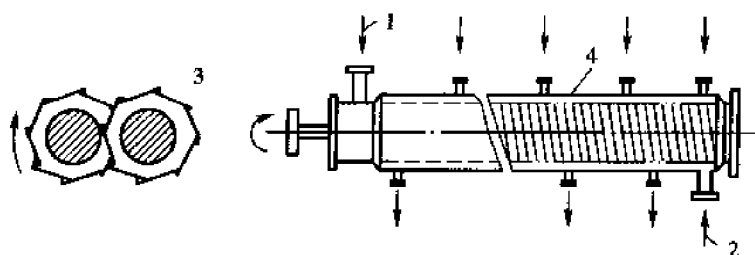


图 5-9 双螺杆管式反应器

1—进料管 2—出料管 3—双螺杆 4—加热或冷却夹套

套桶内,以节省地面,见图 5-10(c)。立管式反应器被应用于液相氨化反应、液相加氢反应、液相氯化反应等工艺中。

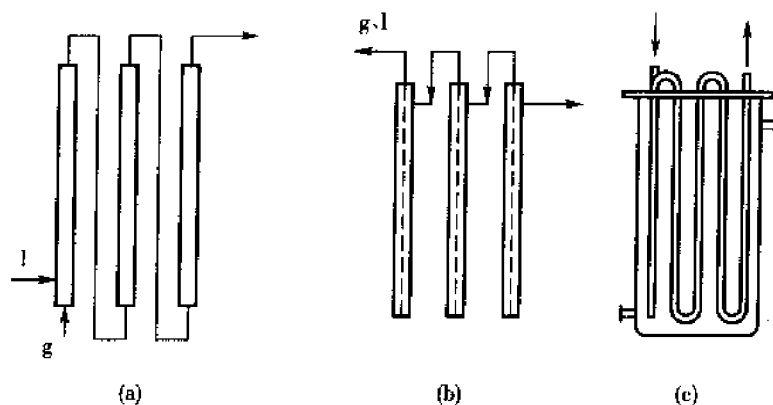


图 5-10 几种立管式反应器

(3) 盘管式反应器:将管式反应器做成盘管的形式,有利于节省空间,设备紧凑。但检修和清刷管内比较麻烦。图 5-11 所示的反应器,是由许多水平盘管上下重叠串联在一起所组成,安装在一个半圆筒体内,可用高温载热体加热。每一个盘管是由许多半径不同的半圆形管子相连接成螺旋形式。螺旋中央留出 $\phi 400$ 的空间,便于安装和检修。

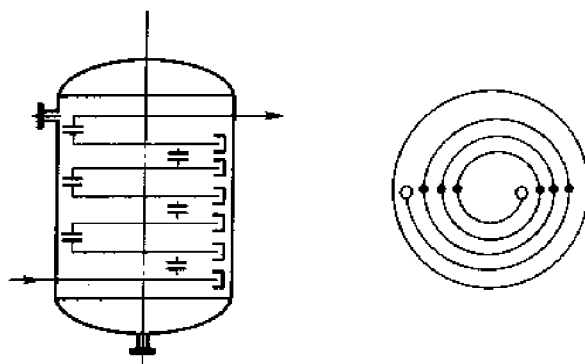


图 5-11 盘管式反应器

(4) U 形管式反应器:图 5-12 中表示两种 U 形管式反应器,管内设有多孔挡板或搅拌装置以强化传热与传质过程。U 形管的直径较大,物料停留时间增长,可应用于反应速率较慢的

反应,例如带多孔挡板的U形管式反应器,被应用于己内酰胺的聚合反应。而带搅拌装置等的U形管式反应器用于非均液相或液固相悬浮物料,例如被应用于甲苯的连续硝化、蒽醌等连续磺化等反应。图5-13为环型硝化器,轴流泵流量 $600\text{m}^3/\text{h}$,列管传热面积 109.7m^2 ,有效容积 2.2m^3 ,单位体积传热面积比带夹套和相关的硝化釜大8倍。

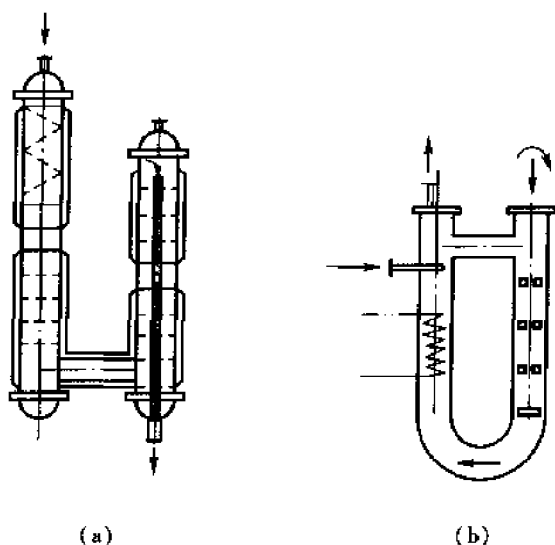


图5-12 U形管式反应器

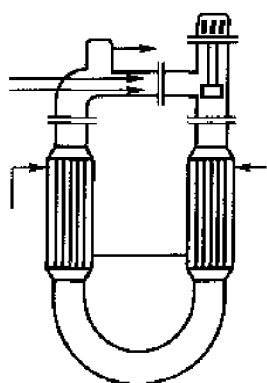


图5-13 环型硝化器

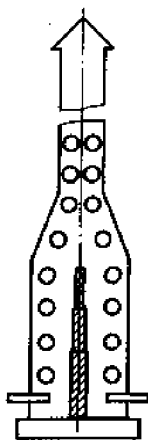


图5-14 圆筒式管式炉

管式反应器的加热或冷却可采用各种方式。

①套管或夹套:参见图5-7~图5-9以及图5-10的(a)、(b),均可用套管或夹套式传热结构。

②套筒式:参见图5-10(c)、图5-11。

③短路电流加热法:将低电压、大电流的电源直接连通到管壁上,使电能转变为热能。这种加热方法的优点:升温快、加热温度高、便于实现遥控和自控。短路电流加热法应用于邻硝基氯苯的氨化反应器和乙酸热裂解制乙烯酮等管式反应器上。

④烟道气加热法:利用气体或液体燃烧产生的烟道气和辐射直接加热管式反应器,可达到数百度的高温,在石油化工中应用较多。图5-14为一种圆筒式管式炉的示意图。

2. 液相管式反应器的计算

(1)等温液相管式反应器。如果管式反应器中的流体做稳定的等速湍流运动,就接近平推流流动状态,可按平推流反应器进行计算,即:

$$V_R = V_0 C_{A0} \int_0^{x_M} \frac{dx_A}{r_A} \quad (5-44)$$

因 $V_R/V_0 = \tau$,所以:

$$\tau = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{r_A} \quad (5-45)$$

式(5-45)中 C_{A0} 、 V_0 是由生产任务给定的。 r_A 与 x_A 的关系式可由动力学方程导出。若缺乏动力学数据,可根据实验或生产经验获得达到指定转化率时,所需要的停留时间 τ ,再计算出 V_R 。

确定 V_R 后,可进一步计算管径与管长。

①先设定流体运动的 Re 值,然后确定管径 d ,再根据 V_R ,计算管长 L 。

$$Re = \frac{u \rho d}{\mu}$$

将 $u = \frac{V_0}{\frac{\pi d^2}{4}}$ 代入上式得:

$$d = \frac{4V_0 \rho}{\pi Re u} \quad (5-46)$$

$$L = \frac{4V_R}{\pi d^2} \quad (5-47)$$

②先设定流体线速度 u , 求算管长 L , 然后确定管径 d , 最后验算一下 Re 值。

$$L = u \cdot \tau = \frac{u V_R}{V_0} \quad (5-48)$$

$$d = \sqrt{\frac{4V_R}{\pi \cdot L}} \quad (5-49)$$

③根据已有管材规格管径 d , 然后计算管长, 最后验算 Re 值。

④对立管式和 U 形管式反应器, 可先选定每根立管的长度及其平均停留时间 τ 。根据体积流量 V_0 , 求算管径 d 。再按需要的反应时间确定管数。

$$d = 2 \sqrt{\frac{V_0 \tau}{\pi \cdot L}} \quad (5-50)$$

以上各种计算方法, 可根据设计任务给定的具体条件考虑选用。应注意: 上列计算公式是以恒温恒容反应为依据的。另外从小型实验测定的反应时间或流体线速度, 用于设计大型装置往往会发生较大的偏差。因为上述计算方法的基础是平推流流动模型, 当生产规模扩大、管径增大时, 偏离平推流的程度会更大。

管式反应器的工艺设计中有时需要验算一下压力降, 不带挡板的直管的压力降可按下式计算:

$$\Delta P = \lambda_f \frac{L \rho u^2}{2d} \quad (5-51)$$

式中: λ_f ——阻力系数。

例 5-2: 邻硝基氯苯连续氨化管式反应器, 每小时进料量: 氨水 $0.480 \text{ m}^3/\text{h}$ (浓度 35%, 密度 881 kg/m^3), 邻硝基氯苯 $0.080 \text{ m}^3/\text{h}$ (纯度 98%, 密度 1350 kg/m^3)。混合物黏度 $0.15 \times 10^{-3} \text{ kg/(m} \cdot \text{s)}$, 反应动力学方程式: $r_A = k C_A C_B$ (C_A 为硝基物浓度, C_B 为氨水浓度, kmol/m^3),

230℃时 $k = 1.98 \times 10^{-2} \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{min})$, 试设计水平管式反应器的管径与管长, 若按等温反应计算要求转化率为 98%。现有管子规格 $\phi 24 \times 6$, $\phi 35 \times 9$, $\phi 43 \times 10$ 三种, 试选一种。

解: 按不同管径计算流体 Re 值:

$$Re = \frac{4V_0\rho}{\pi d\mu}$$

已知: $V_0 = 0.48 + 0.08 = 0.56 \text{ m}^3/\text{h}$ 或 $0.56/3600 = 1.56 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, $\rho = (881 \times 0.48 + 1350 \times 0.08)/(0.48 + 0.08) = 948 \text{ kg/m}^3$, 取 $d = 0.024 - 0.06 \times 2 = 0.012 \text{ m}$ 。

$$Re = \frac{4 \times 1.56 \times 10^{-4} \times 950}{\pi \times 0.012 \times 0.15 \times 10^{-3}} = 10.5 \times 10^4$$

同样计算 $d = 0.035 - 0.018 = 0.017 \text{ m}$, $Re = 7.4 \times 10^4$; $d = 0.043 - 0.020 = 0.023 \text{ m}$, $Re = 5.5 \times 10^4$ 。

按动力学方程式计算反应时间:

$$\tau = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{r_A}$$

$$r_A = kC_{A0}(1 - x_A)(C_{B0} - 2C_{A0}x_A)$$

$$\tau = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{kC_{A0}(1 - x_A)(C_{B0} - 2C_{A0}x_A)} = \frac{1}{k(2C_{A0} - C_{B0})} \ln \frac{1 - x_A}{1 - 2 \frac{C_{A0}x_A}{C_{B0}}}$$

已知 $C_{A0} = \frac{0.08 \times 1350 \times 0.98}{157.6 \times 0.56} = 1.2 (\text{kmol/m}^3)$, $C_{B0} = \frac{0.48 \times 881 \times 0.35}{17 \times 0.56} = 15.5 (\text{kmol/m}^3)$, 则:

$$\frac{C_{A0}}{C_{B0}} = \frac{1.2}{15.5} = 0.077$$

$$x_A = 0.98, k = 1.98 \times 10^{-2} \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{min})$$

因此:

$$\tau = \frac{1}{1.98 \times 10^{-2} (2 \times 1.2 - 15.5)} \ln \frac{1 - 0.98}{1 - 2 \times 0.077 \times 0.98} = 14.45 (\text{min})$$

按不同管径尺寸, 求算管长:

$$L = \frac{4V_R}{\pi d^2} = \frac{4V_0\tau}{\pi d^2}$$

取 $d = 0.012 \text{ m}$, $L = \frac{4 \times 0.56 \times \frac{14.45}{60}}{\pi \times 0.012^2} = 1192 \text{ m}$; $d = 0.017 \text{ m}$, $L = 594 \text{ m}$; $d = 0.023 \text{ m}$, $L = 325 \text{ m}$ 。

比较以上 3 种方案, 取 $d = 0.012 \text{ m}$, L 过长; 取 $d = 0.023 \text{ m}$, 则 Re 值较低。故取 $d = 0.017 \text{ m}$, $L = 594 \text{ m}$ 。

此题按 230℃ 等温过程计算管长, 实际上在升温阶段就开始反应。非等温管式反应器的计算方法见例 5-3。

(2) 非等温液相管式反应器。非等温液相管式反应器, 不仅反应组分的浓度变化, 而且物

料的温度也沿流动方向变化,因而反应速率也因浓度和温度的变化而随着改变。这就需要在反应器中取一微元体,同时列出其物料衡算与热量衡算微分方程,再结合动力学方程,联立求解所需要的反应器体积,以及求出反应温度、转化率等沿管长的变化规律。根据平推流反应器的特性,虽然物系参数(浓度、温度)沿轴向改变,但径向是均匀的,因此,为计算方便,在列出物料衡算和热量衡算式时,可将反应组分的转化率和物料温度表示成反应器轴向长度的函数。为此,设反应器的直径为 d ,轴向长度为 l ,其微元体积:

$$dV_R = \frac{\pi d^2}{4} dl$$

与式(5-28)类似,可列出微元体 dV_R 内组分A的物料衡算式:

$$V_0 C_{A0}(1-x_A) - V_0 C_{A0}(1-x_A - dx_A) - r_A \frac{\pi d^2}{4} dl = 0$$

整理得:

$$V_0 C_{A0} dx_A = \frac{\pi d^2}{4} r_A dl \quad (5-52)$$

同样,可列出的热量衡算式:

$$-GC_p dT + k\pi dl(T_s - T) - \Delta H_r r_A \frac{\pi d^2}{4} dl = 0 \quad (5-53)$$

式中: G ——物料的质量流量,kg/h;

C_p ——恒压热容,kJ/kg·℃;

d ——管子内径,m;

T_s ——载热体温度,℃;

ΔH_r ——组分A的摩尔反应热,kJ/mol。

如果反应是放热的,式(5-53)中第一项为负值,第二项也是负值,第三项为正值。

如果是绝热反应,则 $k\pi dl(T_s - T) = 0$ 。

如果考虑传热剂的热量平衡方程,可建立:

$$\varepsilon G' C'_p dT' = k\pi dl(T_s - T) \quad (5-54)$$

式中: G' ——载热体的质量流量;

C'_p ——载热体的热容;

T' ——载热体的温度;

ε ——载热体流向系数,如果内外流体并流时 $\varepsilon = +1$,逆流时 $\varepsilon = -1$ 。

求解方程,还需要动力学方程式:

$$r_A = k_0 f(C_A) \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (5-55)$$

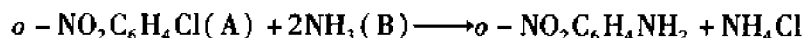
应用边界条件, $l=0, T=T_0, C_A=C_{A0}$,如 $\varepsilon = +1, l=0, T_s=T'$ 联立求解上述方程组,可得到下列函数关系式:

$$x_A = f_1(l), T = f_2(l), T' = f_3(l)$$

一般情况下只能采用逐步差分法求解。如果遇到复杂的化学反应,可用软件包求解。

例 5-3: 已知邻硝基氯苯连续氨化反应的下列条件:

反应式:



反应热:

$$\Delta H_r = -151.2 \times 10^3 \text{ kJ/kmol}$$

动力学方程式:

$$r_A = kC_A C_B$$

$$\lg k = 7 \times 2 - \frac{4482}{T}$$

工艺条件数据: $C_{A0} = 1.2 \text{ kmol/m}^3$, $C_{B0} = 15.6 \text{ kmol/m}^3$, $V_{A0} = 0.08 \text{ m}^3/\text{h}$, $V_{B0} = 0.48 \text{ m}^3/\text{h}$, $\rho_A = 1350 \text{ kg/m}^3$, $\rho_B = 881 \text{ kg/m}^3$, $C_{pA} = 1.650 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$, $C_{pB} = 4.187 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

反应器: 水平管式, 分三段加热。蒸汽预热段, 硝基物与氨水分别用蒸汽套管加热至 150°C , 然后互相混合进入电预热段。电预热段, 用短路电流加热, 保持管壁温度为 235°C , 使反应混合物升温至 232°C 。恒温反应段, 用短路电流加热, 维持壁温 235°C , 物料温度 232°C 恒温反应 (忽略温度变化)。电加热段管壁传热系数 $k = 6281 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。求: 电预热段物料温度及转化率沿管长的变化规律; 转化率为 0.98 时管子长度; 恒温段每米管长的发热量。

解:

(1) 电预热段的计算: 应用差分法计算, 令管段 Δl 中的转化率为 Δx 。物料与热量平衡方程 (5-52) 与式 (5-53) 可写成:

$$V_0 C_{A0} \Delta x = \frac{\pi d^2}{4} r_A \Delta l \quad (1)$$

$$GC_p \Delta T = k \pi \Delta l (T_s - T) - \Delta H_r r_A \frac{\pi d^2}{4} \Delta l \quad (2)$$

合并式 (1) 与式 (2), 消去 r_A 得:

$$GC_p \Delta T = k \pi \Delta l (T_s - T) - \Delta H_r V_0 C_{A0} \Delta x \quad (3)$$

将已知数据代入式 (3):

$$C_p = 4.187 \times \frac{881 \times 0.48 \times 1 + 1350 \times 0.08 \times 0.394}{881 \times 0.48 + 1350 \times 0.08} = 3.671 [\text{kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}]$$

$$G = V_{A0} \rho_A + V_{B0} \rho_B = 0.08 \times 1350 + 0.48 \times 881 = 530.9 (\text{kg/h})$$

得:

$$531 \times 0.878 \Delta T = 1500 \times \pi \times 0.017 \Delta l (508 - T) + 36.17 \times 10^3 \times 1.2 \times 0.56 \Delta x$$

简化后, 得:

$$\frac{\Delta T}{\Delta l} = 0.1722 (508 - T) + 52.2 \frac{\Delta x}{\Delta l} \quad (4)$$

由动力学方程得:

$$r_A = k C_{A0} C_{B0} (1 - x) \left(1 - \frac{2 C_{A0} x}{C_{B0}} \right)$$

代入已知数据得:

$$r_A = 18.75k(1-x)(1-0.154x) \quad (5)$$

由式(1)得:

$$0.56 \times 1.2 \Delta x = \frac{4}{\pi} \times 0.017^2 \times 60 r_A \Delta l$$

整理得:

$$\Delta x = 0.0203 r_A \Delta l \quad (6)$$

将式(5)代入式(6)消去 r_A :

$$\Delta x = 0.38k(1-x)(1-0.154x) \Delta l \quad (7)$$

将 k 值代入式(7):

$$\Delta x = 0.38 \times 10^{7.2 - \frac{4482}{T}} \times (1-x)(1-0.154x) \Delta l \quad (8)$$

将式(4)写成:

$$\Delta T = 0.1722(508 - T) \Delta l + 52.2 \Delta x \quad (9)$$

联立求解式(8)与式(9),可采用差分法逐段求算,如图 5-15。

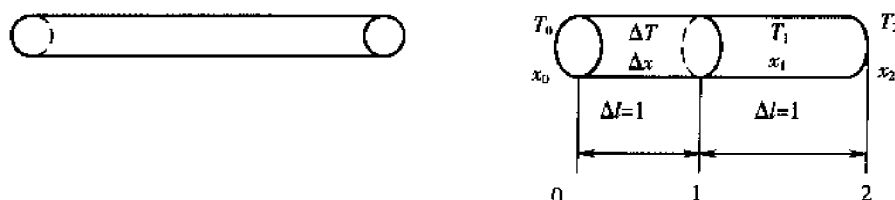


图 5-15 逐段求算管式反应器的长度

取管段长度 $\Delta l = 1\text{m}$, 由始点 $T_0 = 150 + 273 = 423\text{K}$, $x_0 = 0$ 开始计算。

$$\Delta x_1 = 0.38 \times 10^{7.2 - \frac{4482}{423}} \times 1 = 1.54 \times 10^{-4}$$

$$x_1 = x_0 + \Delta x_1 = 1.54 \times 10^{-4}$$

$$\Delta T_1 = 0.1722(508 - 423) + 52.2 \times 1.54 \times 10^{-4} = 14.66(\text{K})$$

$$T_1 = T_0 + \Delta T_1 = 423 + 14.66 = 437.7(\text{K})$$

用同样的方法逐段计算, 所得结果列于表 5-6 中。

表 5-6 计算结果

L/m	T/K	$x \times 10^2$	$\Delta x \times 10^2$	$\Delta T/\text{K}$
0 ~ 1	423	0	0.0154	14.66
1 ~ 2	437.7	0.0154	0.0342	12.14
2 ~ 3	449.8	0.0496	0.0652	10.03
3 ~ 4	459.8	0.1148	0.1075	8.33
4 ~ 5	468.0	0.2230	0.1590	6.97
5 ~ 6	474.9	0.3820	0.2200	5.795
6 ~ 7	480.8	0.6020	0.2850	4.80

续表

l/m	T/K	$x \times 10^2$	$\Delta x \times 10^2$	$\Delta T/K$
7~8	485.6	0.8870	0.3530	4.07
8~9	489.6	1.240	0.42	3.37
9~10	493.0	1.66	0.48	2.82
10~11	495.8	2.14	0.54	2.36
11~12	498.2	2.68	0.59	1.98
12~13	500.2	3.27	0.64	1.66
13~14	501.8	3.91	0.68	1.40
14~15	503.2	4.59	0.71	1.16
15~16	504.4	5.30	0.73	0.97
16~17	505.4	6.03	0.73	0.81

由表 5-6 中数据知管长 16m 时,温度为 232.4℃(505.4K),转化率为 6.03%。

(2) 恒温反应段管长计算。按恒温连续置换型反应器计算:

$$\tau = C_{A0} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{r_A} = C_{A0} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{kC_{A0}(1-x)(C_{B0}-2C_{A0}x)}$$

积分结果:

$$\tau = \frac{1}{k(2C_{A0}-C_{B0})} \left(\ln \frac{1-x_2}{1-\frac{2C_{A0}}{C_{B0}}x_2} - \ln \frac{1-x_1}{1-\frac{2C_{A0}}{C_{B0}}x_1} \right)$$

已知条件: $C_{A0} = 1.2 \text{ kmol/m}^3$, $C_{B0} = 15.6 \text{ kmol/m}^3$, $2C_{A0} - C_{B0} = -13.2 \text{ kmol/m}^3$, $2C_{A0}/C_{B0} = 0.154$, $x_1 = 6.03 \times 10^{-2}$, $x_2 = 0.98$ 。

$$k = 10^{7.2 - \frac{4482}{905}} = 2.11 \times 10^{-2} \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{min})$$

代入上式,得:

$$\tau = \frac{10^2}{-13.2 \times 2.11} \left(\ln \frac{1-0.98}{1-0.154 \times 0.98} - \ln \frac{1-0.0603}{1-0.154 \times 0.0603} \right) = 13.3 (\text{min})$$

恒温段管长:

$$l = \tau \cdot w = \frac{13.3 \times 2.47 \times 10^3}{60} = 550 (\text{m})$$

反应器总长:

$$16 + 550 = 566 (\text{m})$$

(3) 计算恒温段转化率沿管长的变化情况。

反应时间与转化率的关系式为:

$$\tau = \frac{10^2}{-13.2 \times 2.11} \times \left(\ln \frac{1-x}{1-0.154x} - \ln \frac{1-0.0603}{1-0.154 \times 0.0603} \right)$$

$$\begin{aligned}
 &= -3.6 \times \left(\ln \frac{1-x}{1-0.154x} + 0.054 \right) \\
 l = \tau \cdot w &= \frac{-3.6 \times 2.47 \times 10^3}{60} \times \left(\ln \frac{1-x}{1-0.154x} + 0.054 \right) \\
 &= -14.8 \times \left(0.051 + \ln \frac{1-x}{1-0.154x} \right)
 \end{aligned}$$

取 $l = 10\text{m}, 20\text{m}, 30\text{m}, \dots, 100\text{m}, 150\text{m}, 200\text{m}, 500\text{m}$, 求算 x 值及各段管长间的 Δx 值, 计算结果列于表 5-7 中。

表 5-7 计算结果

l/m	x	Δx	$(\Delta Q/\Delta l)/\text{kJ} \cdot (\text{h} \cdot \text{m})^{-1}$
0	0.0603	—	—
10	0.132	0.0717	174
20	0.197	0.065	157
30	0.257	0.060	146
40	0.312	0.055	133.5
50	0.362	0.050	121
60	0.407	0.045	109
80	0.491	0.084	102
100	0.561	0.069	83.7
150	0.695	0.135	65.5
200	0.785	0.090	43.8
250	0.850	0.065	31.6
300	0.893	0.043	20.9
350	0.925	0.032	15.6
400	0.946	0.021	10.2
450	0.962	0.016	7.76
500	0.973	0.011	5.33
550	0.980	0.008	3.88

已知 Δx 值, 按下式计算每米管长的放热速率。

$$\frac{\Delta Q}{\Delta l} = V_0 C_A \Delta x - \frac{\Delta H_r}{\Delta l} = 0.56 \times 1.2 \times 36.2 \times 10^3 \frac{\Delta x}{\Delta l} = 101.7 \times 10^3 \Delta x \text{ kJ}/(\text{h} \cdot \text{m})$$

3. 气相管式反应器的计算

(1) 停留时间、空时与空速的概念。在设计反应器时, 常常运用停留时间、空时与空速这些概念。对连续平推流模型, 进入反应器的每一质点在反应器内的停留时间都是相同的; 而非平推流流动模型, 则各质点在反应器内的停留时间不相等, 而存在某种分布规律, 这将在下一节中讨论。

液相恒温反应, 如液体密度在反应过程中可当作不变时, 则液体在反应器内的平均停留时

间为:

$$\bar{\tau} = \frac{V_R}{V_0} \quad (5-56)$$

式中: V_R ——反应器有效容积;

V_0 ——进入反应器物料的体积流量,其值在整个反应过程中不变化。

如是气相反应,则 V_0 不等于常数。如前所述, V_0 是随转化率而变化的。因此 V_R/V_0 不等于平均停留时间,它可能大于实际的平均停留时间(如反应过程中体积膨胀),也可能小于实际平均停留时间(如反应过程中体积缩小)。另外对气固相催化反应,如反应的容积为 V_R ,实际气体通过的有效空间比它小得多,因为催化剂颗粒占有空间。因此, V_R/V_0 也不能代表停留时间或反应时间。

以进料体积流量来计算的 V_R/V_0 值,一般称为空间时间,简称空时,而它的倒数称为空间速度,简称空速,以符号 S_V 表示。

$$S_V = \frac{V_0}{V_R} \quad (5-57)$$

空速的定义是单位容积的反应区的进料体积流量,单位是 h^{-1} 或 s^{-1} , V_0 有时折合成标态时的气体流量(或常温下的液体流量)。

空速的物理意义是表示反应器的实际生产能力的大小,即达到规定转化率时,每单位容积的反应器允许的进料体积流量,应当注意的是,试验设备上得到的空速,用于工业规模的生产设备时,其转化率往往不相同。

气体体积流量发生变化时,流体的设计平均停留时间可按下式计算:

$$\bar{\tau} = \frac{V_R}{\bar{V}} \quad (5-58)$$

$$\text{平均流量: } \bar{V} = \frac{V_0}{x_A} \int_0^{x_A} f(x_A) dx_A \quad (5-59)$$

$$f(x_A) = (1 + \varepsilon_A x_A) \left(\frac{P}{P_0} \right) \left(\frac{T_0}{T} \right) \quad (5-60)$$

例 5-4: 按例 5-3 的条件, 计算: (1) 恒温恒压操作条件下流体的实际平均停留时间; (2) 按进口条件下气体流量计算的空时; (3) 按标态下进口流量计算空时及空速。

解:

气体平均流量的计算:

$$\bar{V} = V_0 (1 + 0.8 x_A)$$

$$\bar{V} = \frac{V_0}{x_A} \int_0^{x_A} (1 + 0.8 x_A) dx_A = \frac{0.1}{0.75} \times \left(0.75 + 0.8 \times \frac{0.75^2}{2} \right) = 0.13 (\text{m}^3/\text{h})$$

所以平均停留时间为:

$$\bar{\tau} = \frac{V_R}{\bar{V}} = \frac{0.0634}{0.13} = 0.488 (\text{h})$$

按进口计算:

$$\tau = \frac{V_R}{V_0} = \frac{0.0634}{0.1} = 0.634 (\text{h})$$

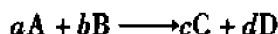
按标态计算:

$$\tau = \frac{V_R}{V_0} = \frac{0.0634}{\frac{0.1 \times 8 \times 273}{685}} = 0.199 (\text{h})$$

$$S_V = \frac{1}{\tau} = \frac{1}{0.199} = 5.03 (\text{h}^{-1})$$

(2) 等温气相管式反应器的计算。对均液相流动反应器, 当反应过程中液体密度变化不大时, 可以认为流体的体积流量 V_0 和线速度 u 是恒定不变的。但是对气体反应系统, 气体的体积流量在反应过程中常常发生很大的变化, 其原因是在反应过程中气体的总分子数往往是变化的, 另外, 系统的温度与压力变化对气体的体积有较大的影响。

如有气相反应:



令 N_0 、 P_0 、 T_0 代表反应前气体的总摩尔流量、总压力与温度; N_i 、 P 、 T 为当 A 的转化率为 x_A 时, 反应系统内的总摩尔流量、总压力与温度。则:

$$N_i = N_0 + N_{A0} x_A \delta \quad (5-61)$$

$$V = V_0 \left(\frac{P_0}{P} \right) \left(\frac{T}{T_0} \right) \left(\frac{N_i}{N_0} \right) \quad (5-62)$$

式中: N_{A0} ——反应前 A 的摩尔流量;

δ ——为转化每分子 A 时, 气体总分子数的增加量。

δ 值为:

$$\delta = \frac{d}{a} + \frac{c}{a} - \frac{b}{a} - 1 \quad (5-63)$$

将式(5-61)代入式(5-62)消去 N_i 得:

$$V = V_0 \left(\frac{P_0}{P} \right) \left(\frac{T}{T_0} \right) \left(1 + \frac{N_{A0}}{N_0} x_A \delta \right) = V_0 \left(\frac{P_0}{P} \right) \left(\frac{T}{T_0} \right) (1 + \gamma_{A0} \delta x_A) \quad (5-64)$$

式中: γ_{A0} ——反应前 A 的分子分率。

气体反应过程中 A 的浓度 C_A 随转化率 x_A 而变化的关系如下:

$$C_A = \frac{N_{A0}(1-x_A)}{V} = \frac{N_{A0}(1-x_A)}{V_0(1+\gamma_{A0}\delta x_A)} \left(\frac{P}{P_0} \right) \left(\frac{T_0}{T} \right) \quad (5-65)$$

或:

$$C_A = \frac{C_{A0}(1-x_A)f_p}{(1+\varepsilon_A x_A)f_T} \quad (5-66)$$

$\varepsilon_A = \gamma_{A0}\delta$, 称为膨胀系数, 当进料为纯 A 时, $\varepsilon_A = \delta$; $\varepsilon_A = \gamma_{A0}\delta$;

$f_p = \frac{P}{P_0}$, 称为压力校正因子, 恒压过程(系统压降不大时)可取 $f_p = 1$;

$f_T = \frac{T}{T_0}$, 称为温度校正因子, 恒温过程, $f_T = 1$, 恒温恒压气相反应过程, 有:

$$C_A = \frac{C_{A0}(1 - x_A)}{1 + \varepsilon_A x_A} \quad (5-67)$$

当反应前后体积不变时, $\varepsilon_A = 0$, 则:

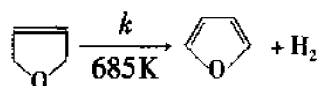
$$C_A = C_{A0}(1 - x_A)$$

气相反应器可按下式计算反应器的容积:

$$V_R = N_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{r_A} \quad (5-68)$$

反应速率 r_A 以 x_A 的函数式表示。

例 5-5: 2,5-二氢呋喃的气相裂解反应为一级不可逆反应:



$r_A = kC_A$, 685K 时, $k = 30\text{s}^{-1}$ 。

今设计一管式反应器, 2,5-二氢呋喃的进料体积流量为 $0.1\text{m}^3/\text{s}$, 含 80% (体积分数), 其余为惰性气体。进料压力为 810.6kPa, 温度 685K, 保持恒温反应, 忽略压降。求: 当反应转化率为 0.75 时反应器的容积。

解:

$$\begin{aligned} V_R &= N_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{r_A} \\ r_A &= kC_A \\ C_A &= \frac{C_{A0}(1 - x_A)}{1 + \varepsilon_A x_A} \\ V_R &= C_{A0} V_0 \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{k C_{A0} \frac{1 - x_A}{1 + \varepsilon_A x_A}} = V_0 \int_0^{x_A} \frac{(1 + \varepsilon_A x_A) dx_A}{k(1 - x_A)} \end{aligned}$$

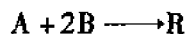
已知条件: $V_0 = 0.1\text{m}^3/\text{s}$, $k = 30\text{s}^{-1}$, $\varepsilon_A = \gamma_{A0}\delta = 0.8(2 - 1) = 0.8$, $x_A = 0.75$ 。

代入上式中:

$$V_R = 0.1 \times \int_0^{0.75} \frac{(1 + 0.8x_A) dx_A}{30(1 - x_A)} = 0.0634(\text{m}^3)$$

气相反应的速率方程式常用某一组分的转化率与系统温度和压力的函数式来表示, 以便于进行设计计算。下面举例说明。

例如气体反应:



已知速率方程式为:

$$r_A = kC_A C_B$$

以 P, T, V, N_i 分别代表当 A 的转化率为 x_A 时的流体压力、温度、体积流量及摩尔流量。则有:

$$V = \frac{N_i RT}{P}$$

因为:

$$C_A = \frac{N_A}{V}, C_B = \frac{N_B}{V}$$

所以:

$$C_A = \frac{N_A P}{N_i RT} = y_A \frac{P}{RT}, C_B = \frac{N_B P}{N_i RT} = y_B \frac{P}{RT}$$

式中: y_A ——A 的摩尔分率;

y_B ——B 的摩尔分率。

y_A 与 y_B 为 A 的转化率 x_A 的函数。

令 A 的进料摩尔流量为 N_{A0} , B 与 A 进料的摩尔比为 m , 则 B 的进料摩尔流量为 mN_{A0} 。

当 A 的转化率为 x_A 时, A、B、R 的摩尔流量分别为:

$$N_A = N_{A0}(1 - x_A), N_B = (m - 2x_A)N_{A0}, N_R = N_{A0}x_A$$

总的摩尔流量为:

$$N_i = N_A + N_B + N_R = N_{A0}(1 + m - 2x_A)$$

于是 A 与 B 的摩尔分率为:

$$y_A = \frac{1 - x_A}{1 + m - 2x_A}, y_B = \frac{m - 2x_A}{1 + m - 2x_A}$$

速率方程式:

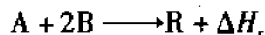
$$r_A = kC_A C_B = ky_A y_B \left(\frac{P}{RT} \right)^2$$

或

$$r_A = kC_A C_B = k \left(\frac{P}{RT} \right)^2 \frac{(1 - x_A)(m - 2x_A)}{(1 + m - 2x_A)^2}$$

(3) 非等温气相管式反应器的计算。气相非等温管式反应器的特点有: 气体流量及线速度、流体密度均随转化率而变化; 在高温反应时, 反应热效应 ΔH_r 与气体组分的比热均随温度改变; 气体总分子数随转化率而变化。要考虑这些因素设计计算较为复杂, 可采用差分法作近似计算。下面举例说明计算方法的要点。

如某气相反应:



动力学方程式:

$$r_A = kC_A C_B$$

$$k = k_0 \exp \left[\left(\frac{-E}{R} \right) \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \right]$$

管式反应器的直径为 d , A 的进料摩尔流量为 N_{A0} , B 与 A 的摩尔比为 m , 进料温度 T_0 , 进料压力 P_0 , 传热剂保持温度 T , 反应为放热反应。管壁传热系数为 K , 物料的比热随温度而变化的关系式如下。

$$(C_p)_A = \alpha_A + \beta_A T + \gamma_A T^2 \quad (1)$$

$$(C_p)_B = \alpha_B + \beta_B T + \gamma_B T^2 \quad (2)$$

$$(C_p)_R = \alpha_R + \beta_R T + \gamma_R T^2 \quad (3)$$

反应热随温度变化的关系式为:

$$(\Delta H_r)_T = (\Delta H_r)_{T_0} + [(\alpha_R - \alpha_A - 2\alpha_B)T + (\beta_R - \beta_A - 2\beta_B)T^2 + (\gamma_R - \gamma_A - 2\gamma_B)T^3] \frac{T}{T_0} \quad (4)$$

按恒压反应计算:转化率沿管长的变化规律;流体温度沿管长的变化规律。

取管段长度为 Δl , 建立 A 的物料平衡方程式:

$$N_{A0} \Delta x_A = r_A \left(\frac{\pi d^2}{4} \right) \Delta l \quad (5)$$

将动力学方程式改写成关于 P 的函数式(见本节第五部分)。

$$r_A = k \left(\frac{P}{RT} \right)^2 \frac{(1-x_A)(m-2x_A)}{(1+m-2x_A)^2} \quad (6)$$

代入式(5)求 Δx_A :

$$\Delta x_A = \left(\frac{k}{N_{A0}} \right) \left(\frac{P}{RT} \right)^2 \left(\frac{\pi d^2}{4} \right) \frac{(1-x_A)(m-2x_A)}{(1+m-2x_A)^2} \Delta l \quad (7)$$

令:

$$f(x_A) = \frac{(1-x_A)(m-2x_A)}{(1+m-2x_A)^2} \quad (8)$$

令:

$$\Phi(T) = \left(\frac{P^2 \pi d^2}{4 N_{A0} R^2} \right) \frac{k_0}{T^2} \exp \left[\left(\frac{-E}{R} \right) \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \right] \quad (9)$$

则:

$$\Delta x_A = \Phi(T) f(x_A) \Delta l \quad (10)$$

管段 Δl 上的热量衡算式为:

$$\Delta x_A (-\Delta H_r)_T = \left[\sum N_i (C_p)_i \right]_{T,x} \Delta T + k \pi d (T - T_0) \Delta l \quad (11)$$

$$\sum N_i (C_p)_i = [(1-x_A)(C_p)_A + (m-2x_A)(C_p)_B + x_R(C_p)_R] N_{A0} \quad (12)$$

$$\Delta T = \frac{N_{A0} (-\Delta H_r)_T \Delta x_A - k \pi d (T - T_0) \Delta l}{\left[\sum N_i (C_p)_i \right]_{T,x}} \quad (13)$$

取 Δl 等于一定长度(如 0.5m 或 1m), 按式(10)与式(13)用差分法逐段计算 x_A 与 T 的变化。

从进口开始, 首先计算在管段中 Δl_{0-1} 的 Δx_{0-1} 与 T_{0-1} ; 可将 $x_0 = 0, T = T_0$, 代入式(8)、(9)、(13)求出 Δx_{0-1} 。

于是:

$$x_1 = x_0 + \Delta x_{0-1}$$

将 $x_0=0, \Delta x_{0-1}$ 及 $T=T_0$, 代入式(1)、(2)、(3)、(4)、(12)、(13) 求出 ΔT_{0-1} 。

于是:

$$T_1 = T_0 + \Delta T_{0-1}$$

然后用 x_1 与 T_1 代入式(8)、(9)、(13) 求出 Δx_{1-2} 及 x_2 , 再将 $\Delta x_{1-2}, x_2$ 及 T_1 代入式(1)、(2)、(3)、(4)、(12)、(13) 中求出 ΔT_{1-2} 。照此方法逐段计算, 便可得到转化率及温度沿管长而变化的数据。计算工作量较大时, 可用相应的计算机软件包(如 matlab 等)求解。

三、连续操作釜式反应器

1. 连续操作釜式反应器的特点及其应用 连续操作釜式反应器的主要特点是通过搅拌来促进传热及传质过程。由于搅拌作用使物料剧烈混合, 釜式反应器内物料达到了接近全混流的流动状态。釜式反应器内物料的组成和温度比较均匀一致并接近于釜出口的物料的组成和温度。由于逆向混合导致釜式反应器内原来的浓度被生成物所稀释, 使化学反应的推动力降低, 因而降低了化学反应过程的速率。

在连续操作釜式反应器内, 由于物料的不断搅混, 不会存在热量的累积引起局部过热问题, 所以这种反应器对那些对温度敏感的化学反应特别适宜, 不致引起分解及反应的复杂化。

在染料中间体工业中, 很多是强烈的放热反应, 多采用连续搅拌反应器。例如, 苯、甲苯、氯苯及萘等的硝化, 萘及 2-萘酚的连续磺化, 1-硝基萘的连续还原, 合成洗涤剂生产中, 中间体的 SO_3 连续磺化, 都成功地采用了连续操作釜式反应器。

由于连续操作釜式反应器内存在较严重的逆向混合, 降低了化学反应的速率。为了克服逆向混合程度, 可采用多个搅拌反应器串联操作, 这样, 不但抑制了逆向混合的程度, 同时还可以在各釜式反应器内控制不同的反应温度和物料浓度, 以及不同的搅拌和加料情况以适应工艺上的要求。

连续操作釜式反应器的操作稳定性较高, 由于反应器内物料容量大, 当进料条件发生一定程度的波动时, 不会引起反应器内反应条件的明显变化。例如对某些反应速率极快的强放热反应(如硝化反应过程), 当进料浓度暂时偏高时, 不会立即引起反应器内浓度的明显升高而导致反应速率加快, 由于放热量过大而使操作条件失去控制, 发生安全事故。因此, 连续操作釜式反应器比其他型式连续操作反应器更容易控制, 操作稳定性高。

利用连续操作釜式反应器的逆向混合作用降低反应原料浓度这一特性, 可使某些快速放热反应能够在比较缓和的条件下进行, 有利于安全生产。

因此, 连续操作釜式反应器在化工及制药等生产上有广泛的应用。图 5-16 为立式连续操作釜式反应器的几种进料与出料方案。实际上, 常常将几个釜式反应器串联起来进行操作。

图 5-17 为一种卧式多段连续操作反应器, 利用卧式圆筒形容器, 内部加挡板分成若干反应室。两室之间靠溢流管互相联通, 各室之间保持一定的液位差(约 50mm)。

2. 全混流釜式反应器的计算 已推导出了计算全混流反应器体积公式(5-32):

$$V_R = \frac{V_0 C_{A0} x_A}{r_A}$$

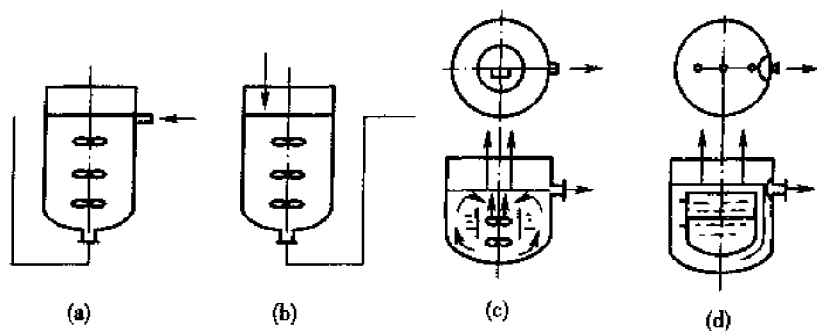


图 5-16 立式连续操作反应器

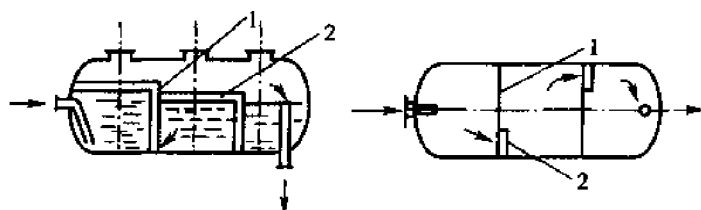


图 5-17 卧式多段连续操作反应器

1—挡板 2—溢流管

考虑釜式反应器的加料系数 Φ , 则釜的容积为:

$$V_a = \frac{V_0 C_{A0} x_A}{\Phi r_A} \quad (5-69)$$

或规定容积, 计算体积流量为:

$$V_0 = \frac{\Phi r_A V_a}{C_A x_A} \quad (5-70)$$

对于液相反应, 反应前物料密度变化不大时, 物料在反应器内的平均停留时间为:

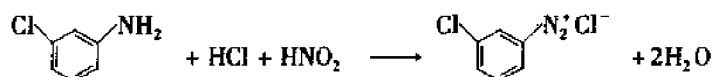
$$\tau = \frac{V_R}{V_0} = \frac{\Phi V_a}{V_0} \quad (5-71)$$

将式(5-69)代入式(5-71)得:

$$\tau = \frac{C_{A0} x_A}{r_A} = \frac{C_{A0} - C_A}{r_A} \quad (5-72)$$

例 5-6: 间氯苯胺重氮化反应每日处理物料量 3m^3 , 设装料系数为 0.8, 间氯苯胺与亚硝酸的初始浓度均为 $0.5 \times 10^{-3} \text{kmol/m}^3$, 盐酸浓度为 0.2kmol/m^3 , 重氮化反应的转化率为 96%, 反应温度为 0°C 时, 反应速率常数 $k = 25.8 \text{m}^6/(\text{s} \cdot \text{kmol}^2)$, 求全混流反应器的容积。

解: 化学反应式为:



当时间为 0 时	C_{A0}	C_{B0}	C_{A0}	0
当时间为 τ 时	C_A	C_B	C_A	$C_{A0} x_A$

其中 $C_A = C_{A0}(1 - x_M)$, 由于间氯苯胺与盐酸浓度比为 1:400 (摩尔比), 盐酸量大大过量, 所以可认为 $C_B = C_{B0}$ 。

化学反应速率方程式:

$$r_A = kC_{B0}C_A^2 \quad (1)$$

将其用 C_{A0} 和 x_M 表示, 则:

$$r_A = kC_{B0}[C_{A0}(1 - x_M)]^2 \quad (2)$$

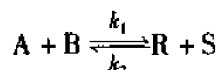
依据方程(5-69)得:

$$V_R = \frac{V_0 C_{A0} x_M}{\Phi r_A} = \frac{V_0 C_{A0} x_M}{\Phi k C_{B0} [C_{A0}(1 - x_M)]^2}$$

已知: $V_0 = 2/(24 \times 3600) = 2.315 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, $x_M = 0.96$, $k = 25.8 \text{ m}^6 \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{kmol}^{-2}$, $\Phi = 0.8$, $C_{A0} = 0.5 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$, $C_{B0} = 0.2 \text{ kmol/m}^3$ 。

$$V_R = \frac{2.315 \times 10^{-5} \times 0.5 \times 10^{-3} \times 0.96}{0.8 \times 25.8 \times 0.2 \times [0.5 \times 10^{-3} \times (1 - 0.96)]^2} = 6.7 (\text{m}^3)$$

例 5-7: 某中间体液相反应, 为可逆反应, 化学反应方程式为:



在操作温度下正逆反应的速率常数为:

$$k_1 = 7 \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{min}), k_2 = 3 \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{min})$$

该反应在稳定的全混流反应器中进行, 反应器有效体积为 0.123 m^3 , 加料物流有两段, 体积相等, 一股含 A 量为 2.8 kmol/m^3 , 另一股含 B 量为 1.6 kmol/m^3 。试求当 B 的转化率为 75% 时, 每股加料物料的体积流量为多少?

解: 在全混流反应器内物料的浓度与反应器出口物料的浓度相等。在两股物料加到反应器后未起反应的一瞬间, 则 A 和 B 的浓度各被稀释一倍。

$$C_{A0} = 1.4 \text{ kmol/m}^3, C_{B0} = 0.8 \text{ kmol/m}^3$$

当 B 的转化率为 75% 时, 在反应器内各组分的瞬间浓度为:

$$C_A = 1.4 - 0.8 \times 0.75 = 0.8 (\text{kmol/m}^3)$$

$$C_B = 0.8 - 0.8 \times 0.75 = 0.2 (\text{kmol/m}^3)$$

$$C_R = 0.6 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_S = 0.6 \text{ kmol/m}^3$$

在反应器内的反应速率(总的反应速率):

$$r_A = r_B = k_1 C_A C_B - k_2 C_R C_S = 7 \times 0.8 \times 0.2 - 3 \times 0.6^2 = 0.04 [\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{min})]$$

按公式(5-70):

$$V_0 = \frac{r_A V_R}{C_{B0} x_B}$$

已知 $V_R = 0.12 \text{ m}^3$, $r_B = 0.04 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{min})$ 。

$$V_0 = 0.12 \times \frac{0.04}{0.6} = 0.008 (\text{m}^3/\text{min})$$

则每股加料物料的体积流量为 $0.004 \text{ m}^3/\text{min}$ 。

3. 全混流多级串联反应器的计算

(1) 全混流多级串联反应器的设计方程式。如图 5-18 所示,有几个釜式反应器串联操作,假设各反应器的容积相等,装料系数相等,各反应器操作温度相等,则各反应器的体积流量相等。

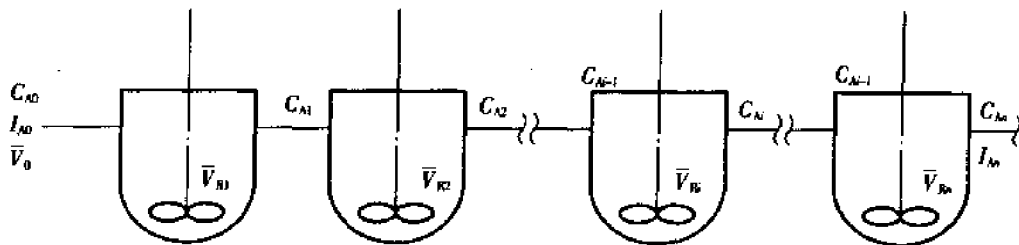


图 5-18 全混流多级串联反应器

根据物料衡算式(5-7),对第 i 个反应器进行衡算,在稳态下,其物料衡算式如下:

$$V_0 C_{A,i-1} = V_0 C_{A,i} + r_{A,i} V_{R,i}$$

各反应器内物料平均停留时间:

$$\tau_i = \frac{V_{R,i}}{V_0} = \frac{C_{A,i-1} - C_{A,i}}{r_{A,i}} \quad (5-73)$$

$$C_{A,i-1} = C_{A0} (1 - C_{A,i-1}), C_{A,i} = C_{A0} (1 - C_{A,i})$$

$$\tau = \frac{C_{A0} x_{A,i}}{r_{A,i}} = \frac{C_{A0} - C_{A,i}}{r_{A,i}} \quad (5-74)$$

由于各反应器的有效容积相等,并且体积流量相等,所以物料在各反应器内的停留时间必然相等。

如果各反应器的装料系数 Φ_i 也相等,在反应器的容积:

$$V_{R,i} = \frac{V_0 C_{A0} (x_{A,i} - x_{A,i-1})}{\Phi_i r_{A,i}} \quad (5-75)$$

已知动力学方程式: $r_{A,i} = f(x_{A,i})$, 用式(5-74)和式(5-75)可计算达到规定转化率时,在第 i 个反应器内所需要的平均停留时间或反应器的容积,其前提是假定进出反应器的物料体积流量不变。若各个反应器的温度不等,并且引起体积流量变化时,在需要考虑温度变化时引起的 V_0 和 $r_{A,i}$ 的变化数据,计算较为复杂。

(2) 计算方法。以液相一级反应 $A \rightarrow R$ 为例,说明多级串联反应器的计算。假设各反应器的反应温度、容积和装料系数均相等。设计中可解决如下四个问题:计算每个反应器的容积;计算达到一定转化率时所需要的反应器个数;为完成一定的任务所需要的加料速率;计算最终转化率或最终浓度。

①代数法:由图 5-18 可见在多级串联操作的情况下,前一釜出口的物质就是后一釜进口的物质。因此可用单釜全混流反应的计算方法逐釜计算,一直算到所要求的转化率为止。

设一级反应动力学方程为:

$$r_{Ai} = kC_{Ai} = kC_{A0}(1 - x_{Ai})$$

$$\tau_i = \frac{V_{Ri}}{V_0} = \frac{C_{Ai-1} - C_{Ai}}{r_{Ai}} = \frac{C_{Ai-1} - C_{Ai}}{k \cdot C_{Ai}} \quad (5-76)$$

展开,整理得:

$$C_{Ai} = \frac{C_{Ai-1}}{1 + k\tau_i} \quad (5-77)$$

第一釜:

$$C_{A1} = \frac{C_{A0}}{1 + k\tau_1}$$

第二釜:

$$C_{A2} = \frac{C_{A1}}{1 + k\tau_2} = \frac{C_{A1}}{1 + k\tau_1} \cdot \frac{1}{1 + k\tau_1} = \frac{C_{A0}}{(1 + k\tau_1)^2}$$

第 n 釜:

$$C_{An} = \frac{C_{A0}}{(1 + k\tau_1)^n}$$

将 $C_{An} = C_{A0}(1 - x_{An})$ 代入得:

$$x_{An} = 1 - \frac{1}{(1 + k\tau_1)^n} \quad (5-78)$$

按式(5-76)、式(5-77)和式(5-78),若已知反应速率常数、进料体积速率和各反应器的体积时,可逐个计算出一系列的 $C_{A1}, C_{A2}, \dots, C_{An}$ 或 $x_{A1}, x_{A2}, \dots, x_{An}$ 等;若已知最终浓度 C_{Af} 或最终转化率 x_{Af} 、反应速率常数、反应器体积和流量时,可以计算出反应器的个数;若已知 C_{Af}, x_{Af}, k, V_0 和 n 则可计算出每一个反应器的有效容积 V_{Ri} 。

②图解法:关于多个搅拌釜式反应器串联操作的图解算法,目前已提出的方法有很多种,现介绍一种常用的方法。

假设条件同代数法,液相一级反应,各反应器的操作温度及反应器容积相同。物料衡算式(5-76)可改写为:

$$r_{Ai} = \frac{C_{A0}}{\tau_i} x_i - \frac{C_{A0}}{\tau_i} \cdot x_{Ai-1} \quad (5-79)$$

式(5-79)的意义是当第 i 个反应器的进口物料中的转化率 x_{Ai-1} 一定时,则在出口物料中的转化率 x_{Ai} 与在该反应器中的反应速率的关系标绘在 $x_A \sim r_A$ 坐标图上,为一直线,其斜率为 C_{A0}/τ_i ,直线的截距为 $-C_{A0}x_{Ai-1}/\tau_i$ 。第 i 个反应器出口转化率 x_{Ai} 不但要满足物料衡算式,而且还要满足动力学方程式中 $r_{Ai} = kC_{A0}(1 - x_{Ai})$ 的关系,将动力学方程式也标绘在 $x_A \sim r_A$ 坐标上,得到一条曲线,只有在这两条线的相交点才能同时满足两个方程式的要求,则两条线交点的 x 轴值即为反应器出口的转化率。

因各个反应器的体积相等,所以物料在各个反应器内的平均停留时间相等,则各个反应器的物料衡算线的斜率相等,各物料线均应平行。因此,通过点 x_1 作与 OP_1 平行的直线 x_1P_2 ,与 MN 相交点 P_2 , P_2 的横坐标即 x_2 ,作为第二个反应器出口的转化率。再由点 x_2 作平行于 OP_2

的直线交 MN 于 P_3 点, P_3 点的横坐标 x_3 , 依此类推一直求得在横轴上的坐标等于所要求的转化率 x_M 为止, 即达到要求的转化率时所需串联反应器的个数。具体如图 5-19 所示。

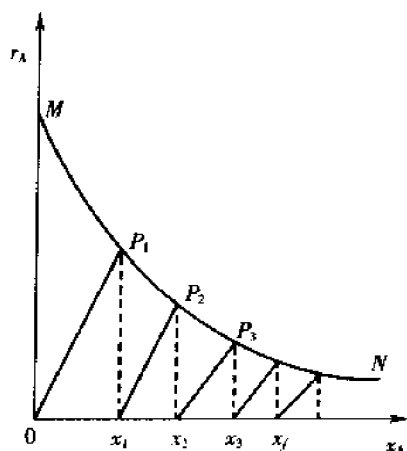


图 5-19 多釜串联反应器图解法

用图解法求算最终转化率是很容易的, 根据给定反应器串联的个数, 按上法作图, 最后可在横坐标上读出最终转化率。

如果反应器的数目及最终转化率都已知, 需要确定反应器的体积 V_R 或加料速率 V_0 时, 则可采用试差法, 即先假设物料衡算线的斜率, 由原点零开始, 依上法作图使平行线的数目恰好等于已知反应器的数目, 如果最后一反应器的出口转化率与规定的生产要求的转化率不符, 则所假设的物料衡算线的斜率不正确, 需要重新假设斜率再进行试差, 直到出口的转化率符合要求为止。然后量出斜率数值, 算出平均停留时间 τ , 进而求出所需要的反应器体积 V_R 或求

加料速率 V_0 。

若以 C_A 为横坐标, r_A 为纵坐标进行图解计算, 其方法基本类似, 在此不重述。

图解计算方法的优点是可以由实验测得的动力学数据直接作图。但应注意, 仅在反应动力学方程式用反应物之一的浓度函数表示, 而且各反应器的操作温度相等、反应器的反应体积相等时, 应用图解法较为方便。若各个反应器的反应温度不等, 且各反应器的容积不等时, 作图相当麻烦, 此时用迭代法简便。

4. 全混流反应器的容积效率 容积效率是衡量连续操作搅拌反应器因返混作用使设备生产能力降低程度的一种方法。反应器的容积效率越高, 则反应器的生产能力就越大, 在工业上提高反应器的容积效率具有实际意义。

容积效率 η 的意义: 对于同一个化学反应, 在相同的反应条件下, 达到同一转化率时, 在平推流反应器中进行反应所需要的时间或所需要的反应器的有效体积 $(V_R)_P$, 与在有逆向混合的反应器中进行反应所需要的平均停留时间 τ_b 或所需要的反应器的有效体积 $(V_R)_b$ 的比值, 即:

$$\eta = \frac{(V_R)_P}{(V_R)_b} = \frac{\tau_P}{\tau_b} \quad (5-80)$$

η 是一个小于 1 的数值, η 值越小说明选用的反应器的容积效率越低, 表明这个反应器与平推流反应器偏离越远。逆向混合的程度不同, 则反应器的容积效率不同。

(1) 单个全混流反应器的容积效率。应用化学动力学方程式, 可对全混流反应器的容积效率进行定量的分析。

例如某液相反应 $A \rightarrow B$, 其反应动力学方程式为 $r_A = kC_A$, 是一级反应。求算其容积效率与转化率的关系。

设在全混流与平推流反应器中进行反应, 达到转化率时所要的停留时间分别为:

$$\tau_b = \frac{1}{k} \frac{x_M}{1-x_M} \quad \text{及} \quad \tau_P = \frac{1}{k} \ln \frac{x_M}{1-x_M}$$

按容积效率的定义:

$$\eta = \frac{\tau_p}{\tau_b} = \frac{\frac{1}{k} \ln \frac{x_M}{1-x_M}}{\frac{1}{k} \frac{x_M}{1-x_M}} = \frac{1-x_M}{x_M} \ln \frac{x_M}{1-x_M} \quad (5-81)$$

若反应 $A \rightarrow B$ 对组分 A 为二级反应(二级反应在连续置换反应器中进行), 其动力学方程式为 $r_A = kC_A^2$, 达到转化率为 x_M 时所需要的停留时间为 τ_p 。

$$\tau_p = \frac{x_M}{kC_{A0}(1-x_M)}$$

在全混流反应器中进行此二级反应, 达到相同的转化率 x_M 时需要的平均停留时间为 τ_b 。

$$\tau_b = \frac{x_M}{kC_{A0}(1-x_M)^2}$$

则容积效率 η 为:

$$\eta = \frac{\tau_p}{\tau_b} = \frac{\frac{x_M}{kC_{A0}(1-x_M)}}{\frac{x_M}{kC_{A0}(1-x_M)^2}} = 1-x_M \quad (5-82)$$

将式(5-81)及式(5-82)标绘在 η 对 x_A 坐标上。由图 5-20 可以看出, 当化学反应为零级反应时, 逆向混合对反应速率没有影响, 容积效率等于 1。当转化率一定时, 反应级数越高, 则容积效率越小。对一级以上反应, 容积效率随转化率的升高而降低。

对任何一个化学反应, 实验测定了反应速率与反应转化率的函数关系。将 $1/r_A$ 与 x_A 作图, 于是可以用图解法比较, 在同样的工艺条件下, 达到相同的转化率时, 使用全混流与平推流两种不同型式的反应器, 所需反应器体积的比值, $(V_R)_b/(V_R)_p$ 。

设 $(V_R)_b$ 为全混流反应器所需体积, $(V_R)_p$ 为平推流反应器所需体积。

前一部分内容已导出:

$$(V_R)_b = V_0 C_{A0} \frac{x_M}{r_M}, (V_R)_p = V_0 C_{A0} \int_0^{x_M} \frac{dx_A}{r_A}$$

$$\frac{(V_R)_b}{(V_R)_p} = \frac{\frac{x_M}{r_M}}{\int_0^{x_M} \frac{dx_A}{r_A}}$$

在图 5-21 中曲线 AB 表示 $1/r_A$ 与 x_A 的关系。相应于 D 点的转化率为 x_M , 显然 EABD 的

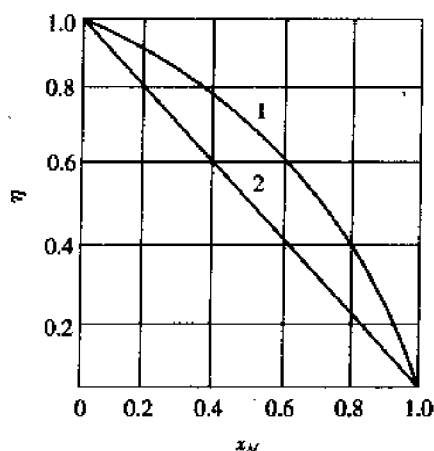


图 5-20 容积效率与转化率关系

1—一级反应 2—二级反应

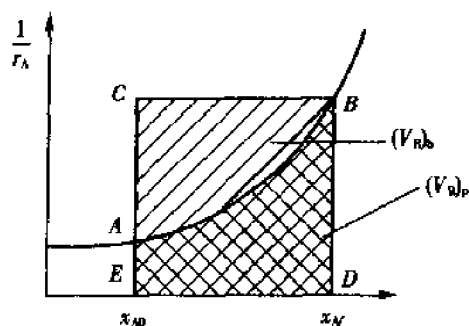


图 5-21 两种理想反应器的体积比与转化率

面积代表 $\int_0^{x_A} \frac{dx_A}{r_A}$ 的值, r_A 为 $x_A = x_A$ 时的反应速率线段 BD 之长, 即代表 $1/r_A$ 之值。因而长方形 $EADB$ 的面积为 x_A/r_A 之值。显然长方形 $EADB$ 的面积 $> EADB$ 的面积, 两者之比值反映着全混流型反应器的容积效率。其比值越大, 则容积效率越低。由图 5-21 可见在低转化率时的 $(V_R)_b/(V_R)_p$ 值越小, 即容积效率越大。

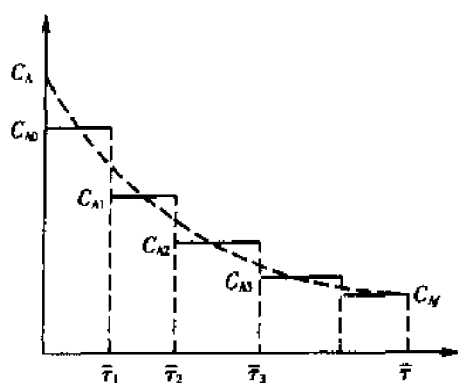


图 5-22 多级串联反应器内浓度与平均停留时间的关系

(2) 多个全混流反应器串联操作的容积效率。在多个全混流反应器的串联操作过程中, 由于逆向混合只能发生在每一个反应器内, 在反应器之间不存在物料的逆向混合现象, 反应组分的浓度在各反应器内阶梯式地下降, 如图 5-22 所示。化学反应的速率逐次减慢, 与单个全混流反应器比较, 在多级串联的反应器内化学反应的平均速率要快得多。因此, 当反应组分的初始浓度、转化率和生产能力相同时, 多级串联的反应器组的总容积效率要比单个反应器高得多。多级串联全混流反应器的转化率与反应器个数对容积效率的定量关系, 以一级反

应为例计算如下。

对 n 个串联操作的反应器组, 其总的平均停留时间设为 τ_b , 由式(5-78)有:

$$\tau_b = \frac{n}{k} \left[\left(\frac{1}{1-x_A} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right]$$

而:

$$\tau_p = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1-x_A}$$

所以:

$$\eta = \frac{\tau_p}{\tau_b} = \frac{\frac{1}{k} \ln \frac{1}{1-x_A}}{\frac{n}{k} \left[\left(\frac{1}{1-x_A} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right]}$$

$$\eta = \frac{\ln \frac{1}{1-x_A}}{n \left[\left(\frac{1}{1-x_A} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right]} \quad (5-83)$$

将式(5-83)在 $\eta \sim x_A$ 坐标上绘图, x_A 由 0 ~ 1, n 为 1, 2, 3, ..., 10 (图 5-23)。由图可见, 当 x_A 一定时, n 值越大, 则反应器组的容积效率越高, 对同样个数的反应器组, 则转化率越高,

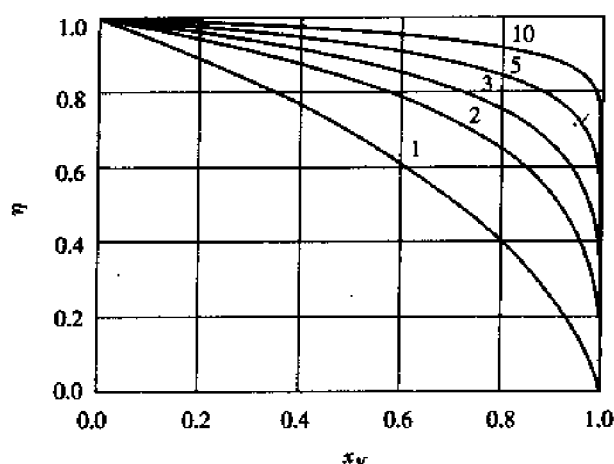


图 5-23 多级串联反应器的容积效率

容积效率越小。

表 5-8 列出了各类反应器的容积效率。

表 5-8 反应器的容积效率

反应器型式	一级反应的 η		二级反应的 η	
	$x_A = 0.90$	$x_A = 0.99$	$x_A = 0.90$	$x_A = 0.99$
平推流型反应器	1	1	1	1
单釜全混流型反应器	3.91	21.5	10	100
两釜串联混合型反应器	1.88	3.91	3	8

由表 5-8 可看出,对于同一个化学反应,在相同的工艺条件下,达到同一个转化率时,单釜平推流型反应器的体积最大,两釜串联用同一类型反应器时,其体积随转换率的增加而增大;对于同一类型反应器达到同一个转化率时,其反应器的体积将随反应的级数增加而加大(零级反应除外)。

串联反应器个数的增加,对于反应器的容积效率和设备生产能力都有提高,但是也增加了设备投资,选择多少台反应器串联为佳可参考图 5-24。

由图 5-24 可以看出,选用 3~5 个反应器串联比较合适。

5. 逆向混合对复杂反应产品分配的影响 判断一个反应器的好坏,不仅要求反应器生产率要高,即完成一定的生产任务所需要的反应器体积小,同时还要求产品的产率高、质量好,也就是副反应少,选择性高。

对简单反应来说,没有产品的分配问题,只要考虑所需要反应器容积的大小。但对复杂反应,逆向混合不但影响反应器的容积大小,而且还影响副产品的分配比例问题,从而影响产率 and 产品质量。

生产上遇到的化学反应,多数是复杂反应,反应除生成所需要的产品外,还生成不需要的副产品。主副产品生成量的多少,决定于主副反应的竞争速率。为了提高主产品的产率,应使主

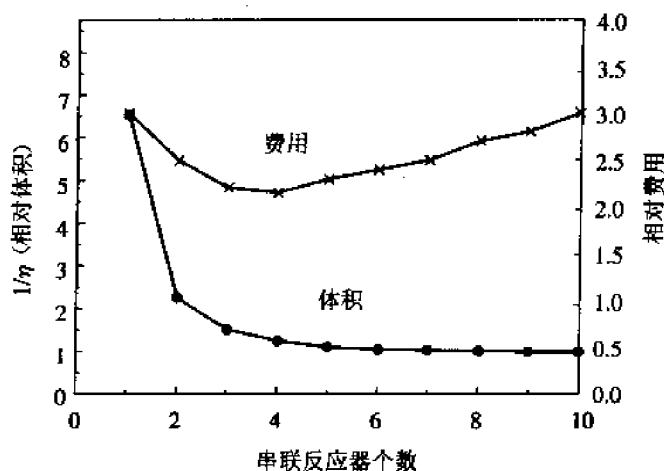
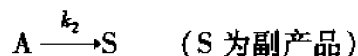
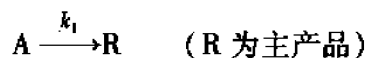


图 5-24 串联反应器的总体积、设备费用与反应器个数的关系

反应的速率大于副反应的速率,而逆向混合对主副反应速率影响大小与反应级数有直接关系。

下面分别讨论逆向混合对平行反应与串联反应产品分配的影响。

(1) 平行反应。设平行反应为:



其反应速率方程式为:

$$r_R = k_1 C_A^{\alpha_1}$$

$$r_S = k_2 C_A^{\alpha_2}$$

主副产品生成量的比例,取决于两者生成速率之比,即 r_R/r_S 。

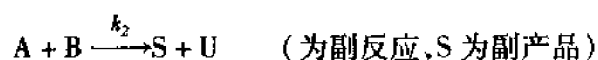
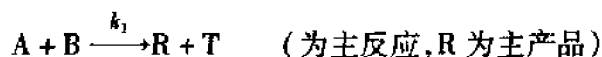
$$\frac{r_R}{r_S} = \frac{dC_R}{dC_S} = \frac{k_1}{k_2} C_A^{\alpha_1 - \alpha_2}$$

显然 r_R/r_S 比值越大,则 R 的生成量就越多,对主产品的产率有利。反之,若是这个比值越小,则副产物的生成量越大,主产品的产率便越低。前面的分析已指出,由于逆向混合使 C_A 显著降低, C_A 降低后使 $C_A^{\alpha_1 - \alpha_2}$ 值对产品分配的影响,可根据 $\alpha_1 - \alpha_2$ 的大小分两种情况讨论。

① 当 $\alpha_1 > \alpha_2$, 即主反应的级数比副反应高,这时 C_A 降低后使 $C_A^{\alpha_1 - \alpha_2}$ 的值减小,使 r_R/r_S 值降低,表明逆向混合对产品的分配不利。在这种情况下,要提高主产品 R 的选择性,必须使 C_A 的浓度高,为此可采取选用平推流型反应器或间歇操作反应器,选用高浓度的原料,采用较低的单程转化率等措施。

② 当 $\alpha_1 < \alpha_2$, 即主反应的级数比副反应低, C_A 降低后使 $C_A^{\alpha_1 - \alpha_2}$ 的值增加,则使 r_R/r_S 值增加,表明逆向混合对产品的分配有利。从提高主产品的选择性考虑,采用连续混合型反应器,使用较低浓度的原料(如加入惰性稀释剂或用部分反应后的物料循环),采用较高的转化率是合适的。如果选用平推流型反应器,可提高反应器的容积效率,提高反应器的生产能力,但降低了主产品的选择性。此时要根据反应器的设备费和产品分离费的高低权衡考虑。

例 5-8: 已知下述平行反应:



其动力学方程:

$$\frac{dC_R}{d\tau} = k_1 C_A^{0.5} C_B^{1.7}$$

$$\frac{dC_S}{d\tau} = k_2 C_A^{1.5} C_B^{0.5}$$

求: 为提高主产品 R 的选择性, 对反应物的浓度有何要求? 应选择哪种型的反应器和加料方式?

解: 因 $\frac{r_R}{r_S} \approx \frac{k_1 C_B^{1.2}}{k_2 C_A}$, 要提高 R 的选择性需要低浓度的 C_A 和高浓度的 C_B 。

为提高主产品 R 的选择性, 应选用管式反应器或多釜串联反应器, 其加料方式如图 5-25 所示。

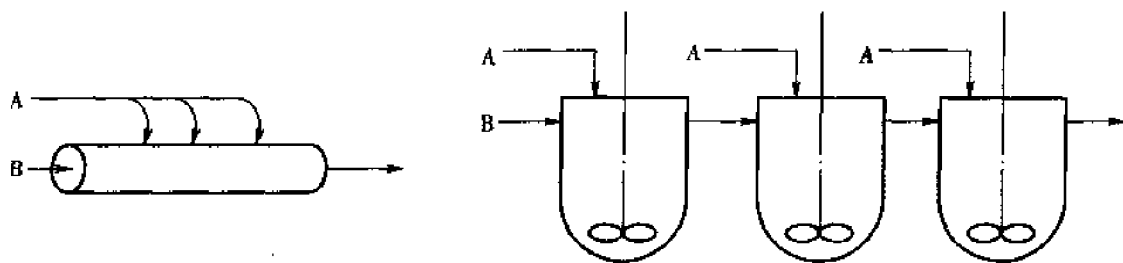


图 5-25 反应器型式和加料方式的选择

(2) 串联反应。设有如下串联反应:



两个串联反应的速率方程式为:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{d\tau} = K_1 C_A C_B$$

$$r_R = k_1 C_A C_B - k_2 C_R C_B$$

$$r_S = k_2 C_R C_B$$

由于在不同类型反应器中反应, 逆向混合程度不同, 可产生不同的影响, 下面分别讨论。

① 当反应在平推流反应器中进行时, 反应原料 A、反应生成物 R 和 S 的浓度与物料在反应器内的停留时间的关系如图 5-26 所示。

在反应器入口处组分 A 的浓度高, 而产物的浓度很小, 所以 R 的生成速率要比 S 的生成速率快得多, 随着反应的进行, 即随着反应物料在反应器内停留时间的增长, C_R 逐渐增大, S 的生成速

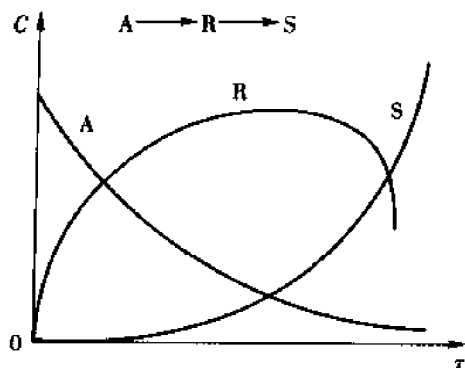


图 5-26 串联反应的反应组分及生成物的浓度与物料在反应器内停留时间的关系

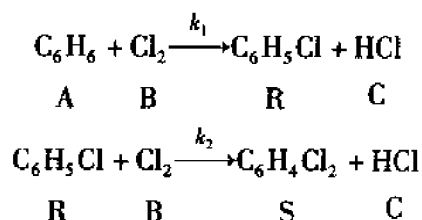
率也逐渐增快。随后 R 的生成速率由于 C_A 的降低而逐渐变慢,当 R 达到一定的数值时, R 的生成速率和 R 转变为 S 的速率相等,此时 C_R 达最大值。随着反应的继续进行, R 的生产速率小于它的转化速率,则 C_R 逐渐下降。显然,为了控制 S 的生成量,保证 R 的生成量较高,当 C_R 达到一定数值时应立即停止反应,否则继续反应 R 的产率反而降低。

②当反应在全混流反应器内进行时,反应组分 A 及 B 进入反应器后立即与停留时间

长的物料完全混合, C_A 与 C_B 迅速降低到反应器出口の数値;另一方面,由于完全混合反应物料中 R 的浓度也降低到与出口处的 C_R 一样。由此可见,与在平推流反应器相比较,在全混流反应器内 R 的生成速率要慢得多,而转化为 S 的速率却增快了。因此当反应组分 A 的转化率相同时,在全混流反应器所得的 R 收率比在平推流反应器要低。

利用化学动力学方程式,可以定量地分析逆向混合对串联反应产品分配的影响。

例 5-9: 苯氯化生成氯苯的反应,同时发生串联副反应生成二氯苯(忽略三氯苯的反应):



已知动力学方程式为:

$$\begin{aligned}
 -r_A &= k_1 C_A C_B^n \\
 r_R &= k_1 C_A C_B^n - k_2 C_R C_B^n \\
 r_S &= k_2 C_R C_B^n
 \end{aligned}$$

于 40℃ 反应时反应速率常数比值 $k_1/k_2 = 0.12$, 计算:(1) 用平推流型反应器进行氯化反应时,氯苯的产率与苯的转化率的关系方程式;(2) 用全混流型反应器进行氯化反应时,氯苯、二氯苯的产率与苯的转化率的关系方程式;(3) 当苯的转化率为 0.27 时,比较上面两种理想反应器中氯苯与二氯苯的产率与氯化液的质量百分组成。

解: 令 C_A 、 C_B 、 C_R 、 C_S 分别代表 C_6H_6 、 Cl_2 、 $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ 及 $\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$ 在液相中的浓度 (kmol/m^3)。 C_A 为苯的初始浓度 (kmol/m^3); x_A 为苯的转化率。

按动力学方程式, C_6H_6 、 Cl_2 、 $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ 、 $\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$ 的浓度随时间变化率分别为:

$$\frac{dC_A}{d\tau} = -k_1 C_A C_B^n \quad (1)$$

$$\frac{dC_R}{d\tau} = k_1 C_A C_B^n - k_2 C_R C_B^n \quad (2)$$

$$\frac{dC_S}{d\tau} = k_2 C_R C_B^n \quad (3)$$

式(2)除以式(1):

$$\frac{dC_R}{dC_A} = -1 + \frac{k_2}{k_1} \left(\frac{C_R}{C_A} \right) \quad (4)$$

式(3)除以式(1):

$$\frac{dC_S}{dC_A} = -\frac{k_2}{k_1} \left(\frac{C_R}{C_A} \right) \quad (5)$$

解微分方程组(4)、(5),取边界条件 $C_A = C_{A0}$, $C_S = 0$, $C_R = 0$ 及 $C_A = C_M$, 令 $K = k_1/k_2$, 可得:

$$C_R = \frac{C_M}{K-1} \left[1 - \left(\frac{C_M}{C_0} \right)^{K-1} \right] \quad (6)$$

$$C_R = C_{A0} - \frac{C_M}{K-1} \left[K - \left(\frac{C_M}{C_0} \right)^{K-1} \right] \quad (7)$$

以 $C_M = C_{A0}(1 - x_M)$ 代入式(6)、式(7)中,整理得:

$$\frac{C_R}{C_{A0}} = \frac{1 - x_M}{K-1} [1 - (1 - x_M)^{K-1}] \quad (8)$$

$$\frac{C_S}{C_{A0}} = 1 - \frac{1 - x_M}{K-1} [K - (1 - x_M)^{K-1}] \quad (9)$$

式中 C_R/C_{A0} 与 C_S/C_{A0} 分别代表氯苯与二氯苯的产率。所以式(8)与式(9)表示在平推流型反应器内氯苯与二氯苯的产率与苯的转化率的定量关系。

在全混流型反应器中氯苯与二氯苯的产率与苯的转化率之间的关系方程式求算如下:

$$\frac{0 - C_R}{C_{A0} - C_A} = -1 + K \left(\frac{C_R}{C_A} \right)$$

则:

$$C_R = \frac{(C_{A0} - C_A) C_A}{C_A + K(C_{A0} - C_A)} \quad (10)$$

方程式(4)可改写为:

$$\frac{0 - C_S}{C_{A0} - C_A} = -K \left(\frac{C_S}{C_A} \right)$$

于是:

$$C_S = K(C_{A0} - C_A) \left(\frac{C_R}{C_A} \right) \quad (11)$$

将 $C_A = C_{A0}(1 - x_M)$ 代入式(10)与式(11),整理后可得:

$$\frac{C_R}{C_{A0}} = \frac{x_M(1 - x_M)}{1 - (1 - K)x_M} \quad (12)$$

$$\frac{C_S}{C_{A0}} = \frac{Kx_M^2}{1 - (1 - K)x_M} \quad (13)$$

式(12)与式(13)表示在全混流型反应器中氯苯与二氯苯的产率与苯的转化率间的关系方

程式。

将已知苯的转化率 $x_A = 0.27$ 及 $K = 0.12$ 代入式(8)、式(9)、式(12)、式(13)中分别计算两种理想反应器内氯苯与二氯苯的产率。计算结果见表 5-9。

表 5-9 计算结果

项 目	转化率	氯苯产率	二氯苯产率
平推流	0.27	0.265	0.005
全混流	0.27	0.2585	0.0115

换算成氯化液的质量百分率,见表 5-10。

表 5-10 换算成氯化液的质量百分率

项 目	C_6H_6	C_6H_5Cl	$C_6H_4Cl_2$
平推流	65%	34.0%	0.9%
全混流	65%	33.1%	1.9%

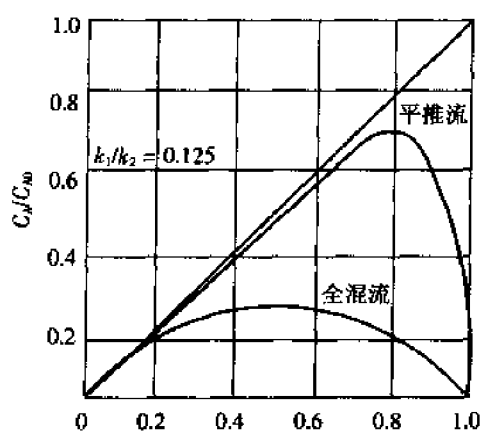


图 5-27 $A \xrightarrow{k_1} R \xrightarrow{k_2} S$ 反应中 R 的产率与转化率的关系

计算结果表明,在全混流型反应器中串联副反应产物的生成率比平推流反应器高,而主产物的产率则较低。若将方程式作成图(取 $k_1/k_2 = 0.125$),则由图 5-27 可见,当转化率越高时,返混作用对降低产物生成率的影响越大。

如果以 R 的选择性 $\Phi = \frac{C_R}{C_{A0} - C_A}$ 与转化率 x_A 作图,可得到图 5-28。从图中可看出:平推流或间歇操作反应器的 R 的选择性比较混合型高;如果 k_1/k_2 远比 1 小,要使 R 的选择性高,就要降低单程转化率;如果 k_1/k_2 远比 1 大,要使 R 选择性高,就要采用高转化率的操作。

6. 流体停留时间分布

(1) 概述。除了平推流流动模型外,当流体连续地通过反应器时,每一小滴流体(流体微元)在反应器的停留时间是不相等的,即使在管式反应器内,由于存在分子扩散与涡流扩散,横截面上的速度分布不均匀,或者内部有挡板或填料,管截面上有扩大或收缩等情况,使流体的流动状态在不同程度上偏离平推流模型,而存在流体微元的停留时间分布。在连续操作搅拌釜式反应器内,由于反应器的型式和进料、出料口位置的不同以及各种内部构件(如挡板、导流筒、蛇管等)的不同,使流体停留时间的分布规律有很大的差别。这种流体微元停留时间分布的差别会对反应器的性能如转化率、产率、产品质量等发生重大影响。设反应器的有效容积为 V_R ,流体的体积流率为 V_0 ,如在反应过程中不发生变化时,则流体在反应器内的平均停留时间为 $\tau = V_R/V_0$ 。

由于存在停留时间的分布,实际上进入反应器的流体中有一部分微元的停留时间将大于 τ ,而另一部分的停留时间是小于 τ 。往往是停留时间较长的那部分微元使转化率的增加量不足以补偿停留时间较短的那部分微元使转化率的降低量,因此使整个反应器的生产率降低。

前面讨论过两种极限流动模型(平推流模型和全混流模型)反应器的设计。只要已知进料条件(如流量、初始浓度),反应条件(如温度、压力)和动力学方程式后,当规定了设备有效容积,便可以计算出出口处的转化率,反之,当规定了出口转化率,便可求算设备容积。但是当反应器内物料流动状态偏离理想流动模型时,单靠上述条件还不能解决反应器的设计问题,因为反应器内流体微元的停留时间分布规律严重影响着反应器的性能。

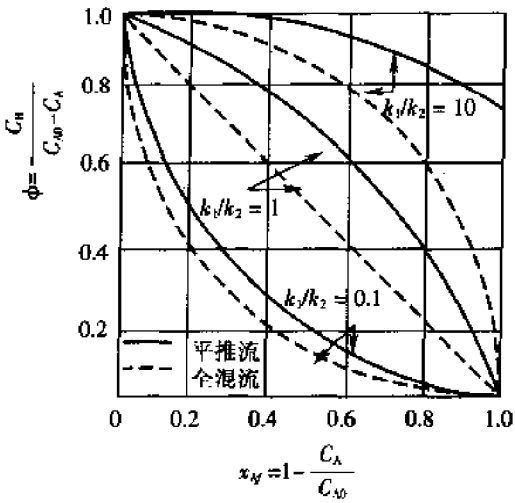


图 5-28 $A \xrightarrow{k_1} R \xrightarrow{k_2} S$ 反应中选择性的比较

研究反应器内流体停留时间分布的实际意义有两个方面。

- ①了解已有反应装置内物料的流动特性,从而可以判断反应器的型式、结构和操作条件是否合适,找出存在的问题,明确改进方向。
- ②研究各种型式反应器内流体的停留时间分布的规律,并整理成所谓“流动模型”,以便于更精确地设计理想流动模型的反应器。

(2)停留时间分布函数。流体微元的停留时间分布规律可用数学函数来描述。为了解其物理意义,下面先用一个近似的例子来加以说明,设想通过反应器的流体微元共有 10000 个单位,它们在反应器内停留时间分布规律如表 5-11 第二项、第三项数据。

表 5-11 停留时间分布举例

停留时间区间/min	流体微元个数	所占分率	时间间隔/min	停留时间分布
$\tau_i \sim \tau_i + \Delta\tau_i$	n_i	$y_i = n_i / \sum n_i$	$\Delta\tau_i$	密度函数 $E(\tau_i)$
0 ~ 5	20	0.002	5	0.0004
5 ~ 10	580	0.058	5	0.0116
10 ~ 15	900	0.090	5	0.0180
15 ~ 20	1200	0.120	5	0.0240
20 ~ 25	1400	0.140	5	0.0280
25 ~ 30	1500	0.150	5	0.0300
30 ~ 35	1400	0.140	5	0.0280
35 ~ 40	1260	0.126	5	0.0252
40 ~ 45	900	0.090	5	0.0180
45 ~ 50	500	0.050	5	0.0100

续表

停留时间区间/min	流体微元个数	所占分率	时间间隔/min	停留时间分布
$\tau_i \sim \tau_i + \Delta\tau_i$	n_i	$y_i = n_i / \sum n_i$	$\Delta\tau_i$	密度函数 $E(\tau_i)$
50 ~ 55	190	0.019	5	0.0038
55 ~ 65	140	0.014	10	0.0014
65 ~ 75	10	0.001	10	0.0001
$\sum n_i = 10000$		$\sum y_i = 1$		

表中 n_i 为停留时间在 $\tau_i \sim \tau_i + \Delta\tau_i$ 区间内的流体微元的个数, y_i 为停留时间在 $\tau_i \sim \tau_i + \Delta\tau_i$ 区间内的流体微元所占的分率, 即 $y_i = n_i / \sum n_i$ 。最后一项为停留时间分布密度函数 $E(\tau_i)$, 定义为: $E(\tau_i) = y_i / \Delta\tau_i$ 。换言之, 在设备出口流体中, 停留时间为 $\tau_i \sim \tau_i + \Delta\tau_i$ 之间的物料所占的分率为 $E(\tau_i) \Delta\tau_i$ 。将时间间隔取成无限小时, 以微分形式表示其分率为 $E(\tau) d\tau$, 是时间 τ 的函数, 它表示停留时间为 $\tau \sim \tau + d\tau$ 之间的物料在出口流体中出现的概率。显然停留时间从 $0 \sim \infty$ 的全部物料, 概率的总和为 1, 即:

$$\int_0^{\infty} E(\tau) d\tau = 1$$

按表中数据, 其时间间隔 $\Delta\tau = 5\text{min}$ (最后两项 $\Delta\tau = 10\text{min}$), 计算出的近似值连成曲线得图 5-29, 图中曲线即为流体的停留时间分布密度函数。利用分布密度函数 $E(\tau)$ 可以计算:

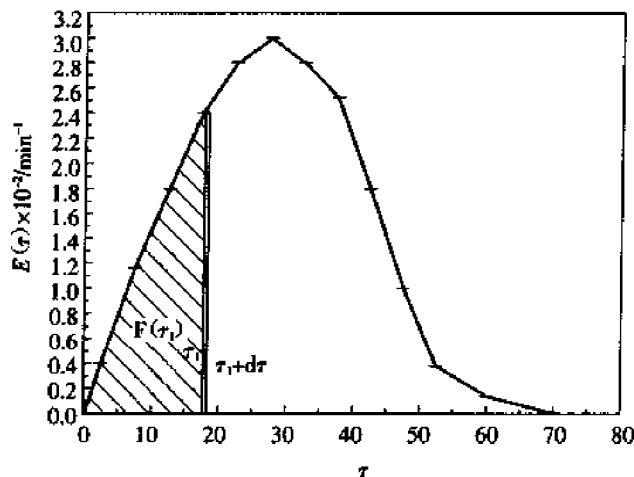


图 5-29 停留时间分布密度函数

①出口流体在停留时间为 τ_1 与 τ_2 之间的流体分率:

$$y_{1-2} = \int_{\tau_1}^{\tau_2} E(\tau) d\tau$$

②流体的平均停留时间:

$$\tau = \int_0^{\infty} \tau E(\tau) d\tau \quad (5-84)$$

此式通常无法积分,可用加和值估算,即:

$$\bar{\tau} = \frac{\sum_0^{\infty} (C \cdot \tau)}{\sum_0^{\infty} C} \quad (5-85)$$

式中: C ——示踪剂浓度, g/m^3 。

③出口流体中停留时间小于 τ 的流体分率:

$$F(\tau) = \int_0^{\tau} E(\tau) d\tau \quad (5-86)$$

符号 $F(\tau)$ 称为停留时间分布年龄函数。图 5-29 中曲线下面带斜线部分的面积为停留时间小于 τ_1 时的 $F(\tau_1)$ 的值。将 $F(\tau)$ 对 τ 作成曲线,如图 5-30 所示。显然, $F(0) = 0$, $F(\infty) = 1$ 。在图 5-30 中,作垂直线 ab ,使面积 $A = B$,则 b 点即为平均停留时间 $\bar{\tau}$,由函数 $F(\tau)$ 可求 $\bar{\tau}$ 。

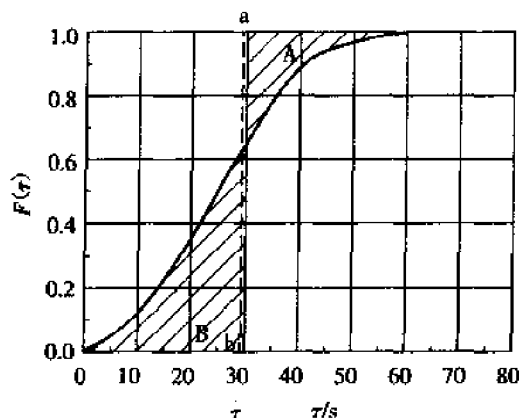


图 5-30 停留时间分布年龄函数

分布年龄函数与分布密度函数的关系如式(5-86),或者可写成:

$$E(\tau) = \frac{dF(\tau)}{d\tau} \quad (5-87)$$

两者可以互相换算。

$E(\tau)$ 函数与 $F(\tau)$ 函数都可以用实验方法测定,知其一便可换算成另一函数。

(3) 停留时间分布函数的测定方法。逆向混合与停留时间分布都是连续操作反应器的重要特性。它们直接关联着反应器性能的好坏,影响着化学反应的转化率与产率等。停留时间分布比较容易用实验方法测定,这给研究和设计非理想流动模型反应器提供了实验数据。简单而常用的测定停留时间分布的方法有两种。

①阶跃输入法:其实质是当设备的主流体的流动达到稳定后,在反应设备入口处突然向主流体输入一定浓度的示踪物质。直到实验结束以后,示踪物料的输入始终进行,而且浓度 C_0 保持不变。从输入示踪物料的瞬间开始计时,并不断分析出口处示踪物料在不同时间下的浓度 C_0 。这样,以时间 τ 为横坐标,以 C/C_0 为纵坐标,绘成的曲线即表示在出口流体中停留时间小

于 τ 的流体分率随时间而变化的规律, 这就是 $F(\tau)$ 函数, 如图 5-31 所示。

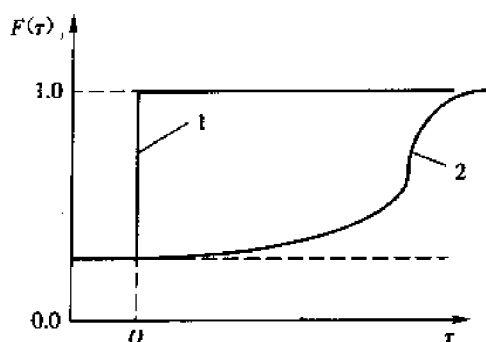


图 5-31 阶跃输入法测定 $F(\tau)$ 函数
1—示踪物料阶跃信号 2—示踪物料输出信号

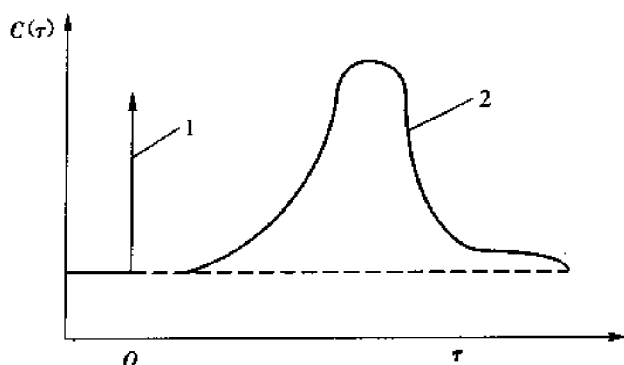


图 5-32 脉冲输入法函数 $C(\tau)$
1—示踪物料脉冲输入信号 2—示踪物料输出信号

对示踪物料的要求是: 不影响原有的物料流动状态, 不参加化学反应, 不被催化剂或器壁所吸收, 分子扩散系数小, 在出口流中能快速检测其浓度。例如气相反应可用氮气, 利用其化学惰性和高的导热性, 液相反应可用某种电解质, 因为可以方便地测定电导率的变化; 有时也可以用燃料作示踪剂, 利用它的颜色可用分光光度计检测它的浓度变化并且便于做冷模试验直接观察流态。

②脉冲输入法。阶跃法虽然简单, 但需在测定过程中连续输入示踪物料, 这对于测定工厂设备内停留时间分布尤其不合适, 因此更常用的是另一种测定方法, 叫脉冲输入法。该法的实质是在极短的时间内, 向设备一次注入定量的示踪物料, 同时开始计时并不断分析出口处示踪物料的浓度。因示踪物料的注入时间极短, 所以从出口处示踪物料浓度变化的数据, 可以得到流体停留时间分布的特性(图 5-32)。

具体计算方法如下: 设在实验中, 注入设备的示踪物料的总量为 G_0 , 流体连续通过设备的容积速率为 V , 在出口流体中示踪物料的浓度为 C , 时间是从示踪物料注入的瞬间开始记录。为计算在某一段时间内示踪物料从反应设备跑出去的总量必须采用积分的方法, 即 $\int_0^{\infty} VC d\tau$ 。一次注入设备内的示踪物料总量 G_0 只能在无限长的时间内, 才能完全跑出去。这样就得到如下计算公式:

$$G_0 = \int_0^{\infty} VC d\tau \quad (5-88)$$

示踪物料浓度 C 与时间 τ 无论是什么样的变化规律, 下式恒成立:

$$\int_0^{\infty} \frac{V \cdot C}{G_0} d\tau = 1 \quad (5-89)$$

把式(5-83)与式(5-89)相比较, 可得出:

$$E(\tau) = \frac{VC}{G_0} \quad (5-90)$$

因此,如果以 VC/G_0 对 τ 作图即可得到停留时间分布密度函数,有时用符号 $C(\tau)$ 表示,又称 C 曲线。

实际上按上述定义作图得到的 C 曲线与 E 曲线是完全一致的,由图 5-31 可看出,脉冲输入法得到的输出曲线,与横轴围成的面积应等于 1,这一点可以用来检查实验结果的准确性。

③两种理想流动反应器的停留时间分布。两种理想流动反应器的停留时间分布 $F(\tau)$ 与 $E(\tau)$ 函数,可作理论分析导出其数学方程式。分别讨论如下。

a. 平推流流动反应器:按照其定义,流体没有任何逆向混合,在同一截面上的线速度分布完全均一,全部流体微元的停留时间完全相同,而且等于平均停留时间,不存在任何大于或小于平均停留时间的粒子。因此,它的 $F(\tau)$ 函数的数学表达式为:

$$F(\tau) = 0 \quad (\text{当 } 0 < \tau < \tau_0)$$

$$F(\tau) = 1 \quad (\text{当 } \tau \geq \tau_0)$$

$F(\tau)$ 曲线如图 5-30 中折线 1。

b. 全混流流动反应器: $F(\tau)$ 函数的数学表达式可推导如下:假设用阶跃输入法进行实验,令所输入示踪物料的浓度为 C_0 ,流体通过设备的体积流速为 V ,设备有效容积为 V_R ,设输入示踪物料时间 τ 后,在出口处的浓度为 C ,并且在随后的 $d\tau$ 时间间隔内,设备内的浓度变化 dC ,则示踪物料在时间间隔内的物料衡算式为:

$$C_0 V d\tau = C \cdot V \cdot d\tau + V_R dC$$

输入 输出 累积

$$V d\tau = \frac{C}{C_0} V d\tau + V_R d \frac{C}{C_0}$$

$$\frac{d\left(\frac{C}{C_0}\right)}{1 - \frac{C}{C_0}} = \frac{V d\tau}{V_R}$$

取边界条件:当 $\tau = 0$ 时, $C/C_0 = 0$,对上式积分得:

$$-\ln\left(1 - \frac{C}{C_0}\right) = \frac{V}{V_R} \cdot \tau$$

因 $\tau = V_R/V$,则上式变为:

$$1 - \frac{C}{C_0} = e^{-\frac{\tau}{\tau_0}} \quad \text{或} \quad \frac{C}{C_0} = 1 - e^{-\frac{\tau}{\tau_0}}$$

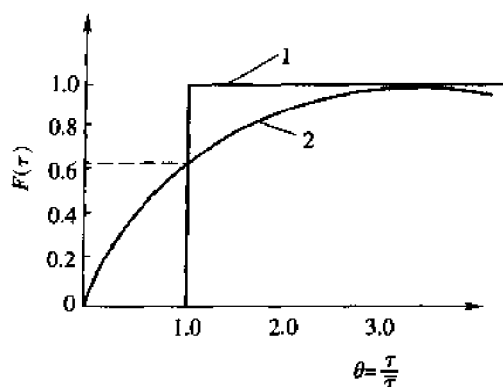
C/C_0 即为时间分布函数 $F(\tau)$:

$$F(\tau) = 1 - e^{-\frac{\tau}{\tau_0}} \quad (5-91)$$

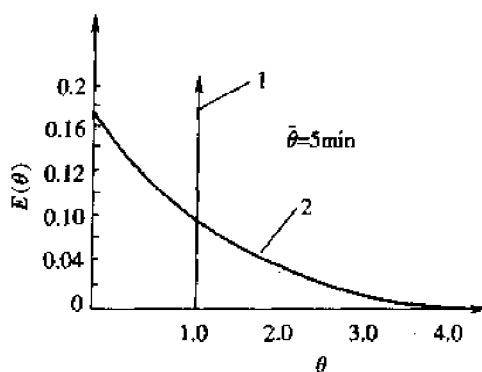
将式(5-91)微分,即得分布函数 E :

$$E(\tau) = \frac{1}{\tau_0} e^{-\frac{\tau}{\tau_0}} \quad (5-92)$$

两种理想流动反应器的 $F(\tau)$ 与 $E(\tau)$ 函数的曲线形式见图 5-33 及图 5-34。

图 5-33 理想流动反应器的 $F(\theta)$

1—平推流 2—全混流

图 5-34 理想流动反应器的 $E(\theta)$

1—平推流 2—全混流

对于全混流反应器,当 $\bar{\tau} = \tau$ 时,即 $\theta = 1$,由式(5-88)可算出 $F(\theta) = 0.632$,这说明有63.2%的物料在设备内的停留时间小于平均停留时间。当 $\theta = 0.1$ 时, $F(\theta) = 0.095$,这说明有9.5%的物料在设备内的停留时间小于平均停留时间,几乎“走过场”就离开了反应器。由此不难理解,停留时间分布对反应转化率的严重影响。

④采用多级串联全混流反应器内停留时间分布函数及级数模型:采用多级串联全混流反应器,可大大地抑制逆向混合并提高反应器的容积效率。其原因是停留时间分布得到了改善,道理很简单:如果一个流体微元在第一个反应器没有多大的停留就跑掉,而在第二个反应器以及以后几个仍旧迅速离去的机会就要小很多;同样如果一个流体微元在第一个反应器里停留时间很长,在以后几个反应器中仍旧停留很长时间的可能性也不大,这样就显著改善了停留时间分布不均的现象。

为定量地研究停留时间分布问题,以下先讨论两个全混流反应器互相串联的情况。

设两个反应器的体积相等,以 V_R 表示,示踪剂的起始浓度为 C_0 ,流体通过设备的容积速率为 V 。输入示踪剂 τ 时间后,它离开第一反应器的浓度为 C_1 ,离开第二个反应器的浓度为 C_2 ,并且在随后的时间间隔 $d\tau$ 内,它在第二个反应器的浓度增量为 dC_2 。现对示踪物质在第二个反应器在时间间隔 $d\tau$ 内列物料衡算式:

$$VC_1 d\tau = VC_2 d\tau + V_R dC_2$$

两边都除以 C_0 得:

$$V\left(\frac{C_1}{C_0}\right)d\tau = V\left(\frac{C_2}{C_0}\right)d\tau + V_R d\left(\frac{C_2}{C_0}\right) \quad (5-93)$$

根据第一全混流反应器停留时间分布式:

$$\frac{C_1}{C_0} = 1 - e^{-\frac{\tau}{\bar{\tau}}} = 1 - e^{-\frac{V\tau}{V_R}}$$

将此关系式代入式(5-93)得:

$$V(1 - e^{-\frac{V\tau}{V_R}})d\tau = V\left(\frac{C_2}{C_0}\right)d\tau + V_R d\left(\frac{C_2}{C_0}\right) \quad (5-94)$$

两边皆除以 $V_R d\tau$ 得:

$$\frac{V}{V_R}(1 - e^{-\frac{V \cdot \tau}{V_R}}) = \frac{V}{V_R} \left(\frac{C_1}{C_0} \right) + \frac{d \left(\frac{C_2}{C_0} \right)}{d\tau} \quad (5-95)$$

该微分方程为一阶线性方程,其边界条件为当 $\tau=0$ 时, $C_2=0$ 。

解上述微分方程得:

$$\frac{C_2}{C_0} = 1 - e^{-\frac{V \cdot \tau}{V_R}} \left(1 + \frac{V \cdot \tau}{V_R} \right) \quad (5-96)$$

即
$$F(\tau) = 1 - e^{-\frac{V \cdot \tau}{V_R}} \left(1 + \frac{V \cdot \tau}{V_R} \right) \quad (5-97)$$

此式即为两个反应器串联的停留时间分布函数的数学表达式。

同样,按照上述方法可求三级,四级, ..., n 级串联全混流型反应器的停留时间分布函数的数学表达式。其普遍形式为:

$$F(\tau) = 1 - e^{-\frac{V \cdot \tau}{V_R}} \left[1 + \frac{V \cdot \tau}{V_R} + \frac{1}{2!} \left(\frac{V \cdot \tau}{V_R} \right)^2 + \cdots + \frac{1}{(n-1)!} \left(\frac{V \cdot \tau}{V_R} \right)^{n-1} \right] \quad (5-98)$$

式中 V_R/V 表示每级反应器的平均停留时间。因为一般多级串联反应器各个容积相等,故多级反应器的总容积为 nV_R 。这样对多级串联反应器总的平均停留时间为 $\bar{\tau} = \frac{nV_R}{V}$, $\frac{V}{V_R} = \frac{n}{\bar{\tau}}$ 代入式(5-98),得:

$$F(\tau) = 1 - e^{-\frac{n\tau}{\bar{\tau}}} \left[1 + \frac{n\tau}{\bar{\tau}} + \frac{1}{2!} \left(\frac{n\tau}{\bar{\tau}} \right)^2 + \cdots + \frac{1}{(n-1)!} \left(\frac{n\tau}{\bar{\tau}} \right)^{n-1} \right] \quad (5-99)$$

此式即为多级串联全混流反应器停留时间分布函数的数学表达式。该式右边括号内是一个级数式,注意:级数所取的项数应与反应器个数相等。

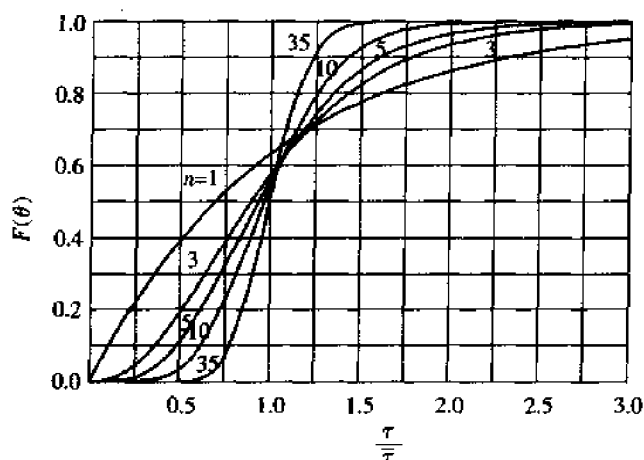


图 5-35 多级串联全混流反应器组的 $F(\theta)$ 函数

多级串联全混流反应器停留时间分布 $F(\theta)$ 曲线如图 5-35 所示。由图可见,当串联个数越多,曲线越接近于平推流流动的 $F(\theta)$ 函数。取 $n=1, 2, 3, 4, 5$, 计算 $\theta=1$ 及 $\theta=0.1$ 时的 $F(\theta)$ 函数值。其结果见表 5-12。

表 5-12 计算结果

串联反应器个数		1	2	3	4	5
$E(\theta)$	$\theta = 0.1$	0.0952	0.0175	0.0036	0.0008	0.00026
	$\theta = 1.0$	0.632	0.594	0.577	0.566	0.560

由表 5-12 中数据可见,停留时间小于 τ 的流体所占分率,由单个设备的 0.632 降至 $n=4$ 时的 0.566, $n=5$ 时的 0.560; 而停留时间小于 0.1τ 的流体所占分率, $n=4$ 时便已降至很小的比例, 为 0.0008。生产实际上采用的串联搅拌反应器的个数一般为 3~4 个, 设备串联个数太多并不经济。

多级串联全混流反应器的停留时间可用数学模型来描述, 偏离平推流流动不太大的非理想流动反应器, 只需用一个参数 n 就可以表示偏离理想流动模型的程度。可以采用这种方法对非理想流动反应器作近似的计算。

7. 流动模型 研究流动模型和停留时间分布函数, 对实际反应器的实际选型及生产设备性能的改进都是十分重要的。

在化学反应器的数学模拟放大过程中, 流动模型的确定是基础, 只有确定流动模型后, 才能正确地处理传热和传质模型。

具有重要意义的是对反应器的停留时间分布函数的实际测定。根据实际测定得到的数据画出 $E(\tau)$ 和 $F(\tau)$ 函数的图形, 由此可以判定反应器内物料流动的实际状态, 并把它与原设计要求进行比较, 有助于发现反应设备实际存在的问题。如原设计要求流体流动为接近平推流模型, 实际测定结果可能出现以下几种情况, 如图 5-36 所示。

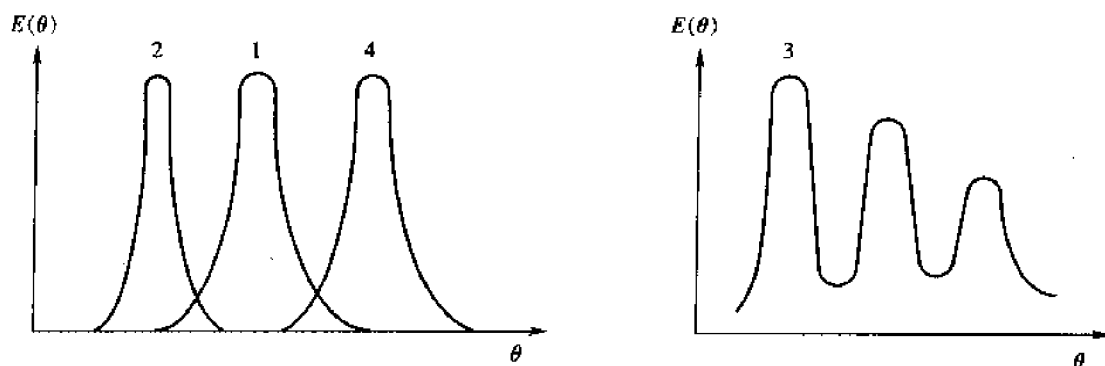
图 5-36 实际测定的 $E(\theta)$ 函数

图 5-36 中 1 为预期的流动情况; 2 为示踪剂提前出现, 表明设备中存在沟流(短路); 3 表明反应设备内部存在循环流, 这种情况可能出现在流动缓慢和长径比小的设备中; 4 可能是由于测量误差或者示踪剂在反应器内起反应或吸附在器壁上面而减少, 从而引起示踪剂滞后, 此种不良现象有可能在停留时间分布曲线图形上作出诊断, 然后加以克服或改进。

反应器内物料流动模型的变化, 将会反映在 $F(\theta)$ 与 $E(\theta)$ 分布曲线上。在实际生产设备中, 流动模型往往是很复杂的。若前述的多级串联全混流模型不足以代表各种复杂的流动模型时, 可采用若干种不同的简单流动模型的组合来描述某种较为复杂的流动模型。图 5-37 中表示出几种简单流动模型及其组合的例子及某 $F(\theta)$ 与 $E(\theta)$ 曲线示意图。

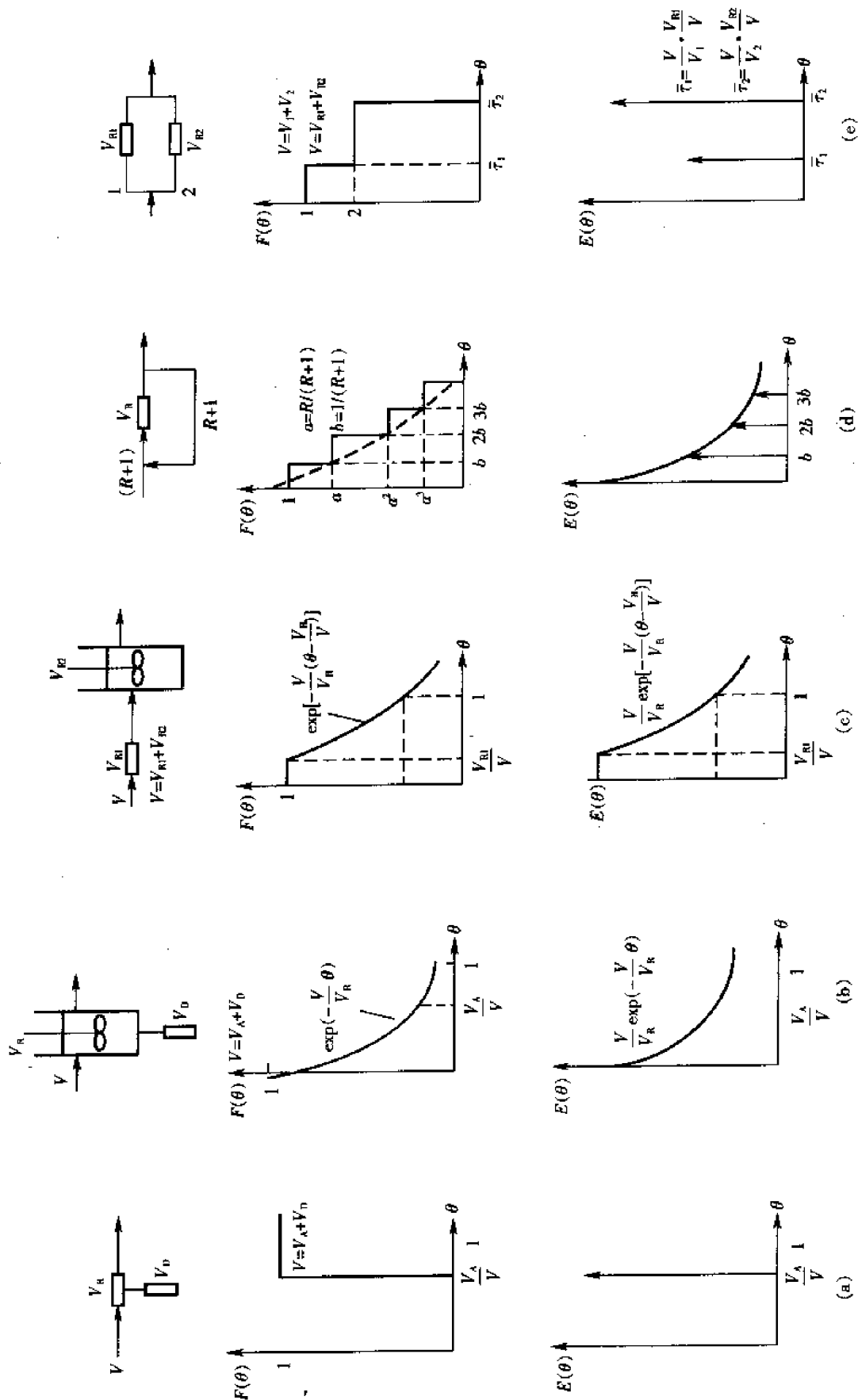


图 5-37 几种基本流动模型及其组合

其中(a)是存在“死区”的平推流模型,(b)是存在“死区”的全混流模型,(c)是一个平推流模型与一个全混流模型的串联组合,(d)是带有内循环的平推流模型,(e)是两个平推流模型的并联组合。

四、气固相催化反应器

1. 气固相催化反应器的特点及应用 在化学工业中,有许多重要产品是通过气固相催化反应过程进行生产的,与一般的反应过程相比较,气固相催化反应设备的生产效率高得多。气固相固定床催化反应器具有连续操作、容易实现远距离操作和自动控制等特点。因此它的应用越来越广泛。

化工工业中,气固相催化反应过程具有相当重要的意义,例如萘氧化生产萘醌、邻二甲苯和萘氧化生产苯酐、萘氧化生产1,8-萘酐、硝基苯加氢生产苯胺、氯苯常压水解制苯酚、萘满酮脱氢制备甲萘酚等过程,都属于气固相接触催化反应过程。对于制药工业,主要用于药物中间体及其原料的生产,例如,乙腈催化还原制备乙胺、4-甲基吡啶在 V_2O_5 催化下制备异烟酸、乙炔在 KOH/CaO 催化下与乙醇加成制备乙烯基乙醚(EVE)等,都采用固定床反应器。

在气固相接触催化反应中,反应组分是以气态混合物与颗粒状固态催化剂接触而发生反应的。这类过程的特点主要是采用固态催化剂,因此如何发挥催化剂的效率、减少它的损失、延长它的寿命,是这类过程所用设备的关键问题。从设备的角度来看,要在每个具体的生产过程中使采用的催化剂尽量发挥它的作用。首先必须做到催化剂和气体混合物有充分完善的接触,其次是控制反应温度。温度是影响反应速率最敏感的因素之一,尤其是对于热效应很大的反应(如萘氧化生产苯酐、萘氧化制备萘醌等),为了使目的产物的产率最高,避免副反应,保证反应器正常运转,不使催化剂烧毁等,在工业上必须对反应器的温度进行严格控制。但对于可逆放热反应过程来说(例如萘加氢制备四氢萘、乙苯脱氢生产苯乙烯等),反应器不是等温操作,而是存在着一定的温度分布,不仅不是欠缺,相反还可使产物的产率达到最高,这也是在设计反应器时应予以重视的问题。

2. 气固相催化反应器的常用类型

(1)固定床反应器。气固相催化反应器可分为固定床与流化床两大类。当原料气体通过固体催化剂床层时,催化剂粒子静止不动,这种反应器称为固定床反应器。它具有以下优点。

①气体在床层中的流动接近于平推流,因而反应速率较快,所需反应器的体积较小。

②气体的停留时间可以严格控制,反应温度可以适当调节,因而有利于提高反应的选择性与转化率。

③催化剂处于静止状态,不易磨损,寿命较长。

④可以在高温高压下操作。

显然固定床具有很多优点,所以工业生产中,气固相催化反应用固定床最多。但是,固定床反应器也有下面一些缺点。

①使用的催化剂颗粒较大(一般直径为3~5cm),催化剂载体又往往是热的不良导体,操作

时催化剂颗粒又是静止不动的,这样就造成床层的导热性能不好,使床层温度不均匀。

②受压力降等因素的制约,不能使用过细颗粒的催化剂,以致不能充分利用催化剂的内表面。

③再生和更换催化剂比较困难,还必须停车。

因此传热和控温问题就成为固定床技术中的难点和关键所在。

(2)流化床反应器。另一类气固相催化反应器是流化床反应器。这种反应器的特点是催化剂采用很细的颗粒,当气体通过反应器时,催化剂颗粒受到气流的作用悬浮起来,在反应器内做剧烈的运动,上下翻滚,整个系统与沸腾的液体很相似。这时构成的系统称为流化床或沸腾床,这种过程称为固体流态化。流化床与固定床相比具有下述优点。

①采用直径比较小的固体催化剂,可增加流体和固体颗粒之间的传热及传质面积,既增大了气固间的传质和传热速率,又提高了催化剂的内表面利用率。

②颗粒在流体中处于运动状态,使颗粒和流体界面不断搅动与更新,提高了传热与传质系数,由于颗粒强烈地搅动使床内温度较为均匀,避免了物料的局部过热。

③在催化剂必须定期再生的情况下,由于流化床催化剂具有流动性,便于生产的连续化和自动化。

④由于流化床中固体颗粒的激烈运动,不断冲刷换热器表面,提高了床层对器壁和内换热器外表面的给热系数。通常流化床的给热系数比固定床大10倍左右,因而所需的传热面积大为减小。

⑤设备生产强度大,适于大规模生产。

但是流化床由于气体和固体颗粒间的剧烈搅动也产生一些缺点,主要有:

①固体颗粒剧烈碰撞,造成粒子的磨损,增加了粉尘的带出和回收系统的负担,对于昂贵的催化剂来说,催化剂的磨损将使产品成本增加,此外由于粒子的剧烈运动,也会造成设备的磨损。

②流化床内固体颗粒的混合使得气体返混,因而反应物被生成物所稀释,这将使反应速率减小,并利于串联副反应,使收率下降。

综上所述,流化床适用于:热效应很大的放热或吸热反应;要求有均一的反应温度和需要精确控制温度的反应;催化剂寿命较短,操作较短时间就需要更换(或活化再生)的反应。一般不适用于:要求高转化率的反应;要求催化剂床层有温度分布的反应。

(3)复合床。气固相催化反应除了采用流化床和固定床外,还可以选用复合床,即在反应初期转化率低而反应速率快、放热量大的时候,应用流化床,靠它的返混特性和强的传热传质性能来与之适应;当反应速率减慢,放热较少时,将反应物料引入固定床,以提高反应转化率和选择性。流化床与固定床串联应用的技术,国内外已有探讨,并已在工业生产中实践。

综上所述,固定床与流化床各有优缺点,对于具体生产过程,反应器类型的选择,应根据催化剂的特性、化学反应与传热等各方面特点来综合比较,方能得到恰当的分析,不能一概而论。

随着化学工业的迅速发展,生产上所采用的气固相催化反应器结构日益增多,固定床反应器根据传热情况可分为绝热式、外热式和自热式,流化床根据床型结构可分为圆柱形床和圆锥

形床、自由床和限制床等。

①绝热式固定床:绝热式反应器的特点是不与外界进行任何热量交换,在反应器内没有换热装置,具有设备结构简单、反应空间利用率高、造价便宜等优点。对于高压下进行的反应过程,这种反应器更显出它的优越性,适用于放热较小和反应温度允许波动范围较宽的反应过程。例如,氯苯水解制备苯酚、乙苯脱氢制备苯乙烯等。

②外热式固定床:外热式固定床是在反应区直接进行热交换,一般采用的是列管式换热器,管内放催化剂,管间采用热载体进行加热或冷却,反应器内不具有较大的热交换面积。适用于热效应较大的反应过程,其缺点是结构较复杂。

③自热式固定床:自热式固定床是在反应区用原料气体来加热或冷却催化剂床层,原料气体通过热交换被加热或冷却后,再进入反应区进行反应。为了调节反应温度,将部分气体直接引入催化剂层,使催化剂床层的温度分布尽量接近最佳温度分布曲线。这种反应器的特点是利用反应前后的物料在床层中自己进行换热,因此管内外流体的热量是相互接受的。这类反应器主要用于热效应不太大的高压反应,既能做到热量自给,又不需要另设高压换热设备。

④圆柱形和圆锥形流化床:圆柱形流化床,其外形呈圆筒形状,因为它结构简单、制作方便、设备利用率高,应用最为广泛。圆锥形流化床其结构特点是床的横截面从分布板沿轴向向上逐渐扩大,与此相应的气流速度逐渐变小,因而使大颗粒催化剂在反应器下端,因气流速度较大也能流化,小颗粒在反应器上端,因气流速度降低减轻了细粉的夹带,从而提高了催化剂的利用率。这种反应器可适用于低流速条件下操作,且粒子的磨损也较小。其缺点是结构复杂,制造麻烦,设备利用率较低。

⑤自由床和限制床:床中不专门设置内部构件来限制气体或固体流动的称为自由床,反之则为限制床。设置内部构件的目的是为了增进气固接触,减少气体返混,改善气体停留时间分布,提高床层的稳定性,使高床层和高流速的操作成为可能。所以对于一些反应速率慢、级数高和副反应严重的气相催化反应,设置内部构件是很重要的,因此许多流化床都采用限制床,以挡网、挡板作为内部构件。对于反应速度快、气体返混不产生严重的副反应的反应,则可采用自由床。

3. 气固相催化反应的过程 采用固体催化剂的活性反应是在催化剂表面上进行的,因此反应组分必须达到催化剂表面才能进行反应。催化剂多数是多孔性的固体颗粒,其内部存在纵横交错的微孔,从而造成极为巨大的内表面,使反应主要在内表面上进行,为此反应组分不仅要向外表面传递,还要通过微孔向催化剂内部扩散。同样在催化剂表面上生成的反应产物也需要从内表面向外扩散,然后从外表面传递至流体主体中。至于在催化剂内表面上进行的化学反应,又包括吸附、表面反应和解吸三个过程。综上所述,气固相催化反应过程按以下七个阶段进行。

- (1) 反应组分从气流主体向催化剂的外表面扩散。
- (2) 反应组分从颗粒外表面通过微孔向内表面扩散。
- (3) 反应组分在内表面上被吸附。
- (4) 在内表面上进行化学反应。

(5) 反应生成物在内表面上被解吸下来。

(6) 反应生成物从颗粒内表面通过微孔向外表面扩散。

(7) 反应生成物从颗粒外表面扩散到气流主体。

以上七个阶段可归纳为三个过程:第一和第七步为外扩散过程;第二和第六步为内扩散过程;第三、第四和第五步一般统称为化学动力学过程或表面过程,该过程中包括了吸附、表面反应和解吸三步,由于吸附和解吸均具有化学反应的特征,所以这三步共同组成化学动力学过程。

气固相催化反应过程虽然有七个阶段,但整个过程进行的速度决定于其中最慢的一步,该步骤称为控制阶段(或控制步骤)。如果反应的第一和第七步最慢,则叫做外扩散控制,这类过程反应物扩散到催化剂的外表面进行得很慢,而吸附、表面反应和解吸都要快很多,以致反应组分一旦扩散到催化剂的表面,就很快被反应至平衡的地步,在生产上属于外扩散控制的过程不多。当反应在高温高压下进行,催化剂活性很高,气流速度较低时,该反应才可能为外扩散控制。

若反应过程的第三、第四、第五步最慢,就称为化学动力学控制。此时扩散速度相对很快,反应组分很容易扩散到催化剂的固体表面上,使反应组分在气流中的分压与固体表面上的分压几乎相等,反应速度取决于反应物吸附、表面反应或产物的解吸速度,这就分别称为吸附控制、表面反应控制及解吸控制,或总称为动力学控制。这类过程在工业生产上较多。例如,乙苯在氧化锌为主体的催化剂上脱氢制苯乙烯的反应等。

若反应的第二和第六步最慢,称为内扩散控制。对于大颗粒且具有相当大内表面的催化剂常形成内扩散控制,例如,在3mm粒度的硅胶为载体的铜催化剂上进行硝基苯加氢生产苯胺的反应即为内扩散控制。

气固相催化反应的控制步骤依不同反应、不同催化剂及不同操作条件而异。对于同一反应来说,随着过程条件的变化,例如反应的温度、压力、物料的流速及不同种类的催化剂等亦可使工程的控制步骤改变。如某一反应在低温、流速较高的情况下为动力学控制,而在高温低流速下,由于反应速度加快,而外扩散过程减慢,就有可能使该反应由动力学控制转变到外扩散控制。

4. 控制阶段的测定和判断 如前所述,气固相催化反应控制阶段,可分为外扩散控制、内扩散控制及动力学控制。控制阶段依不同反应、不同操作条件而异,为了满足建立动力学模型进行模拟放大及确定最佳控制的要求,提供合理的设计方案及操作数据,首先必须通过实验进行测定与判断反应过程的控制阶段。

(1) 外扩散控制阶段的测定与判断。反应组分从气流主体向催化剂的外表面扩散和反应生成物从颗粒外表面扩散到气流主体,属于外扩散过程。外扩散过程的扩散速率与传质系数成正比,而流体质量速率 G 增大时,传质系数 K_g 也增大,因此流体质量速率 G 对外扩散过程有显著的影响。所谓流体质量速率是指单位时间、单位床层截面积上所通过流体的质量,然而流体质量速率的改变,对内扩散过程和表面反应过程并无影响。利用此特点,可作为判断外扩散过程对气固相催化反应过程是否有影响的依据。

实验方法是在相同的原料组成条件下,保持接触时间恒定,改变原料的加入速率,以观察出口物料转化率的变化。为了保证每次实验接触时间相同,可以采用两种方法,一种是每次实验采用相同催化剂的剂量和原料的体积流量,但每次使用不同直径的反应器,这样质量流速就不

一样;另一种是每次实验的催化剂体积与原料的体积流量的比值保持一定,即接触时间一定,采用同一直径的反应器,同样可达到改变流体质量流速的目的。通过实验可获得流体的质量速率 G 与转化率 x_A 关系的数据,并绘成图 5-38 的曲线。

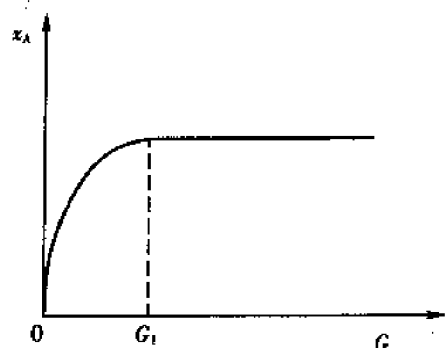


图 5-38 流体质量速率与转化率 x_A 的关系

图 5-38 曲线表明,当流体的质量速率超过某一数值 G_1 时,增加质量速率而反应的转化率仍保持不变,这说明外扩散对反应过程无影响,此时过程为化学反应控制或内扩散控制。在质量速率小于 G_1 时,转化率随质量速率增加而增大,即属于外扩散控制。在实际生产中,如能在高于 G_1 的质量速率下进行操作,便能消除外扩散的影响,进而提高设备的生产强度。

(2) 内扩散控制阶段的测定与判断。反应组分及反应生成物通过微孔进行扩散,属于内扩散过程。在排除外扩散控制的条件下,检验内扩散影响是否存在,可改变催化剂的粒度(催化剂直径 dp),将催化剂粒子压得很细,这样就有更多的内表面暴露出来,使催化剂内表面得到充分利用,相应的减少了内扩散阻力,使整个催化反应过程速率加快。如果改变催化剂颗粒粒度不能加快反应速率,说明已消除内扩散影响。因此改变催化剂颗粒粒度进行实验,是检验内扩散最有效的方法。

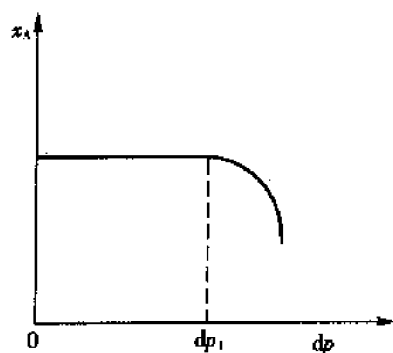


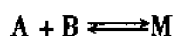
图 5-39 催化剂粒度与转化率的关系

实验方法是在同样工艺条件下,改变催化剂的粒度,测定反应的转化率,以催化剂粒度 dp 对转化率 x_A 作图,得到如图 5-39 所示的催化剂粒度对转化率的关系图。

当催化剂粒度小于某一数值 dp_1 时,改变粒度 dp ,而反应的转化率仍保持不变,这说明内扩散对反应过程无影响,此时过程为动力学控制。而当 dp 大于 dp_1 时,则随着催化剂粒度的逐渐增大,转化率越来越小,所以在实际进行反应速率的测定时,为消除内扩散的影响,催化剂粒度必须选得比 dp_1 小。实验证明,温度越高,容许最大粒度越小,这是因为温度对有效扩散系数的影响远比对反应速率常数的影响小。

此外还应注意的是,反应管内流动型式对转化率也有重要影响,在进行实验测定时,最好使流体接近于平推流。为此应满足如下条件:管内径至少应为粒径的 5 倍或 8 倍以上,床层高度至少应为粒径的 10 倍以上。

(3) 动力学控制阶段的测定与判断。动力学控制包括吸附控制、表面反应控制与解吸控制。根据对控制步骤不同设想,可以推导出各种不同的动力学方程式,因此正确的控制阶段和动力学方程式必须通过实验来判断。一种方法是根据反应初速度 r_0 (即转化率 $x=0$ 时的速度) 对总压 P 的依赖关系来判断,例如可逆反应:



因反应初期生成物很少,可按不可逆反应处理,生成物的吸附相可忽略,则可导出初速度方程式。

①设反应为 A 分子吸附控制:

$$r_0 = \frac{a'P}{1+b'P} \quad (5-100)$$

式中: a' 、 b' ——常数。

当 P 很小时, $b'P \ll 1$, $r_0 = a'P$, 初始速率与总压成正比; 当 P 很大时, $b'P \gg 1$, $r_0 = a'/b'$, 初始速率接近于常数, 如图 5-40(a) 所示。

②设反应为表面反应控制:

$$r_0 = \left(\frac{aP}{1+bP} \right)^2 \quad (5-101)$$

式中: a 、 b ——常数。

当 P 很小时, $bP \ll 1$, $r_0 = a^2P^2$, 初始速率与总压的平方成正比; 当 P 很大时, $bP \gg 1$, $r_0 = (a/b)^2$, 初始速率接近于常数, 与 P 无关, 如图 5-40(b) 所示。

③设反应为 M 分子解吸控制: 由上例可知, 控制阶段不同, 则反应条件对反应速率的影响也就不同, 通过试验测定压力对反应速率的影响, 可推测动力学过程的控制阶段。另一种方法是根据实验数据代入各种动力学方程中, 计算出公式中的反应速率常数、吸附和解吸速率常数, 然后比较哪个式子与实验数据符合得最好, 即可判断出动力学的控制阶段。反应速率只与 M 分子的解吸速率有关, 与 P 无关, 如图 5-40(c) 所示。

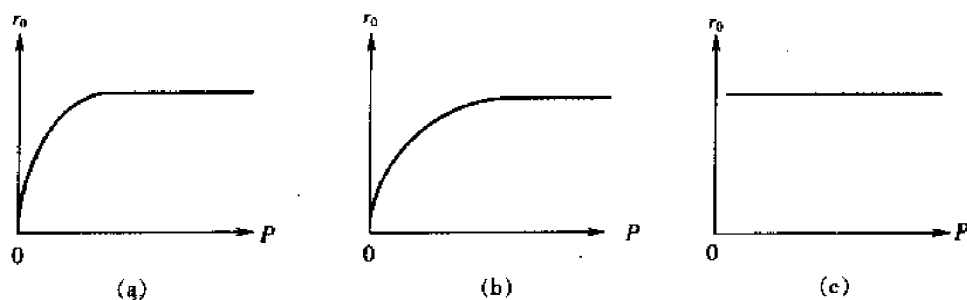


图 5-40 初始反应速率 r_0 与总压 P 的关系

5. 固定床气固相催化反应器的结构类型

(1) 单段绝热式反应器。绝热式反应器在床层内设有换热装置, 对于一个放热反应, 反应过程中所放出的热量, 完全用来加热系统内气体的温度, 这个温度的升高称为“绝热温升”。这种反应器适用于化学反应热效应小, 绝热温升不太高, 或反应过程转化率较低, 反应温度的允许变化范围又较宽的情况。

图 5-41 是气体沿轴向流动的单段绝热式反应器示意图。其设备结构简单, 外形一般呈圆筒形状, 下部装有一块支撑催化剂的栅板或多孔板, 板上铺几层直径较大的填料, 它们的作用是防止催化剂颗粒漏到栅板或多孔板下面, 在填料上面再铺催化剂颗粒。反应气体沿轴向自上而下地通过催化剂床层, 这样气流的方向与固体颗粒重力的方向一致, 可以避免催化剂发生振动

和粉碎流失。必须注意:催化剂应填得很均匀,以保证反应器截面上任何部位的阻力都一致,这样反应气体将以相同的速度均匀地通过整个床层,气流在床层中接近于平推流;如果床层阻力

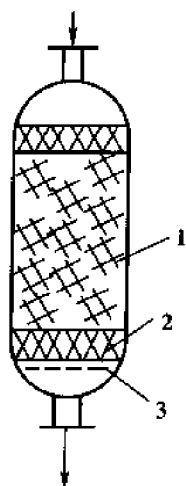


图 5-41 绝热式反应器示意图

(气体沿轴向流动)

1—催化剂 2—填料 3—隔板

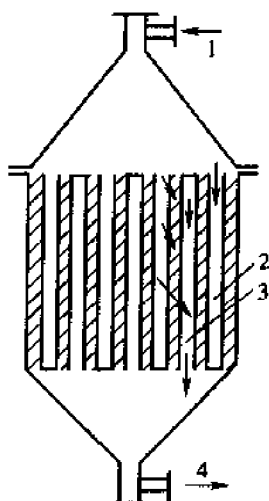


图 5-42 绝热式反应器示意图

(气体沿径向流动)

1—进气管 2,3—分气管 4—出气管

不均匀,则在阻力小的部位气量大,这部分气体在催化剂层内的停留时间短,而阻力较大的部位,气体停留时间长;在阻力很大的部位,气流速度很小,还可能形成死角,这样将使催化剂的效率降低,并使产品的产率和质量下降。氯苯常压水解合成苯酚、乙苯脱氢制苯乙烯的反应器便是这种形式。以乙苯脱氢为例,主反应为可逆吸热过程(反应热 $\Delta H_r = 125 \text{ kJ/mol}$ 苯乙烯)。水蒸气与乙苯混合物(质量比 2.6:1)在 630°C 进入反应器,而离开反应器时则因吸热反应降低到 565°C 。在这里使用过量水蒸气不仅因为它可作为载热体提供反应所需的热量,而且还起到稀释作用,降低了乙苯的分压,使反应的平衡向更有利于生成苯乙烯的方向移动而提高了单位转化率。此外水蒸气还起着使催化剂上结炭消除,随时得到再生,从而保持反应器得以连续长期运转的作用。

图 5-42 是气体沿径向流动的加热式反应器示意图。一般固定床中由于压力降的限制,催化剂粒度不能太小,采用细长型反应器都用大粒催化剂,但催化剂的内表面不能充分发挥作用。近年来生产上还成功地发展了气体径向流动的加热反应器,反应器内设置两种管子,管 2 开口向上,闭口向下,管 3 开口向下,闭口向上,管间装固体催化剂,气体经进气管 1 进入多孔的分气管 3 及出气管 4 离开反应器,催化剂粉尘沉降于设备底部,由底部管口定期清理,气体呈径向流动。由于流程短,可用较细粒子而压力降不大,既节省动力,又提高了催化剂效率。

(2)多段绝热式反应器。当反应热效应较大时,绝热温升可使反应器内温度变化超出允许的范围,此时可将绝热式反应器改为多段绝热式反应器,在段间与外界进行热量交换,以保证每段床层的绝热温升保持在允许的范围内。

多段绝热反应器的催化剂放置在各段的隔板上,热量的导出或引入可在热交换器内进行。换热装置可以装在反应器内,也可以放在反应器外,如图 5-43 和图 5-44 所示。

图 5-43 为中间换热式三段绝热反应器。这种反应器优点是结构简单,可用在具有中等热效应的反应过程,能使各段床层的温度分布更接近于最佳温度分布曲线;其缺点是装卸催化剂困难。图 5-44 为外冷却式串联多段绝热反应器,优点是装卸催化剂较方便,但设备结构不紧凑,占地面积大。

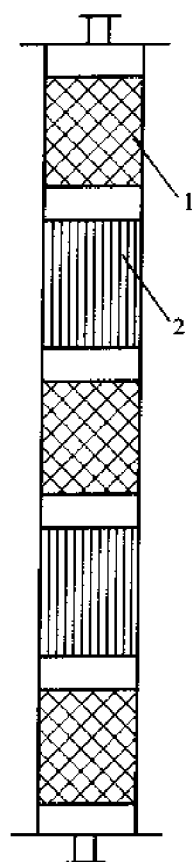


图 5-43 中间换热式多段绝热反应器

1—绝热反应器 2—列管式换热器

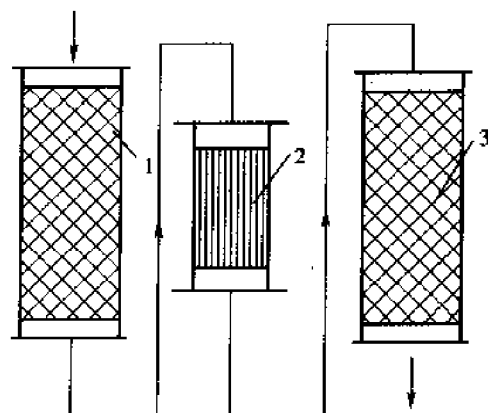


图 5-44 外冷却式串联多段绝热反应器

1,3—绝热反应器 2—列管式换热器

除了采用换热式的多段绝热反应器之外,工业上还有把部分冷原料气直接通进反应器各段之间的空间内,用以冷却反应后的热气流,例如萘加氢制备四氢萘就是采用这种结构。这种反应器称为原料气激冷式多段绝热反应器,如图 5-45 所示。这种反应器结构简单,反应器内能放置较多的催化剂,使设备生产能力增加。

利用原料相变化吸收反应热以简化设备结构,也是一种很好的方法。例如硝基二甲苯加氢还原制备二甲基苯胺,反应器结构示意图如图 5-46 所示。设备是采用 10 段绝热式鼓泡反应器,每段设置鼓泡式塔板 2,在塔板上部为催化剂床层 1,被加热的氢气鼓泡通过塔板 2,将硝基物及水汽化,并使反应气体温度下降。采用这种方法,不仅简化了设备,调节了反应温度,使反应沿最佳温度分布曲线进行,而且充分利用了热能。

(3) 列管式反应器。对于强放热反应或反应热效应较大,且转化率很高的生产过程,一般采用列管式反应器。这种反应器的特点是在反应器内部具有充分的热交换面积,反应过程中放出的热能通过热交换传递给载热体。这类反应器适用于具有复杂的副反应、反应热效应大、要求迅速移走热量并严格控制温度的气固相催化过程。催化剂装在管内,主要考虑装卸方便,而且易于装填均匀。一般生产规模较大的固定床反应器,管子数目是很多的(几千根至 2 万根)。为了保证气流均匀通过每根管子,催化剂床层的阻力必须相同,因此催化剂粒度应力求均匀,且各管装入量相等。加好催化剂后测定各管的压力降,要求各管压降与最大值间的差值小于最大

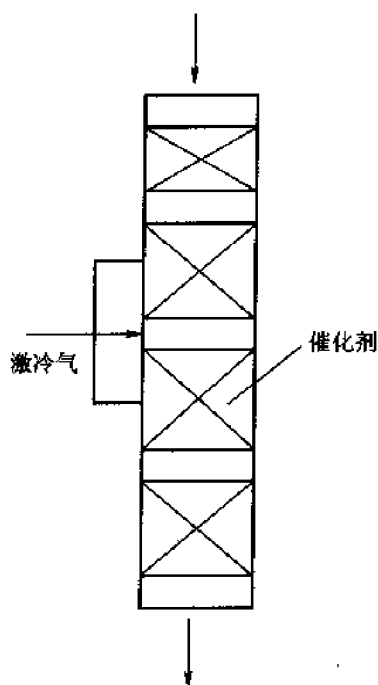


图 5-45 激冷式多段绝热反应器

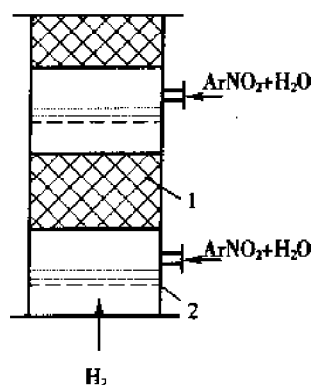


图 5-46 绝热式鼓泡反应器

1—催化剂床层 2—鼓泡式塔板

值的 3%，反应器的管间采用载热体进行冷却或加热。载热体的选择主要考虑反应器内催化剂床层应维持的温度，对于放热反应，载热体的温度应较催化剂床层温度略低。两者的温差不可过大，否则会造成靠近管壁的催化剂过冷或过热，过冷时催化剂不能充分发挥作用，过热可能使催化剂失活，还会增加副反应。通常作为载热体可以采用冷却水、沸腾水、加压水、高沸点有机溶剂、熔盐、熔融金属等。例如苯加氢合成环己烷的反应过程就是采用沸腾水为载热体，反应放出的热量通过管壁传给沸腾水，水受热变成蒸汽，进入外部冷凝器，又冷凝成水，再返回到反应器的管间循环使用，如图 5-47(a) 所示。邻二甲苯氧化制备苯酐是采用熔盐（40% NaNO_2 + 53% KNO_3 + 7% NaNO_3 ）作为载热体，熔盐在管间，循环方式有的用内部循环式，有的用外部循环式，如图 5-47(b) 及图 5-47(c) 所示，二者各有优缺点。

选用熔盐作为载热体，可在 150 ~ 540℃ 的温度范围内操作而不需加压，这是它的优点。但是熔盐具有氧化性，当它与反应气体接触时将发生爆炸事故，因此在使用时，要求反应管与花板之间的连接非常严格，绝不允许有渗漏现象。

在中间体工业中，萘和邻二甲苯空气氧化生产苯酐、蒽氧化生产蒽醌以及合成光气反应器，都采用列管式固定床反应器。萘、邻二甲苯及蒽的气体与空气的混合物在一定的浓度范围内很容易发生爆炸。为了安全起见，在反应器的顶部和底部都装有防爆膜，催化剂装在管内，管的下端有一锥形弹簧，弹簧圈的底部紧紧地卡在管壁上，从而固定在管内，在弹簧圈上部加少量直径较大的填料，然后再填充催化剂颗粒，如图 5-48 所示。在苯加氢制备环己烷的工业生产中，催化剂安装是采用在管下端管壁与花板之间设置玻璃布及金属网，利用上下法兰的联结，使布与网卡紧在管板与花板之间，再于管内装催化剂。卸催化剂是采用真空抽料法，将催化剂从管上部抽出。

另一种支撑催化剂的结构是在管板下面吊一块孔板 1，孔板上有不锈钢丝网 2 支撑催化剂，孔

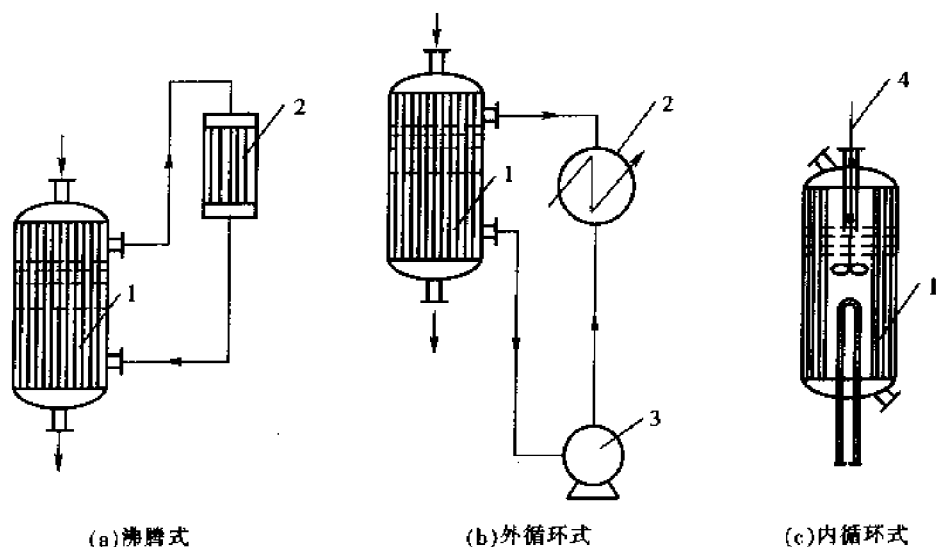


图 5-47 几种列管式固定床反应器
1—固定床反应器 2—换热器 3—泵 4—搅拌器

板靠四根拉杆 3 穿过管子 4 吊在顶盖上。这种结构卸催化剂时很方便,只要将拉杆放松,孔板下放,催化剂便从管内排出,如图 5-49 所示。

列管式反应器的关键尺寸是单管直径的大小,因为反应在管内进行,反应放出的热量需要经催化剂和管壁传给管外的载热体。然而催化剂的导热性能较差,因此离管壁越远的催化剂,其温度与壁温相差越大,管中心处的温度与壁温差别最大。为了使径向温度差保持在一定允许范围之内,管子直径应视反应热的大小选择一个恰当的尺寸,通常工业上采用列管内径在 20~50mm 之间,反应热越大,管径越小,列管直径的大小,主要是通过单管放大实验确定的。当然如果有关的化工数据提供得充分,也可通过计算来确定最适宜的管径大小。此外,对于强放热反应,为了保证热点(反应床层内温度最高点)温度不超过规定值,在压降允许的条件下,可采用高线速操作,以强化传热和促进床层内温度分布均匀,也可采用同样粒度的惰性物料稀释催化剂,稀释程度可以根据反应物浓度的降低(以及反应速度变小)而相应的改变。

列管式反应器的优点是换热条件好,反应热能迅速从床层内移出来。管内温度较易控制在一定的范围之内,因此选择性高,反应速度较快,特别对于强放热反应且转化率较高的生产过程,这种反应器是最合适的。列管式反应器的缺点是结构复杂、造价高,不适于高压下的反应。

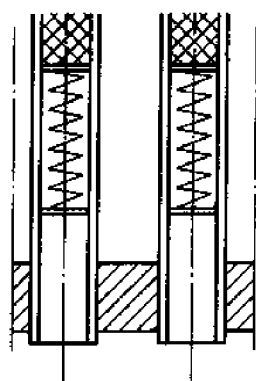


图 5-48 催化剂支撑结构之一

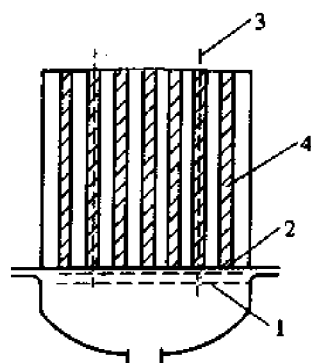


图 5-49 催化剂支撑结构之二

1—孔板 2—不锈钢丝网
3—拉杆 4—管子

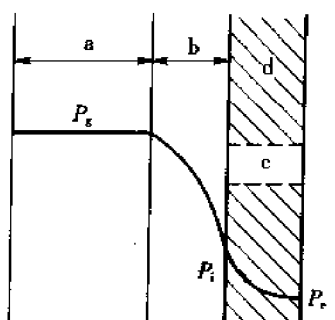


图 5-50 催化剂颗粒上的传质过程

a—气流主体 b—边界层

c—微孔 d—催化剂

6. 床层内的传质过程 流体在颗粒床层内流动时,在颗粒周围形成一条边界层,反应物从气流主体通过边界层扩散到催化剂的外表面,再通过毛细孔向微孔内扩散,反应组分就在微孔内壁进行表面催化反应。由于反应消耗了反应组分,因而在微孔内越深处,反应物浓度越小,催化剂活性越高,向微孔扩散的反应组分浓度降低越快。如图 5-50 所示,气流主体中反应组分的分压 P_g 大于颗粒外表面上反应组分的分压 P_i ,而反应组分在颗粒内固体表面上平衡分压 P_e 最小。对不可逆反应,颗粒内 P_e 可能为零。对可逆反应,颗粒内 $P_e \geq P_e^*$ 。 P_e^* 为与平衡浓度相应的分压。

(1) 外扩散过程的速率方程式。按扩散过程的性质不同,可将物质的扩散分成两类:分子扩散与湍流扩散,即反应物通过湍流扩散从气流主体到颗粒层流边界层与流体间的界面,再通过分子扩散到催化剂的表面。分子扩散的阻力很大,速率很低,在研究扩散速率时与湍流扩散合并在一起考虑。

物质的扩散速率可用下式表示:

$$N = K_g \times (P_g - P_i) \quad (5-102)$$

传质系数 K_g 通过传质因子 J_D 的无因次准数进行关联,可得到下列方程式:

$$J_D = \left(\frac{K_g P}{G_M} \right) \left(\frac{\mu_f}{\rho D_{AB}} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (5-103)$$

根据实验结果,提出各种 J_D 的计算公式,例如:

$$J_D = 0.84 Re^{-0.51}, \text{适用范围 } 0.05 < Re < 50$$

$$J_D = 0.57 Re^{-0.41}, \text{适用范围 } 50 < Re < 1000$$

其中:

$$Re = \frac{G}{\phi \mu_f A} \quad (5-104)$$

式中: ϕ ——有效表面系数,球形 $\phi = 1$,圆柱体 $\phi = 0.9$,片状体 $\phi = 0.81$,无定形粒子取 $\phi = 0.90$;

μ_f ——气体黏度;

A ——表面积。

另一被认为比较准确的、较近提出的关系式是:

$$\varepsilon J_D = 0.357 \left(\frac{d \phi G}{\mu_f} \right)^{-0.359} \quad (5-105)$$

式中: ε ——粒子间的空隙所占床层容积的分率或床层的空隙率。

从上述各公式可看出,传质系数随流体的质量流速 G 的增加而增加,流体的质量流速越低,外扩散过程对气固相催化反应过程的影响越大。当气层阻力比表面过程阻力大很多时,反应物自气相催化剂表面扩散的速率限制了反应速率。同时对于稳定状态的流动反应系统,因各

步骤的速率相等,故外扩散控制时,反应速率 r 等于同一组分的外扩散速率 $N(N=r)$ 。由于反应速率很快,只要有反应组分扩散到表面上就立即达到化学平衡状态($P_i = P_e$),因此,外扩散控制的反应速率可用下式表示:

$$N = r = K_g(P_g - P_i) = K_g(P_g - P_e) \quad (5-106)$$

例如对于反应 $A \longrightarrow M$, 若为外扩散控制时,反应速率为:

$$r_A = K_{gA}(P_{gA} - P_{eA})$$

若为不可逆反应时 $P_{eA} = 0$, 则:

$$r_A = K_{gA}P_{gA} \quad (5-107)$$

为不可逆反应时,则反应物与产物在固体表面上的分压维持平衡,故:

$$K = \frac{P_{eM}}{P_{eA}}, P_{eA} = \frac{P_{eM}}{K} \quad (5-108)$$

K 为热力学平衡常数,又 M 组分的扩散为一快速过程,则:

$$\begin{aligned} P_{eM} &= P_{gM} \\ r &= K_{gA}\left(P_{gA} - \frac{P_{eM}}{K}\right) = K_{gA}\left(P_{gA} - \frac{P_{gM}}{K}\right) \end{aligned} \quad (5-109)$$

(2) 内扩散过程的速率方程式。工业上所用的催化剂,大都是多孔性的,催化剂的多孔性使它具有巨大的比表面积。单位质量催化剂所具有的总表面积称为比表面积,例如活性炭比表面积为 $5 \times 10^5 \sim 1.5 \times 10^6 \text{ m}^2/\text{kg}$, 其中大部分为内表面。要使这样大的内表面有效地加以利用,反应物必须进入细孔和它接触。由于反应物由细孔的孔口进入孔内时,边扩散边进行反应,其浓度沿孔长而降低,使反应速率也逐渐降低。当浓度为零,反应速率也等于零,因此催化剂的内表面虽大,却不能像外表面那样全部有效。在孔的内表面上扩散和反应同时进行,因此内扩散过程速率不能通过实验独立处理,只有在表面反应速率的基础上,考虑一个内表面的有效系数来获得,即:

$$r' = \eta r'_0 \quad (5-110)$$

式中: η ——有效系数(或称为内表面利用率)。

当 $\eta = 1$ 时, $r' = r'_0$; 一般在实际情况下, $r' < r'_0$, $\eta < 1$ 。内表面利用率对催化剂使用量有很大影响,工业颗粒催化剂的内表面利用率一般在 0.2~0.8 之间。

关于有效利用率 η 的计算方法很多,一般首先需建立催化剂内部颗粒的浓度分布微分方程式,根据规定的边界条件求解,得到浓度梯度和反应速率,最后求得内表面有效系数。对球形、薄片状、圆柱体颗粒,若反应为一级不可逆,其内表面有效系数 η 与内扩散系数 Φ 的关系如图 5-51 所示。

图 5-51 中内扩散系数 Φ 可按下式计算:

$$\Phi = \frac{V_p}{A_p} \sqrt{\frac{\rho_p A_i K_s}{D_c}} = \frac{V_p}{A_p} \sqrt{\frac{K_s}{D_c}} \quad (5-111)$$

式(5-111)适用于任何形状的颗粒催化剂,对半径为 R 的球形催化剂 $V_p/A_p = R/3$ 。由图 5-49 可看出,内扩散系数 Φ 增加,有效系数 η 减少。由式(5-111)可知,增加颗粒内表面 A_i ,

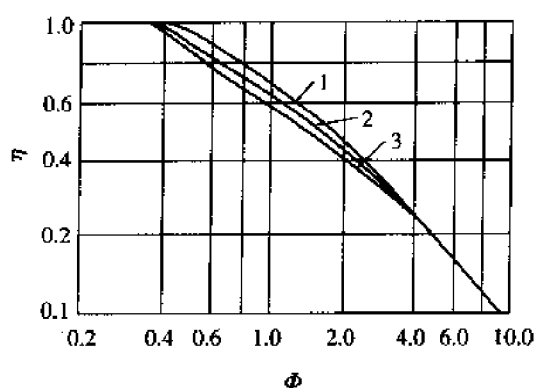


图 5-51 不同形状催化剂粒子的内表面有效系数

1—薄片 2—圆柱形 3—球形

颗粒密度 ρ_p 及表面反应速率常数 K_s 或减少颗粒内有效扩散系数 D_e , 则 Φ 增加, 由于内扩散系数 Φ 增加, 结果能使有效系数 η 下降, 减少颗粒度, 即 V_p/A_p 减少, 可提高有效系数 η 。

当反应温度升高时, 反应速率常数 K_s 和反应组分的有效扩散系数 D_e 均随温度升高而增加。但 K_s 增加得快, D_e 增加得慢, 致使内表面利用率降低, 然而反应速率仍然随温度升高而 Φ 增加, 只不过内扩散影响的存在, 而降低了其增加的程度。

例 5-10: 某催化反应的反应速率常数 $K_s = 6.0 \text{ s}^{-1}$, 有效扩散系数 $D_e = 7.82 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$, 采用直径为 3mm 的球形催化剂, 试求有效系数。

解: 按式(5-111)计算内扩散系数 Φ 。

$$\Phi = \frac{V_p}{A_p} \sqrt{\frac{\rho_p A_s K_s}{D_e}} = \frac{R}{3} \sqrt{\frac{K_s}{D_e}} = \frac{15 \times 10^{-4}}{3} \sqrt{\frac{6.0}{7.82 \times 10^{-8}}} = 5 \times 10^{-4} \times 8759 = 4.38$$

查图 5-49 可得有效系数 $\eta = 0.23$ 。

计算结果表明, 内扩散对过程的影响很大, 过程的反应速率仅为内扩散影响不存在时的 28%, 若采用更小的催化剂颗粒, 例如采用直径为 2mm 的圆球, 依上法计算可得出 $\Phi = 1.45$, 查出有效系数 $\eta = 0.52$, 故减少催化剂颗粒度可使有效系数增大, 过程速率提高。这是因为内扩散影响减少之故, 因此改变催化剂颗粒度进行实验, 是检验内扩散最有效的方法。

有效系数 η 也可通过实验进行测定。例如:

①用不同粒度的催化剂分别测其反应速率, 当粒度减小至反应速率不变时, 即表示 $\eta = 1$, 此时的反应速率为 r'_0 , 然后用大粒子催化剂测定反应速率与之比较, 便可得出结果。

②如只用两种粒径(R_1 及 R_2)的粒子, 则在分别测定其反应速率后(r'_1 及 r'_2)根据下式:

$$\frac{R_1}{R_2} = \frac{\Phi_1}{\Phi_2} \quad \text{及} \quad \frac{r'_1}{r'_2} = \frac{\eta_1}{\eta_2} \quad (5-112)$$

利用图 5-49 上的相应曲线找出 $(\eta_1 \Phi_1)$ 及 $(\eta_2 \Phi_2)$ 两点使之同时满足式(5-112)的关系。

(3) 颗粒内部浓度分布。球形颗粒内等温不可逆一级反应的浓度分布如图 5-52 所示。

取任一半径 r 处厚度为 dr 的壳层作物料衡算。

①通过 $(r + dr)$ 球面进入的物料量为:

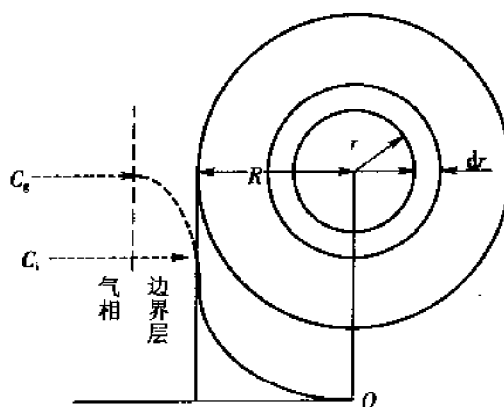


图 5-52 球形粒子内的浓度分布

C_g —气流主体浓度 C_i —颗粒外表面浓度 R —球形催化剂半径

$$4\pi(r+dr)^2 D_e \frac{d}{dr} \left(C + \frac{dC}{dr} dr \right)$$

②通过 r 球面出去的材料量为:

$$4\pi r^2 D_e \frac{dC}{dr}$$

③在壳层内反应掉的材料量为:

$$4\pi r^2 dr K_w C$$

对壳层作物料衡算可得:

$$4\pi(r+dr)^2 D_e \frac{d}{dr} \left(C + \frac{dC}{dr} dr \right) - 4\pi r^2 D_e \frac{dC}{dr} = 4\pi r^2 dr K_w C$$

或

$$\frac{d^2 C}{dr^2} + \frac{2dC}{rdr} = \frac{K_w C}{D_e} \quad (5-113)$$

式(5-113)为一级不可逆反应球形催化剂内部的浓度分布微分方程式。令 $\Phi = RK_w/D_e$, 边界条件为:

$$r=0, \frac{dC}{dr}=0; \quad r=R, C=C_i$$

解式(5-113)可得:

$$\frac{C}{C_i} = \frac{\sinh\left(\frac{\Phi r}{R}\right)}{\left(\frac{r}{R}\right) \sinh \Phi} \quad (5-114)$$

从式(5-114)可看出,浓度分布与内扩散参数 Φ 有关, Φ 值大小,反映了催化剂内部浓度降低的速率。 Φ 值与球形粒子半径 R 成正比,与体积反应速率常数 K_w 的平方根成正比,而与有效扩散系数 D_e 的平方根成反比,所以粒径 R 越小,反应速率越慢或扩散速率越快。 Φ 值越小, $C/C_i \rightarrow 1$, 内外浓度越均一,则属动力学控制;反之 Φ 值越大,颗粒内部的浓度梯度将越大,内表面利用越差,则属内扩散控制。

7. 床层内的传热及温度分布 在固定床反应器内温度是控制化学反应的主要因素,为了保证反应过程必须的温度条件,床层可能会分别加热或冷却。这就存在着流体通过床层时,与管壁进行热交换问题,在设计固定床反应器时要求确定所需传热面积以满足反应的操作条件。此外研究床层的温度分布对反应性能的影响,实现最佳设计和掌握控制条件,都是研究固定床反应器内传热的主要目的。

(1) 床层内的温度分布。在固定床反应器内,流体温度不仅随床层高度变化,而且同时在管径上也存在温度分布。这是因为许多气固相催化反应速率很高,而且热效率很大(例如催化氧化、催化加氢等反应),当存在管壁传热时,即会引起径向上的温差。另外,当气体流速较低时在管径方向上存在速度分布,也会导致径向温度分布。这种径向温度分布的存在使基于平推流模型导出的设计方程式,产生较大的误差。图 5-53 所示为几种径向温度分布的情况。

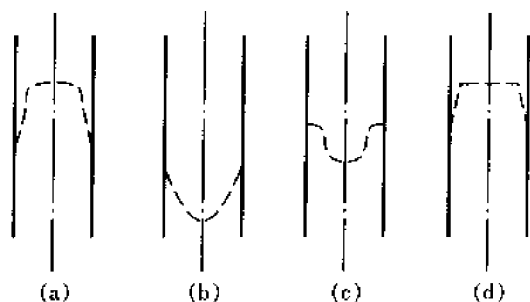


图 5-53 径向温度分布的几种情况

图 5-53(a) 为强放热反应存在管壁冷却时引起的径向温度分布的曲线。图 5-53(b) 是由于流体在径向上存在速度分布或者挡风与管中心引入气体冷却剂时的温度分布曲线。图 5-53(c) 为上述两种影响同时存在时的径向温度分布曲线,只有当绝热反应等速湍流时,径向温度为一等温直线。图 5-54 为同时存在径向与轴向温度分布的等温曲线。

应注意对强放热的快速反应,径向温差可能很大,按图 5-54 所示的径向最高温度(520℃)及最低温度(370℃),计算其反应速率比如下(如活化能 $E = 167.2 \text{ kJ/mol}$):

$$\frac{r_{520^\circ\text{C}}}{r_{370^\circ\text{C}}} = \exp\left[\frac{-167.2 \times 10^3}{1.98 \times 4.18} \times \left(\frac{1}{793} - \frac{1}{643}\right)\right] = 381$$

速率相差 381 倍,由此可见,径向温差对反应转化率有显著影响,是不可忽视的一个因素。可以证明当下列无因次数群 $\ll 1$ 时,则径向温度分布的影响可以忽略不计。

$$\frac{E d r \Delta H}{R T^2 2 \lambda_e} \ll 1 \quad (5-115)$$

式中: d ——管子内径;

λ_e ——流体有效径向导热系数。

(2) 床层内的传热。在气固相催化反应器中,设床层内径向温度分布如图 5-55 所示。床层内壁温度为 T_w ,在近管壁处由于空隙较大,而且近管壁处边界层气膜的影响,传热阻力比床层主体大,一般认为在离管壁相当于颗粒直径处的温度为 T_R , T_R 与 T_w 间的温差较大,在床层中心部分最高温度为 T_c , T_c 与 T_R 间的温度分布取决于催化剂颗粒直径、床层空隙率、径向温度分

布、流体与颗粒的导热系数、颗粒直径与管径的比值等因素(如图5-55)。因此床层对管壁的传热过程,可以看成由以下两个过程所组成。

①床层主体对壁面的对流传热——给热系数 h_w [$\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$]。

②床层主体中的热传导——有效导热系数 λ_e [$\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$]。实际上床层主体中的导热系数包括如下六项,如图5-56所示。

- 床层空隙内流体的辐射与热传导。
- 通过颗粒直径接触的面积而产生的传热。
- 颗粒表面上流体薄膜的热传导。
- 颗粒表面间的辐射传热。
- 颗粒内部的热传导。
- 流体的湍流扩散和横向混合运动所造成的热量迁移。

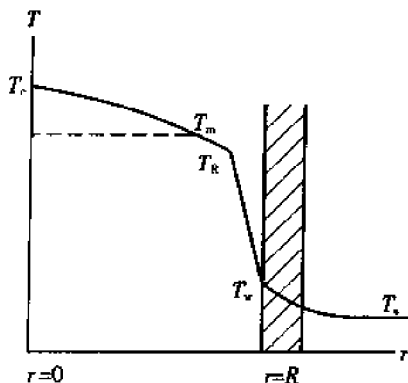


图5-55 径向温度分布

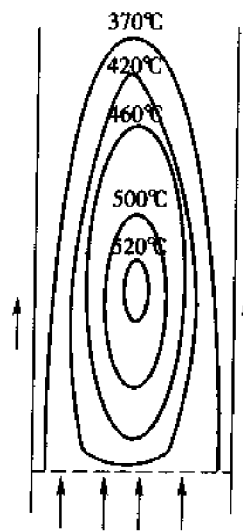


图5-54 同时存在径向与轴向温度分布的等温曲线

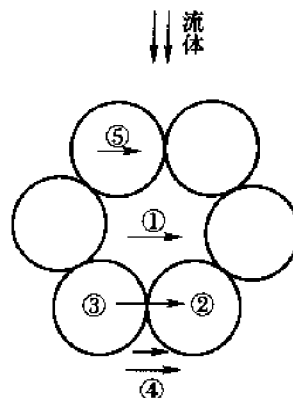


图5-56 床层内传热方式

从上述传热过程分析可以看出,固定床反应器传热计算很复杂,为了简化设计,通常是忽略床层径向温度的变化,用一个平均温度 T_m 来代替进行温度分布,把床层与管壁间的换热简化为邻近管壁的流体与管壁的传热。则传热公式为:

$$dq = h_w (T_m - T_w) A_z dz \quad (5-116)$$

式中: z ——床层高度, m ;

A_z ——单位床层高度的传热面积, m^2 。

(3)壁膜给热系数 h_w 。由于有催化剂颗粒存在,气体通过固定床时的传热速率要比它通过空管时的传热速率快,实验结果表明,固定床内流体对壁膜给热系数 h_w 比空管给热系数 h 大好几倍,且这一增大的倍数与颗粒直径 d_p 及管径(或床层直径) d_r 的比值有关,实验数据如图5-57所示。

从图5-57中数据可看出,当 $d_p/d_r = 0.15$ 时,床层壁膜给热系数最大,因此从传热的角度分析,催化剂颗粒的最适宜直径为反应管径的 $1/7 \sim 1/4$ 。

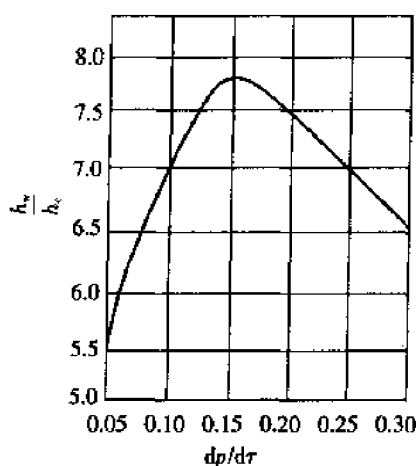


图 5-57 h_w/h_c 与 $dp/d\tau$ 的关系

由实验数据整理出壁膜给热系数 h_w 的计算式很多,下面给出两组计算 h_w 的关系式。其他的计算式可参阅沈静珠,朱葆琳的文献[●]。

①床层被冷却。取流体进出口温度的算术平均值作为定性温度,给热系数关联式为:

$$\frac{h_w d\tau}{\lambda_f} = 6.0 Re^{0.6} Pr^{0.123} \left(\frac{1}{1 - 1.59 \frac{d\tau}{Z}} \right) \cdot \exp \left(-3.68 \frac{dp}{d\tau} \right) \quad (5-117)$$

试验范围: $dp/d\tau = 0.08 \sim 0.5$, $Z/d\tau = 10 \sim 30$, $Re =$

$$\frac{dpG}{\mu_f} = 250 \sim 6500, Pr = \frac{C_p \mu_f}{\lambda_f} = 0.722 \sim 4.8。$$

当 $Z/d\tau > 30$ 时,床层轴向高度 Z 影响可以不计,式(5-117)改为:

$$\frac{h_w d\tau}{\lambda_f} = 6.0 Re^{0.6} Pr^{0.123} \cdot \exp \left(-3.68 \frac{dp}{d\tau} \right) \quad (5-118)$$

②当固定床的管径较小,或颗粒直径相对较大,床层内径向温度变化可以忽略时,可采用下式计算。

床层被加热:

$$\frac{h_w d\tau}{\lambda_f} = 0.813 Re^{0.9} \cdot \exp \left(-6 \frac{dp}{d\tau} \right) \quad (5-119)$$

床层被冷却:

$$\frac{h_w d\tau}{\lambda_f} = 3.5 Re^{0.7} \cdot \exp \left(-4.6 \frac{dp}{d\tau} \right) \quad (5-120)$$

式(5-119)与式(5-120)在固定床传热中适用 Re 值范围较为广泛。

例 5-11: 邻二甲苯空气氧化制备苯酐,采用列管式固定床熔盐冷却,管内径 25mm,床层平均温度 400℃,催化剂颗粒直径 5mm,气体表观线速度 4.83m/s,混合气体物料性质:黏度 $33 \times 10^{-6} \text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$,导热系数 $0.0456 \text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$,比热容 $1.075 \times 10^3 \text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$,平均分子质量 29.45,试求壁膜给热系数 h_w 。

解:混合气密度 ρ_f

$$\rho_f = \frac{29.45}{22.4} \times \frac{273}{273 + 400} = 0.53 (\text{kg}/\text{m}^3)$$

$$Re = \frac{dpG}{\mu_f} = \frac{dp\rho_f u}{\mu_f} = \frac{0.005 \times 0.53 \times 4.83}{33 \times 10^{-6}} = 388$$

按式(5-120)计算:

● 沈静珠,李有润. 填充床传热与传质过程. 北京:化学工业出版社,1986.

朱葆琳,游文泉. 流体流过填充床层冷却之传热系数. 化工学报,1957(2):14~56.

$$h_w = 3.5 \frac{\lambda_f}{d_r} Re^{0.7} \cdot \exp\left(-4.6 \frac{dp}{d\tau}\right) = 3.5 \times \frac{0.0456}{0.025} \times 388^{0.7} \cdot \exp\left(-4.6 \times \frac{0.005}{0.025}\right)$$

$$= 165 [W/(m^2 \cdot K)]$$

中试厂采用管长 2.5m。\$Z/d_r = 2.5/0.025 = 100 > 30\$

按式(5-118)计算:

$$Pr = \frac{C_p \mu_f}{\lambda_f} = \frac{1.075 \times 10^3 \times 33 \times 10^{-6}}{0.0456} = 0.78$$

$$h_w = 6.0 \frac{\lambda_f}{d_r} Re^{0.6} Pr^{0.123} \cdot \exp\left(-3.68 \frac{dp}{d\tau}\right)$$

$$= 6.0 \times \frac{0.0456}{0.025} \times 388^{0.6} \times 0.78^{0.123} \cdot \exp\left(-3.68 \times \frac{0.005}{0.025}\right)$$

$$= \frac{6.0 \times 0.456 \times 36 \times 0.97}{0.025 \times 2.09} = 183 [W/(m^2 \cdot K)]$$

比较式(5-120)与式(5-118)的计算结果,式(5-120)数值较低,选取较小数据作为设计数据。\$h_w = 165 W/(m^2 \cdot K)\$。

(4)总传热系数 \$K\$。传热方程式(5-116)中温差为 \$T_m - T_w\$,但是一般不易获得管内壁温度 \$T_w\$ 的数据,因此工业设计时,常采用总传热系数 \$K\$ 按下式计算:

$$dq = K(T_m - T_s)A_z dZ \quad (5-121)$$

式中:\$K\$——以流体平均温度 \$T_m\$ 与载热体温度 \$T_s\$ 为基准的总传热系数。

\$K\$ 与 \$h_w\$ 的关联式为:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{h_w} + \frac{\delta}{\lambda_f} \cdot \frac{d_i}{d_m} + \frac{d_i}{h_s} \cdot \frac{d_i}{d_0} + \frac{1}{h_d} \cdot \frac{d_i}{h_m}$$

$$d_m = \frac{d_i + d_0}{2}$$

式中:\$d_i\$、\$d_0\$、\$d_m\$——管子内径、外径与平均直径,m;

\$h_w\$、\$h_s\$、\$h_d\$——内壁给热系数、外壁给热系数及外壁污垢系数,\$W/(m^2 \cdot K)\$;

\$\lambda_f\$——管壁材料导热系数,\$W/(m \cdot K)\$;

\$\delta\$——管壁厚度,m。

于是热量衡算式可写成:

$$N_{A0}(-\Delta H_r)dx_A = \left[\sum N_i(C_p)_i \right]_{T,x} dT + KA_z(T_m - T_s)dZ \quad (5-123)$$

将方程式与物料平衡方程式、动力学方程式联立求解,可求出反应转化率、床层平均温度沿床层高度而变化的数据。

对绝热反应器,管壁传热为零。

$$N_{A0}(-\Delta H_r)dx_A = \left[\sum N_i(C_p)_i \right]_{T,x} dT + KA_z(T_m - T_s)dZ$$

$$\frac{dT}{dx_A} = \frac{N_{A0}(-\Delta H_r)}{\left[\sum N_i(C_p)_i \right]_{T,x}} \quad (5-124)$$

式(5-124)为绝热反应器床层温度随转化率而变化的关系式。若可忽略温度变化对 $(\Delta H_r)_T$ 与 $(C_p)_i$ 的影响,并且反应过程中分子数不变时,则 T 与 x 为线性关系。

(5) 径向温度分布的计算。在上述简化设计中假定床层内没有径向温度及浓度分布。但事实上如果反应热较高,反应速度较快和管径较大时,径向的温差是可观的,甚至达到几十度,此时采用简化设计就显得不足了。而采用轴向与径向温度和浓度分布的二维数学模型是较严格的。如果忽略流体和催化剂颗粒之间的温差,可以把固定床看作粒子和流体的均一混合体,因此可采用床层主体中的有效导热系数 λ_e 进行计算。

①有效导热系数 λ_e 进行计算。可分为轴向有效导热系数 λ_{ex} 与径向有效导热系数 λ_{er} 。固定床内的径向有效导热系数不同于普通流体的导热系数 λ_f ,影响因素很多。建议采用下述经验公式进行计算:

$$\frac{\lambda_{er}}{\lambda_f} = A Re^B \left(\frac{dr}{dp} \right)^C \quad (5-125)$$

常数 A 、 B 、 C 取决于颗粒特性,其数值如表5-13所示。

表 5-13 A 、 B 、 C 常数

颗粒特性		A	B	C
低导热系数	球形	0.182	0.75	0.45
	圆柱形	0.22	0.75	0.45

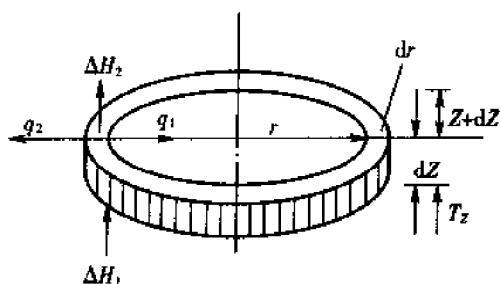


图 5-58 微元体热量衡算图

计算所得的径向有效导热系数 λ_{er} 为整个床层的平均值。为了简化设计,在实际设计常常忽略轴向导热。选取 $\lambda_e = \lambda_{er}$,严格地讲,由于床层空隙率及速度分布,导热系数应该是位置的函数。

②固定床内温度分布的计算。固定床床层温度分布可以由有效导热系数 λ_e 通过求解固定床传热微分方程式求得。以圆柱形固定床为例,取一环状的微元体积,作热量衡算,如图5-58所示。

a. 进入微元的热量:

径向:

$$q_1 = -\lambda_e (2\pi r) dZ \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_r$$

轴向:

$$\Delta H_1 = GC_p (2\pi r) T_z$$

b. 离开微元的热量:

径向:

$$q_2 = -\lambda_e 2\pi (r + dr) dZ \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{(r+dr)}$$

轴向:

$$\Delta H_2 = GC_p(2\pi r dr) T_{(z+dz)}$$

c. 在微元中化学反应所放出的热量 ΔH_R :

$$\Delta H_R = (-\Delta H_R^\ominus) r_A (2\pi r dz dr)$$

d. 热量衡算式:

$$\begin{aligned} q_1 + \Delta H_1 + \Delta H_R &= q_2 + \Delta H_2 - \lambda_c(2\pi r) dz \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_r + GC_p(2\pi r dr) T_2 + (-\Delta H_R^\ominus) r_A (2\pi r) dz dr \\ &= -\lambda_c 2\pi(r+dr) dz \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{(r+dr)} + GC_p(2\pi r dr) T_{(z+dz)} \end{aligned} \quad (5-126)$$

根据数学中微分中值定理:

$$\begin{aligned} \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{(r+dr)} &= \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_r + \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} \right)_r dr \\ T_{(z+dz)} &= T_z + \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right) dz \end{aligned}$$

则式(5-126)可简化为:

$$GC_p \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right) = \lambda_c \left(\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} \right) + (-\Delta H_R^\ominus) r_A \quad (5-127)$$

式(5-127)为固定床内传热微分方程式,上式在推导过程中已作简化,有效导热系数 λ_c 和流体比热作为常数,并忽略了轴向导热。已知有效导热系数 λ_c 可计算床层的温度分布,其边界条件为: $r=0, \frac{\partial T}{\partial r}=0$; $r=R, T=T_R$ 。也可以从实验测定的温度分布求出有效导热系数 λ_c 。

若已知径向温度分布曲线 $T=f(r)$,则可按下式计算有效平均温度 T_m :

$$\begin{aligned} \int_0^r 2\pi r \exp\left(-\frac{E}{RT_m}\right) dr &= \int_0^r 2\pi r \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) dr \\ T_m &= -\frac{E}{R} \ln \left(\frac{2 \int_0^r r e^{-\frac{E}{RT}} dr}{r^2} \right) \end{aligned}$$

8. 固定床反应器的热稳定性 气固相催化反应中有很多是强放热反应,而且反应速度比较快。对这类反应过程的反应器,传热往往是一个重要问题。在工业反应器操作过程中,某些条件波动是常常遇到的。例如进料温度及浓度的波动,引起在某一区域催化剂床层温度失去控制,出现“飞温”或“熄火”。如果出现的干扰消除后,反应器能恢复原来状态,则称反应器处于热稳定状态。因此工业反应器对传热方面的要求,包括定常和热稳定两个条件。

定常条件:反应器的散热速率 q 应等于反应的放热速率, $q = \Delta H_R$ 。

热稳定条件:在波动条件下,反应器的散热速率应保证大于反应的放热速率, $q > \Delta H_R$ 。

在反应器床层进口处取一微元体积 dV ,设在 dV 内温度均匀且等于 T ,对 n 级不可逆反应,单位催化剂体积的放热速率为 ΔH_R 。

$$\Delta H_R = K_T C n (-\Delta H)_T = K_0 e^{-\frac{E}{RT}} C n (-\Delta H)_T \quad (5-128)$$

式中: K_T ——在温度为 T 时的反应速率常数;

C ——微元体积内反应物平均浓度;

n ——反应级数;

$(-\Delta H)_T$ ——在反应温度 T 时的反应热;

E ——活化能;

K_0 ——频率因子。

按式(5-128)作图为一指数曲线,如图5-59所示。

单位催化剂体积 V 的散热速率:

$$q = \frac{KA}{V} (T_m - T_s) + q_a \quad (5-129)$$

式中: A/V ——单位催化剂床层体积的热交换面积;

q_a ——物料流经微元体所吸收的热量。

按式(5-129)作图为一曲线,如图5-59中 AB 线,其斜率为 KA/V ,放热曲线与散热直线交点为 A 与 B 两点。

从图5-59中可看出 A 与 B 两点, $\Delta H_R = q$ 均能满足定常条件,但 B 点不能满足热稳定条件。在 B 点上,当床层温度略高于 T_B 时,放热曲线在散热直线之上,放热速率大于散热速率,物料被加热,温度继续上升,无法稳定,直到催化剂烧坏为止,当温度低于 T_B ,则放热速率小于散热速率,温度继续下降至 T_A , $\Delta H_R = q$ 才稳定。因此在 A 点上外界条件的干扰不会使其失去控制,在 B 点上条件稍有扰动,稳定性就被破坏。在放热速率曲线上,通过 A 点及 B 点作切线,其斜率为 $\frac{d(\Delta H_R)}{dT}$ 。比较 A 与 B 点上的斜率可看出, A 点上 $\frac{dq}{dT} > \frac{d(\Delta H_R)}{dT}$, B 点上 $\frac{dq}{dT} < \frac{d(\Delta H_R)}{dT}$, 所以热稳定条件为 $\frac{dq}{dT} > \frac{d(\Delta H_R)}{dT}$ 。

在生产中如果工艺条件要求反应温度 T_B 在 B 点上进行,则需改变散热线斜率,使其斜率大于放热曲线斜率,如图5-59中 BT_B 线所示,才能保证热稳定条件下操作。

因:

$$\frac{dq}{dT} = \frac{KA}{V}, \quad \frac{d(\Delta H_R)}{dT} = K_0 e^{-\frac{E}{RT}} C n \frac{E}{RT^2} (-\Delta H)_T$$

所以:

$$\frac{KA}{V} > K_0 e^{-\frac{E}{RT}} C n \frac{E}{RT^2} (-\Delta H)_T$$

定常条件(忽略物料流经微元体积所吸收热量)

$$\frac{KA}{V} (T_m - T_s) = K_0 e^{-\frac{E}{RT}} C n (-\Delta H)_T$$

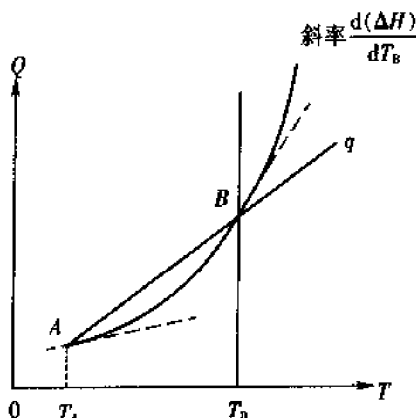


图5-59 按式(5-128)所作曲线

$$\Delta T = T_m - T_c < \frac{E}{RT^2} \quad (5-130)$$

从式(5-130)可以看出,在忽略径向床层温度分布条件下,热稳定的必要条件是床层截面流体的平均温度与冷却介质温度之差,必须小于 $\frac{E}{RT^2}$,因此冷却剂的温度不能任意选择。当反应的活化能越大时,允许冷却推动力 ΔT 越小,需要的 A/V 值大,所以在 B 点操作必须提高冷却介质温度 T_c 及 A/V 值,以增大散热直线的斜率,提高单位体积的传热面积,在设备结构上要求采用较小的管径。因此对于强放热和活化能大的反应,往往热稳定条件是决定反应器结构的基本因素之一,例如用列管式固定床反应器就是适应热稳定条件的需要。

9. 床层的压力降 流体流过固定床时,由于床层中的颗粒构成相互交错的孔道,使流体在通道截面中时而扩大,时而收缩,同时与孔道周壁摩擦而产生压力,因此床层的流体阻力可归结为。

(1) 流体与颗粒表面摩擦产生摩擦阻力。

(2) 流体在床层的孔道内扩大、收缩及再分布产生的局部阻力。

计算流体在固定床中流动时的压力降公式很多,一般是仿照流体在空管中的压降公式加以合理地修改而成。

$$\frac{\Delta P}{Z} = f_m \frac{\rho_t u^2}{d_p} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \quad (5-131)$$

式中: ε ——床层的空隙率。

经实验测定,式(5-131)中修正摩擦系数 f_m 与修正雷诺准数 Re_m 的关系如下:

$$f_m = \frac{150}{Re_m} + 1.75 \quad (5-132)$$

$$Re_m = \frac{d_p G}{\mu_t} \left(\frac{1}{1-\varepsilon} \right) \quad (5-133)$$

式(5-132)中150为流体与颗粒表面的摩擦阻力修正值,1.75为流体在床层的孔道内局部阻力修正值。当流体流动处于层流区($Re_m < 10$)时,摩擦阻力起主要作用,可简化为 $f_m = 150/Re_m$,当流体流动处于湍流状态($Re_m > 1000$)时,局部阻力起主要作用,则 $f_m = 1.75$ 。将式(5-132)代入式(5-131),求得计算固定床压力降通式如下:

$$\left(\frac{\Delta P}{\rho_t u^2} \right) \left(\frac{dp}{Z} \right) \left(\frac{\varepsilon^3}{1-\varepsilon} \right) = \frac{150}{Re_m} + 1.75 \quad (5-134)$$

在固定床反应器的设计中,计算床层压力降的大小,这对于合理选择设备,正确考虑床层几何结构,以便使得压力降尽可能降低,以及在确定需要动力消耗等方面都是必要的。

10. 固定床反应器的设计 固定床反应器的设计方法主要有经验法和数学模型法。

(1) 经验法。经验法是采用实验室、中间试验装置或工厂现有生产装置中测得的一些最佳条件,如空速或催化剂负荷等数据作为设计计算的依据。

空速的定义:

$$S_v = \frac{V_0}{V_R} = \frac{\text{物料气体体积流量, m}^3/\text{h}}{\text{催化剂床层体积, m}^3}$$

催化剂负荷定义:

$$C = \frac{G}{V_R} = \frac{\text{物料的质量流量, kg/h}}{\text{催化剂床层体积, m}^3}$$

设计的前提是新设计的反应器也能保证与提供数据的装置相同的操作条件,如催化剂性质、粒度、原料组成、气体流速、温度和压力等,由于规模的放大,要做到全部相同是困难的,尤其是温度分布。经验设计法虽然能在缺乏动力学数据的情况下简单地估算出床层体积,但是由于对整个反应体系的反应动力学、传热和传质等情况缺乏真正的了解,因而是比较原始和不精确的,不能实现高倍数的放大。

例 5-12: 萘用空气催化氧化制备苯酐, 已知原料气体体积流量 $V_0 = 3600 \text{ m}^3/\text{h}$ (由生产任务计算确定), 空速 $S_v = 1000 \text{ h}^{-1}$, 催化剂堆积密度 $d' = 0.5 \text{ t/m}^3$, 求固定床反应器的床层体积、催化剂装填量, 确定列管的直径、根数和催化剂的装填高度。

解:

$$S_v = \frac{V_0}{V_R}$$

$$V_R = \frac{V_0}{S_v} = \frac{3600}{1000} = 3.6 (\text{m}^3)$$

装填的催化剂质量为:

$$W_{\text{cat}} = 0.5 \times 3.6 = 1.8 (\text{t})$$

氧化器主要工艺尺寸的确定: 如果选择列管内径为 25mm, 列管根数 $N = 2939$, 则床层高度:

$$L = \frac{V_R}{\frac{\pi}{4} d^2 N}$$

$$L = \frac{3.6 \times 4}{2939 \times \pi \times 0.025^2} = 2.5 (\text{m})$$

例 5-13: 题意同例 5-12, 但条件变为: 已知萘的质量流量为 150 kg/h , 催化剂负荷为 $C = 41.7 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$, 求床层体积和氧化器的主要工艺尺寸。

解:

$$C = \frac{G}{V_R}, V_R = \frac{G}{C} = \frac{150}{41.7} = 3.6 (\text{m}^3)$$

$$W_{\text{cat}} = 0.5 \times 3.6 = 1.8 (\text{t})$$

如果选择列管直径为 25mm, 床层高度取 2.5m, 则列管根数为:

$$N = \frac{V_R}{\frac{\pi}{4} d^2 L} = \frac{3.6 \times 4}{\pi \times 0.025^2 \times 2.5} = 2933.5 (\text{根})$$

(2) 数学模型。反应器的数学模型是把系统有关变量之间的关系归纳成反映反应器性能

和机制的数学方程组,在约束条件下求解方程组,找出答案,这个过程称为数学模型。

20 世纪 60 年代迅速发展起来的数学模型法,是建立在对反应器内部发生的化学反应、传质和传热等过程有了一定认识的基础上,用数学方程组定量地加以描述,并由计算机求出数值解。由于数学模型法抓住了反应器内全部过程的本质和规律,能够比较真实地描述实际过程,因此可以高倍数地放大,加速了过程的开发。目前固定床反应器的数学模型被认为是比较成熟可靠的,不仅用于反应器的设计,也用于检验现有反应器的操作性能,以探求技术改造的途径和实现最佳控制。

固定床反应器的模型按其传递过程的不同,可分为拟均相和非均相两大类。拟均相模型不考虑流体与催化剂间的差别,即不考虑流体与催化剂间的传热和传质阻力,认为 $T_g = T_s$, $C_g = C_s$,把流体和催化剂看成一个整体。非均相模型则考虑了流体与催化剂外表面间的温度梯度和浓度梯度,需对流体和催化剂分别列出物料和热量衡算式。两大类中按复杂程度的不同,又进一步分类。拟均相模型中包括平推流模型,一维基础模型,考虑轴向混合的一维模型和考虑径向混合的二维模型。非均相模型中包括只考虑流体与催化剂外表面间温度梯度和浓度梯度的一维模型,同时考虑颗粒内部温度和浓度梯度的一维模型和考虑径向混合的二维模型,如表 5-14 所示。

表 5-14 固定床反应器数学模型分类

项 目	A 拟均相 $T_g = T_s, C_g = C_s$	B 非均相 $T_g \neq T_s, C_g \neq C_s$
一 维	A I 平推流模型	B I AI + 流体与催化剂外表面间温度、浓度梯度
	A II AI + 轴向混合	B II BI + 催化剂内部温度、浓度梯度
二 维	A III A II + 径向混合	B III B II + 径向混合

表 5-14 中各种模型在实际应用时,应根据具体情况选用最简便的数学模型进行设计。对于气固相固定床反应器,当气体 $Re > 100$ 且床层高度 Z 大于 100 倍颗粒平均直径 d_p 的条件下 ($Z > 100d_p$),轴向返混对转化率的影响可以忽略。一般工业固定床反应器都能满足这一条件,所以可以把反应器看成理想置换反应器。一维模型忽略了径向温度梯度,显然这只适用于热效应不大,反应速率较低的情况。当反应速率较高,热效应较大时,采用二维模型较适合。但是一维模型简便,计算快速,在某些情况下,如用于计算机过程控制的计算,还是适用的。拟均相模型忽略了流体与催化剂颗粒之间和催化剂内部的温度和浓度梯度,实验表明催化表面与周围流体的温度差小于 100°C 时,催化剂内部的温差一般只有几度,因而可以把催化剂看作等温。对于等温的催化剂颗粒,可以应用催化剂有效利用系数 η ,将颗粒内部浓度分别对反应总速率的影响进行归并。另外,工业反应器一般气体的流速较高,传热传质较小,所以流体温度与固体温度差通常只有 $1 \sim 2^\circ\text{C}$,此时可采用拟均相模型。

①拟均相一维平推流模型:它包括物料衡算式、热量衡算式和反应动力学方程式,联立求解三个微分方程式,即可求得达到规定转化率所需要的床层体积或床层高度。

三个微分方程式的基本形式如下(在实际使用时由于单位不同,浓度不同,表达式形式不一。要保证等式两边的因次和单位完全一致)。

a. 反应动力学方程式:

$$r_A = f(x_A, T) \quad (5-135)$$

b. 物料衡算式:

$$N_{A0} dx_A = (-r_A) dV_R = r_w \rho_B \frac{\pi}{4} d^2 \cdot dl \quad (5-136)$$

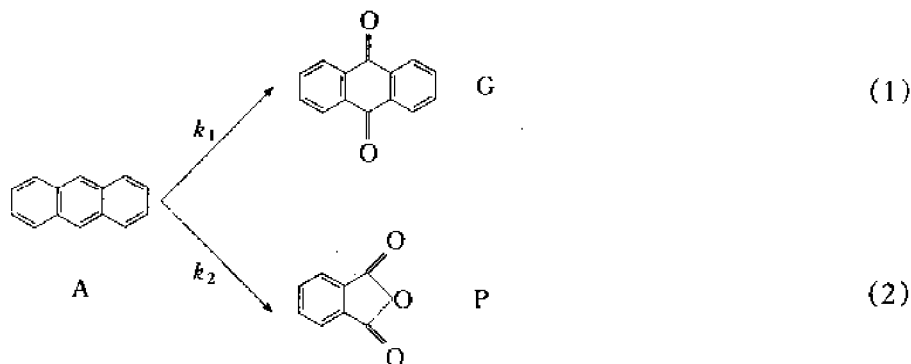
c. 热量衡算式:

$$GC_p dT_m = N_{A0} dx_A (-\Delta H_r^\ominus) - K \pi d (T_m - T_s) dl \quad (5-137)$$

联立求解上面三个方程式,可计算转化率与温度随催化剂床层高度的变化规律,一般可采用图解法、差分法或计算机程序(软件包)求解法三种方法。

例 5-14: 蒽用空气氧化生产蒽醌,采用内径为 25mm 的列管氧化器,生产能力为 250t/a,试用拟均相一维平推流模型计算:转化率达到 98% 时,床层高度和列管根数;画出转化率、产率和床层温度沿床层高度的变化曲线。

解:a. 根据歌特和安德罗柯夫提出的动力学数据,可把复杂的蒽氧化反应简化成两个平行反应:



其中反应(1)为主反应,反应(2)为副反应。这两个反应都可按假一级反应处理,它们的本征动力学方程是:

$$-\frac{dA}{d\tau} = (k_1 + k_2) A \quad (3)$$

$$\frac{dQ}{d\tau} = k_1 A \quad (4)$$

$$\frac{dP}{d\tau} = k_2 A \quad (5)$$

$$k_1 = 3.1491 \times 10^{13} \times e^{\frac{-39227.7}{RT}}$$

$$k_2 = 6.3662 \times 10^{10} \times e^{\frac{-33502.7}{RT}}$$

在实际生产中,氧化反应受内扩散控制,所以实际反应速率应根据催化剂微孔利用情况加以校正。假设 η_1 、 η_2 分别表示两个平行反应的催化剂有效利用系数,则实际的氧化反应(1)和(2)的速率常数分别为 $\eta_1 k_1$ 和 $\eta_2 k_2$ 。

b. 产率公式:主反应产率为 y_1 ,副反应产率为 y_2 ,其计算公式为:

$$y_1 = \frac{\eta_1 k_1 x_A}{\eta_1 k_1 + \eta_2 k_2} \quad (6)$$

$$y_2 = \frac{\eta_2 k_2 x_A}{\eta_1 k_1 + \eta_2 k_2} \quad (7)$$

式中: x_A ——葱的平均转化率。

c. 物料衡算式:

$$\frac{N_{A0}}{N} \cdot \Delta x_A = (\eta_1 k_1 + \eta_2 k_2) A_0 (1 - x_A) \frac{T_0 P_0}{T_A P_A} \frac{\pi d^2 \Delta l}{4} \cdot \varepsilon_B \quad (8)$$

d. 热量衡算式:

$$G_m \frac{\pi d^2 C_p \Delta T}{4} = h_w \pi d \Delta l (T_w - T_A) A_0 (1 - x_A) - \frac{N_{A0}}{N} \cdot \Delta x_A (Z_1 \Delta H_1 + Z_2 \Delta H_2) \quad (9)$$

式中: $Z_1 = y_1 / (y_1 + y_2)$, $Z_2 = y_2 / (y_1 + y_2)$ 。

床层压力降公式:

$$-\frac{dP_A}{dl} = \frac{G_m^2 R T_A}{D_p P_A M} \times \frac{1 - \varepsilon_B}{\varepsilon_B^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon_B)}{\frac{D_p G_m}{\mu}} + 1.75 \right]$$

将已知数代入上式,并写成差分式:

$$\Delta P_A = 1.0069 \times 10^5 \cdot \Delta l \frac{T_A}{P_A} \quad (10)$$

催化剂有效系数计算公式:

$$\eta = \frac{\tanh h_T}{h_T} \quad (11)$$

式中: h_T ——西勒模数。

$$h_T = \frac{D_p}{6\sqrt{k}} \sqrt{\frac{k}{D_p \rho_b V_g}} \quad (12)$$

平均温度和平均转化率计算公式:

$$T_A = T_0 + \frac{1}{2} \Delta T' \quad (13)$$

$$x_A = x_{A0} + \frac{1}{2} \Delta x_A' \quad (14)$$

e. 将式(6)~式(14)确定解法及编写程序,并输入工艺条件、氧化器和催化剂物性等参数。

催化剂:球形, $D_p = 0.7 \text{ cm}$, 孔容 $V_g = 0.5590 \text{ cm}^3/\text{g}$, 比表面积 $S_g = 5.43 \text{ m}^2/\text{g}$, 堆积密度 $\rho_b = 0.40 \text{ g/cm}^3$, 床层空隙率 $\varepsilon_B = 0.48$ 。

操作条件: $T_0 = 589 \text{ K}$, $T_w = 638 \text{ K}$, $P_0 = 1.2 \text{ kg/cm}^2$, $F_{A0} = 0.0582 \text{ mol/s}$, $y_0 = 0.00361$ 。

反应器主要工艺尺寸: $d_{pi} = 3.1 \text{ cm}$, $N = 1238$ 根。

其他参数: $\Delta H_1 = -553.7 \text{ kJ/mol}$, $\Delta H_2 = -3906.4 \text{ kJ/mol}$, $C_p = 1.068 \text{ J/(g} \cdot \text{K)}$, $h_w = 0.004 \text{ J/(cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)}$, $M = 29.35$, $\mu = 3.2 \times 10^{-4} \text{ g/(cm} \cdot \text{s)}$ 。

f. 程序框图见图 5-60。

g. 计算结果。

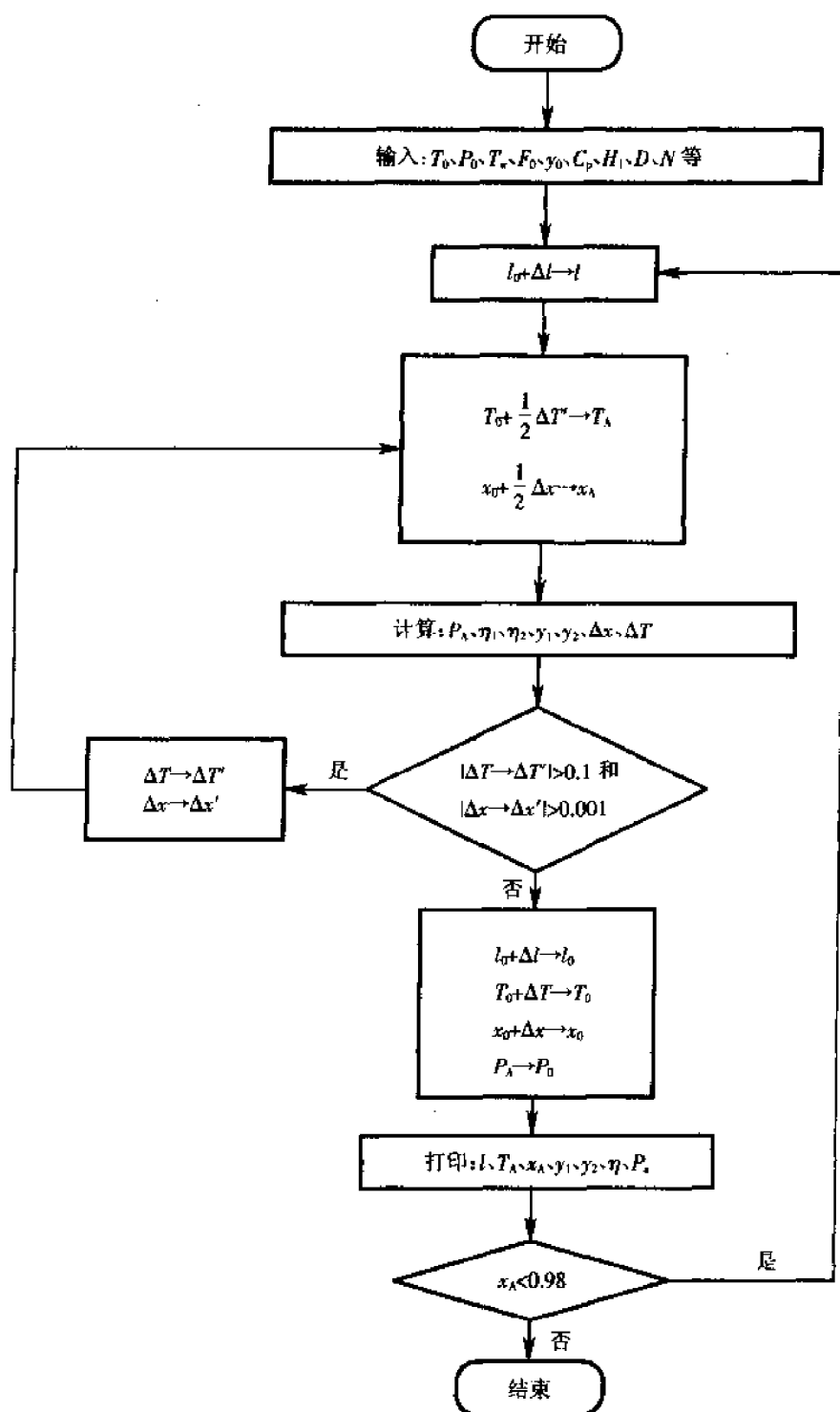


图 5-60 程序框图

当 $x_A = 0.98$ 时, 床层高度 $L = 25\text{cm}$, 主产率 $y_1 = 0.8900$, 副产物产率 $y_2 = 0.0904$, 温度峰值 $T_A = 651.9\text{K}$, 这些数值与实际情况接近。

将结果绘成 $T_A - L, x_A - L, y_1 - L$ 曲线, 如图 5-61。

②二维拟均相平推流模型: 一维模型忽略了床层径向浓度与温度分布, 在固定床反应器设

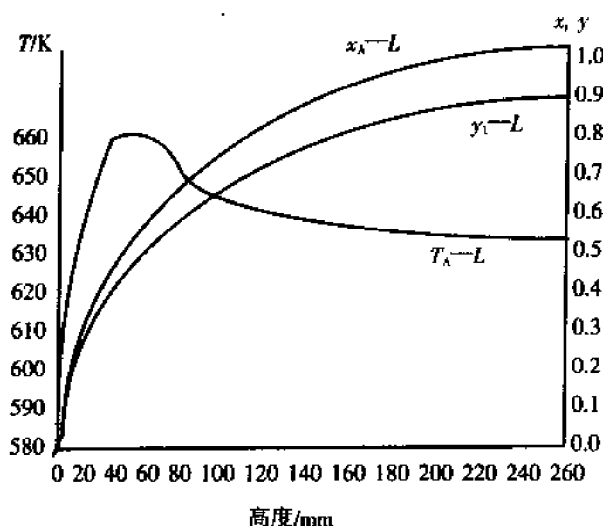


图 5-61 床层温度、转化率和产率沿床层高度的变化曲线

x_A-L 为转化率分布曲线, y_1-L 为产率分布曲线, T_A-L 为温度分布曲线

计中,如必须考虑径向梯度,可采用二维模型进行计算,二维模型与一维模型设计方法相似,包括物料、热量衡算式及动力学式。

a. 物料衡算式:通过与建立二维床热量衡算式(5-137)相类似的推导步骤,取有效扩散系数为常数,忽略轴向扩散,可以得到下式:

$$\bar{\omega} \frac{\partial C}{\partial Z} = D_{\text{eff}} \left(\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C}{\partial r} \right) - r_A \quad (5-138)$$

b. 热量衡算式:

$$GC_p \left(\frac{\partial T}{\partial Z} \right) = \lambda_c \left(\frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} \right) + (-\Delta H_r^\ominus) r_A \quad (5-139)$$

c. 反应动力学式:

$$r_A = f(C, T_m) \quad (5-140)$$

式(5-139)及式(5-140)为非线性二阶偏微分方程组,一般用计算机软件包求解,边界条件为:当 $Z=0$ 时, $C=C_0$, $T=T_0$ ($0 \leq r < R$)。当 $r=0$ 或 $r=R$ 时, $\frac{\partial C}{\partial r} = 0$ 。当 $r=0$ 时, $\frac{\partial T}{\partial r} = 0$; $r=R$ 时, $\frac{\partial T}{\partial r} = -\frac{h_{\text{ew}}}{\lambda_c} (T_R - T_s)$ 。

如用手算,可用差分法求解,计算程序如下:

a. 将床层轴向及径向分成 n 及 m 份,每份为 ΔZ 及 Δr ,则:

$$Z = n\Delta Z, r = m\Delta r$$

径向浓度的一次差分:

$$\Delta r C = C_{m+1,n} - C_{m,n}$$

径向浓度的二次差分:

$$\Delta r^2 C = (C_{m+1,n} - C_{m,n}) - (C_{m,n} - C_{m-1,n})$$

轴向浓度的一次差分:

$$\Delta ZC = C_{m+1,n} - C_{m,n}$$

b. 将式(5-138)写成差分方程:

$$C_{m,n+1} = C_{m,n} + \delta [C_{m+1,n} - 2C_{m,n} + C_{m-1,n} + \frac{1}{m}(C_{m+1,n} - C_{m,n})] - \theta(r_A)_{av} \quad (5-141)$$

式中: $\delta = \frac{\Delta Z}{(\Delta r)^2} \cdot \frac{D_r}{\omega}$, $\theta = \frac{\Delta Z}{\omega}$ 。

同理式(5-139)可写成:

$$T_{m,n+1} = T_{m,n} + \alpha [T_{m+1,n} - 2T_{m,n} + T_{m-1,n} + \frac{1}{m}(T_{m+1,n} - T_{m,n})] - \beta(r_A)_{av} \quad (5-142)$$

式中: $\alpha = \frac{\Delta Z}{(\Delta r)^2} \cdot \frac{\lambda_c}{GC_p}$, $\beta = \frac{(-\Delta H)\Delta Z}{GC_p}$ 。

c. 选择差分变化区间 ΔZ 及 Δr 。

d. 将物性数据代入方程组计算 $\alpha, \beta, \delta, \theta$ 值。

e. 根据反应器物料进口 ($n=0$ 时) 的温度及浓度分布情况, 即可计算出下一区段 ($n=1$ 时) 截面上各点的温度和浓度, 按照同样方法, 得到其他各区间末端的数据, 直到与规定的出口浓度相当时为止, 即为床层高度。但在 $m=0$ 的中心轴处, 因为 $\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r}$ 不定值,

$$\lim_{r \rightarrow 0} \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r} = \frac{\partial^2 T}{\partial r^2}$$

解出在中心轴处 ($m=0$) 的计算式:

$$T_{0,n+1} = T_{0,n} + 4\alpha(T_{1,n} - T_{0,n}) + \beta(r_A)_{av} \quad (5-143)$$

$$C_{0,n+1} = C_{0,n} + 4\delta(C_{1,n} - C_{0,n}) - \theta(r_A)_{av} \quad (5-144)$$

f. 公式中 $(r_A)_{av}$ 为这一区间的平均反应速度, 取算术平均值。

$$(r_A)_{av} = \frac{(r_A)_{m,n} + (r_A)_{m,n+1}}{2}$$

因此需要采用试差法计算。先假定 $(r_A)_{av}$, 根据差分方程组, 已知前一区间末端数据 $T_{m,n}$ 及 $C_{m,n}$, 计算出 $T_{m,n+1}$ 及 $(r_A)_{m,n+1}$, 再核对 $(r_A)_{av}$, 直至与假定 $(r_A)_{av}$ 数据相吻合为止。

从上述计算程序可看出, 二维数学模型采用笔算很麻烦, 因此应该采用计算机程序求解 (如用 Matlab 等软件)。

五、反应器的设计要点与程序

化学反应种类繁多, 性质各异, 反应器的结构型式也多样。按照相态反应器可分为均相与非均相反应器; 按操作状态可分为间歇操作、半连续操作和连续操作; 按物料流动状态可分为平推流与全混流; 按传热特征可分为等温、绝热与非等温非绝热型; 按结构形式可分为管式反应器、固定床反应器、移动床反应器、流化床反应器、气液相反应器及搅拌釜式反应器等。表5-15列出了常见反应器的型式和特点。

表 5-15 反应器的型式与特点

型 式	适用 反 应	特 点	生 产 实 例
管 式	气相、液相	返混小,所需反应体积小,比传热面大	石油裂解、甲基丁炔醇合成、管式法高压聚乙烯
板式塔	气—液	逆流接触,气液返混小,流速有限制	异苯丙氧化、苯磺化
精馏塔	液相、气—液	结构简单,返混小,压降小,有温差,填料装卸麻烦	化学吸收、丙烯连续聚合
喷雾塔	气液快速反应	结构简单,液体表面积大,停留时间受塔高限制,气流速度有限制	高级醇的连续磺化
鼓泡塔	气—液、气—液—固 (催化剂)	气相返混小,液相返混大,温度易调节,气相压降大	苯的烷基化、乙烯基乙炔合成、二甲苯氧化
湿壁塔	气—液	结构简单,液体返混小,温度及停留时间易调节,处理量小	苯的氧化
移动床	气—固 (催化剂或非催化剂), 催化剂失活快的反应	固体返混小,气固比可变性大,粒子输送容易,床层温差大,调节困难	石油催化裂化、矿物焙烧或冶炼
流化床	气—固 (催化剂或非催化剂), 催化剂失活快的反应	传热好,温度均匀易控制,催化剂有效系数大,粒子输送容易,床层返混大,操作条件限制大	石油催化裂化、甲基氯硅烷合成、丙烯氨氧化制丙烯腈
固定床	气—固 (催化剂或非催化剂)	返混小,高转化率时催化剂用量少,传热温差不易控制	合成氨、 SO_2 氧化制 SO_3 、乙烯氧化制环氧乙烷
涓流床	气—液—固 (催化剂)	催化剂带出少,易分离,气液要求分布均匀,温度调节困难	焦油加氢精制和加氢裂化、丁炔二醇加氢
蓄热床	气相、以固相为载热体	结构简单,调节范围广,切换频繁,温度波动大,收率低	石油裂解、天然气裂解
载流管	气—固 (催化剂或非催化剂)	结构简单,处理量大,固体传送方便,停留时间有限	石油催化裂化
一级或多级串联 搅拌反应器	液相、液—液、液—固相	适用性大,操作弹性大,连续操作时温度与浓度容易控制	苯的硝化、氯乙烯聚合、釜式法高压聚乙烯
螺旋挤压机式	高黏度液相	停留时间均一,能连续处理高黏度物料,传热较困难	聚乙烯醇的醇解、聚甲醛及氯化聚醚的生产

1. 反应器的设计要点 在反应器设计时,除了通常说的“合理、先进、安全、经济”原则,在落实到具体问题时,需考虑下列设计要点。

(1) 保证物料转化率和反应时间。设计者根据物料的转化率和必要的反应时间,在选择反应器型式时,可以作为重要依据;选型以后,可计算反应器的有效容积,确定长径比及其他基本尺寸,决定设备的台件数。

(2) 满足反应的热传递要求。化学反应往往都有热效应,要及时移出或加入适量热量。因

此在设计反应器时,要保证有足够的传热面积,并有一套能适应所设计传热方式的有关装置。此外,在设计反应器时还要有一套温度测控系统。

(3)设计适当的搅拌器或类似作用的机构。物料在反应器内接触,应当满足工艺规定的要求,使物料处于湍流的状态,有利于传热传质过程的实现。对于釜式反应器,依靠搅拌器来实现物料流动和混合接触;对于管式反应器,往往由外加动力调节物料的流量和流速。

(4)注意材质选用和机械加工要求。釜式反应器的材质选用通常都是根据工艺介质有无腐蚀性,或在反应产物中防止铁离子渗入、要求无锈,或要考虑反应器在清洗时可能碰到腐蚀性介质等。此外,选择材质与反应器的反应温度、加热方法有关联,与反应粒子的摩擦程度、摩擦消耗等因素也有关。

2. 反应器设计程序

(1)确定反应器操作方式。根据工艺流程的特点,确定反应器是连续操作还是间歇操作。

(2)汇总设计基础数据。工艺计算依据如生产能力、反应时间、温度、装料系数、物料膨胀比、投料比、转化率、投料变化情况以及物料和反应产物的物性数据、化学性质等。

(3)计算反应器体积。

①连续反应:由工艺设计规定的生产能力,确定全年的生产时间,算出每小时反应器需要处理(或生产)的物料量(V_p)。根据物料的平均停留时间(t)和设备的台数就可以算出每釜的物料体积。在选用反应器时,一般把选用的台数与实际操作的台数之间,用一个设备备用系数 n 关联, n 通常为 1.05 ~ 1.30。由物料体积 V_p 和装料系数 φ 计算釜的体积。在液相反应时通常取 $\varphi = 0.7 \sim 0.8$,对于有气相参与的反应或易起泡的反应 $\varphi = 0.4 \sim 0.5$,此值应视具体情况而定。

②间歇反应:从工艺设计要求的年产量决定日投料量(V_c),再从每釜反应所用的时间(包括辅助时间等) $t_{\text{釜}}$,计算出 24h 内釜的反应周期数($\alpha = 24/t_{\text{釜}}$)、每釜处理的物料体积($V_p = V_c/\alpha$),得到每釜实际体积($V = V_p/\varphi$)。间歇釜的装料系数 φ ,可以比连续操作再适当放宽些,取上限或略大。

(4)确定反应器设计(选用)体积和台数。根据上列计算的反应器“实际体积”和反应器台件数 $m(m = m_p \cdot n)$ 都只是理论计算值,应加以圆整。若选用系列产品的反应器,应根据规定的反应器体积系列(如 500L、1000L、1500L 等)加以圆整,连同设备台数 m 一并确定。例如计算出: $V = 1.25\text{m}^3$, $m = 3.45$,则可以选用 1.5m^3 (1500L) 反应器 3 台,或 1000L 反应器 5 台,2000L 反应器 3 台。一般说,反应器体积越小,相对传热面积越大,搅拌效果越好,物料返混激烈等,但停留时间未必符合要求。

如系非标准设备的反应器,则还要决定长径比以后再校算,但可以初步确定为一个尺寸,即将直径确定为一个国家规定的容器系列尺寸。

(5)反应器直径和筒体高度、封头确定。反应器直径为 D ,筒体高为 H ,长径比为 $r(H/D)$ 。对于反应器设计,先确定长径比,一般取 $r = 1 \sim 3$,根据工艺条件和经验,不同反应有各自的长径比。 r 越接近于 1,釜型属矮胖型(如 K 型),单位体积内消耗的钢材最少。液体比表面大,适于间歇反应。 r 增大,釜向瘦长型趋近。当 $r = 3$ 时,就是常见的半塔式反应器(生物化工中常用),单位体积釜内传热面积增大。 r 越大,传热比面积越大,可以减少返混,对于有气体参加的

反应较为有利,停留时间较长,但加工困难,材料耗费较高,搅拌支承也有一定的难度。

根据工艺条件和经验大体选定 r 之后,先将釜的直径 D 确定下来(圆整结果),再确定封头型式,查阅有关机械手册,并查出封头体积(下封头) $V_{\text{封头}}$,则釜的体积为:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H + V_{\text{封头}} \quad (5-145)$$

如果 V 不合适,可更新假定直径(圆整),再试算直到满意为止。

(6) 传热面积计算和校核。反应器最常见的冷却(加热)形式是夹套。它制造简单,不影响釜内物流的流型,但传热面积小,传热系数也不大。反应器的长径比直接影响到传热面积,传热面积计算公式和方法同一般传热体系。如果计算传热面积(须以投料高度计算)足够,就认为前面所确定的长径比合适或所选系列设备合适,否则要调整尺寸。如计算传热面积不够,则可能应在釜内设置盘管、列管、回形管以增大传热面积。但釜内构件增加,将影响物流,易粘壁、结垢或有结晶沉淀产生的反应通常不主张设置内冷却(或传热)器。

在进一步确定反应器型式和尺寸并经过校算之后,才能最终确定釜型和容积直径及其他基本尺寸。

(7) 搅拌器设计。对于搅拌器的选型,一般根据液体黏度、釜的容积、操作目的和主要影响因素来选型。各类文献都有许多选型表格可供参考。

(8) 管口和开孔设计。根据工艺要求有进出料口、夹套开孔、釜底釜盖开孔、有关仪器仪表接口、手孔、人孔、备用口等。

(9) 画出反应器设计草图(条件图)或选型型号。对于气固相催化反应的固定床来说,主要问题是催化剂的体积和用量、床层堆积方案 and 高度、传热面积。通常设计步骤如下。

① 汇总物料衡算和物性数据,按工艺要求的年生产量算出要求的每小时进料量(V_h)。

② 计算床层体积:根据经验和生产数据,确定催化剂的空塔速度 U ,则催化剂的体积(V_c)。

$$V_c = \frac{V_h}{U} \quad (5-146)$$

式中: V_c ——催化剂体积, m^3 ;

V_h ——工艺要求每小时气体流量, m^3/h ;

U ——催化剂空塔速度, $\text{m}^3 \text{ 物料}/(\text{m}^3 \text{ 催化剂} \cdot \text{h})$ 。

床层体积:

$$V = V_1 + V_2 + V_c + V_0 \quad (5-147)$$

式中: V ——固定床体积, m^3 ;

V_1 ——原料分布体积空间(下空间), m^3 ;

V_2 ——物料分离空间(上空间), m^3 ;

V_c ——催化剂体积, m^3 ;

V_0 ——堆积空隙体积, m^3 。

③ 计算床层高和直径:假设一个圆整直径,根据床内有效体积核算床层高度,再估算催化剂堆积高度,验算气速,保证反应的停留时间。如果假设不合理,重新假设再试算。

④验算流体阻力和传热系数 K : 流体阻力太大说明床径设计太小, 动力消耗偏大。宁可增加催化剂体积, 而不主张流体阻力偏大, 以免整个系体的操作变得麻烦。传热系数 K 值, 通常取某个经验值或中试实测值。

⑤绘制反应器设计条件图, 决定床层和床底、床顶的开口方位、标注尺寸等。

复习指导

1. 随工艺流程的确定和物料、热量衡算, 设备的功能和要求已具体明确。本章中, 将工艺流程的每一环节落实到具体的机械设备, 并对设备的大小、形状、型号、材质等要求, 做定量的准确描述。流程是灵魂, 设备就是躯壳; 流程是从战略高度考虑, 设备则从战术上实施战略。

2. 设备工艺设计, 对定型和标准设备来说就是选取具体的型号, 对于非标准设备则是通过化工计算, 提出型式、材料、尺寸和其他一些要求, 供机械相关专业进行机械加工设计, 再由机械加工厂制造。

3. 设备工艺设计的一般程序, 首先明确设备的化工单元类型, 根据工艺要求确定设备材质, 并结合衡算结果确立工艺操作条件如温度、压力、流量流速、投料方式、工作周期等, 以此作为设备工艺设计的主要依据。进而确定定型设备的型号或进一步计算非标准设备基本尺寸。

4. 反应器是化工过程的中心, 是成功实现化学反应得到目的产品的关键地点, 反应器的设计与化学、传质、传热和安全等因素有关, 反应器必须符合物料衡算、热量衡算的要求。

5. 化工生产根据工艺条件和生产任务等因素需要分为连续性和间歇性生产。根据传质和传热的需要, 反应器的几何形状可分为锅式、塔式或罐式以及管式。不同形状的反应器, 其内部的物料速度分布、浓度分布、温度分布和粒子停留时间等状况均不同。

6. 管式反应器具有结构简单、加工方便、生产能力大、容易实现自动控制、节省动力、传热面积大等优点。本章介绍了根据不同反应介质和反应状态下的管式反应器的特点, 并计算了不同管式反应器的数学模型及其数值计算方法, 以指导反应器的设计。

7. 釜式反应器是化工生产中常用的反应器, 由于体积大, 主要通过搅拌来促进传热和传质。连续操作的搅拌反应器由于釜内物料容量大, 比其他型式连续操作反应器更容易控制, 操作稳定性高。同时, 连续操作搅拌反应器内存在较严重的逆向混合, 降低了化学反应的速率。设计釜式反应器时, 需要计算反应器的容积、反应器个数、加料速率、最终转化率或最终浓度。

8. 气固相催化反应器可分为固定床与流化床两大类。了解气固相催化反应过程和机理, 熟悉各类反应器类型, 掌握反应器内物料的传质和传热的计算, 是设计和保证该类反应器成功与否的基本要点。

9. 尽管有不少反应器已经定型化、标准化, 但有时对反应的动力学因素影响情况缺乏全面深刻的了解, 不能仅通过工艺计算明确反应器的基本尺寸, 需借助经验放大设计或理论模拟。

第六章 化工厂布置

第一节 厂址选择

一、概述

化工厂布置是化工厂设计中的重要内容,主要包括三方面:厂址选择、化工厂总平面布置、车间布置及管道设计。

新建项目应根据国家规划和地区经济发展,选择适宜于建设该项目的地方进行建厂。

化工厂总平面布置和车间布置是对化工厂各建筑物及车间内的设备等设施配置安排合理的布局,便于生产维修,节省投资。这项工作要求工艺设计人员与总图、土建、设备、自控、电力、给排水等专业人员在密切合作下完成。

二、厂址选择的基本原则

厂址选择是化工装置建设的一个重要环节,也是一项政策性、技术性很强的工作。厂址选择对工厂的建设进度、投资数量、经济效益、环境保护及社会效益等方面都有重大影响。由于只有厂址选择确定之后,才能估算基建投资额和投产后的生产成本,才能对经济效益、环境影响、社会效益进行分析评估,判断项目的可行性,因此厂址选择工作是可行性研究的一部分,在有条件时,也可在编制项目建议书阶段进行。

根据我国国情,选厂工作是在长远规划的指导下选择符合建厂要求的厂址。选择厂址的原则有:

- (1) 厂址应符合国家工业布局,城市或地区的规划要求。
- (2) 厂址宜选在原料、燃料供应和产品销售便利的地区。
- (3) 厂址应靠近水量充足、水质良好的水源地。
- (4) 厂址应尽可能靠近原有交通线(水运、铁路、公路),即交通运输便利的地区。
- (5) 厂址地区应具有热电的供应。
- (6) 选厂址时注意节约用地。不占用或少占用良田。厂区的大小、形状和其他条件应满足工艺流程合理布置的需要,并应有发展的余地。
- (7) 选厂时注意当地自然环境条件,并对工厂投产后可能造成的环境影响作出预评价。
- (8) 厂址应避免低于洪水位或在采取措施后仍不能确保不受水淹的地段。
- (9) 厂址附近应建立生产污水和生活污水的处理装置。
- (10) 厂址应不妨碍或不破坏农业水利工程,应尽量避免拆迁。

(11) 厂址应避免建在地震、洪水、泥石流等自然灾害易发生地区,采矿区域、风景及旅游地,文物保护区、自然疫源区等。

全部满足以上各项原则是比较困难的,因此必须根据具体情况,因地制宜,尽量满足对建厂最有影响的原则要求。

第二节 总平面布置

一、概述

在厂址选择后,化工厂的总平面布置图(习惯称为总图)设计的基本任务是结合厂区的各种自然条件和外部条件,确定生产过程中各种对象在厂区中的位置,以获得最合理的物料和人员的流动路线,创造协调而又合理的生产和生活环境,组织全厂构成一个能高度发挥效益的生产整体。

总平面布置图又称厂区布置,将生产、运输、安全、卫生、管理各部门及车间进行统筹安排、寻求物料和人员的最佳流动布局,因此是全局性的。

总图设计时要结合建厂地区的具体条件(如自然、气候、地形、地质、水文资料,以及厂内外运输、公共设施、厂区协作等),按照原料进厂到产品出厂的整个生产工艺过程,经济合理地布置厂区内的建、构筑物,搞好平面和竖向的关系;组织好厂内外交通运输等。工作中必须遵照国家的有关方针政策,充分利用厂址选择时提出的自然资源、运输、动力和水源等条件,结合地形和地质情况、厂区的卫生、防火的技术要求等因素,在充分做好调查研究的基础上进行分析综合。并须进行总图设计方案的比较,以达到工艺流程合理、总体布置紧凑、投资节省、用地节约、建成后能较快投产的目的。

二、布置原则及方法

为使化工厂运转正常,综合利用厂区的各种有力因素,总图的布置原则如下。

(1) 满足生产和运输的要求。

①符合生产工艺流程的要求,避免生产流程的交叉往复,使物料的输送距离尽可能做到最短。

②供水、供热、供电、供汽及其他公用设施尽可能靠近负荷中心,使公用工程介质的运输距离最小。

③厂区内的道路径直短捷,人流与货流之间避免交叉和迂回。货运量大,车辆往返频繁的设施宜靠近厂区边缘地段。

④厂区布置还要求厂容整齐,厂区环境优美,布置紧凑,用地节约。

(2) 满足安全和卫生要求。

①化工厂生产具有易燃、易爆和有毒有害等特点,厂区布置应严格遵守防火、卫生等安全规范、标准和有关规定。

- ②火灾危险性较大的车间与其他车间的间距应按规定的安全距离设计。
 - ③经常散发可燃性气体的场所,如易燃液体灌区等,应远离各类明火源。
 - ④火灾、爆炸危险性较大和散发有毒害气体的车间、装置,应尽量采用露天或半敞开的布置。
 - ⑤环境洁净要求较高的工厂应与污染源保持较大的距离。
- (3)满足有关的标准和规范。总平面布置图的设计应满足有关的标准和规范。常用的标准和规范有:《建筑设计防火规范》;《工矿企业总平面设计规范》;《化工企业总图运输设计规范》;《炼油化工企业设计防火规范》;《石油化工企业设计防火规范》;《厂矿道路设计规范》;《工业企业卫生防护距离标准》。
- (4)为施工安装创造条件。工厂布置应满足施工和安装的作业要求,特别是应考虑大型设备的吊装,厂内道路的路面结构和载荷标准等应满足施工安装的要求。
- (5)考虑工厂的发展。为适应市场的激烈竞争,化工厂布置应为工厂的发展留有余地。
- (6)竖向布置的要求。竖向布置主要满足生产工艺布置和运输,装卸对高度的要求。设计标高应尽量与自然地形相适应,力求使场地的土石方工程量为最小。
- (7)管线布置,工程技术管网的布置及敷设方式等的合理对生产过程中的动力消耗以及投资具有重要意义。
- (8)绿化。绿化是保护自然界生态环境的重要措施,化工厂绿化不仅可以美化环境,还可以减少粉尘等的危害,应与平面布置一起考虑。

三、平面布置

总图设计主要进行化工厂平面布置,即按照工艺路线考虑车间或界区的布置,然后根据考虑公用工程(锅炉房、水泵房、变电所)及辅助车间(机修车间、化验室、消防、环保、仓库等)和行政管理建筑物等的布置。在设计中也可以根据交通运输(公路、铁路)、供电、给排水系统等这些条件来考虑工艺装置的位置。厂内服务设施(锅炉房、机修车间、办公室等)可以在工艺装置确定后,再确定它们的位置。最后考虑总图是否符合安全生产等规则。并与规定条文及标准要求进行对照检查,以验证总图设计的合理性。

1. 建、构筑物的布置 生产工艺流程固然是工厂总平面布置的主要依据。但布置厂区建、构筑物时,主要考虑以下因素:

(1)总图布置紧凑,节约建设用地,少占或不占农田。在总图布置时一定要合理紧凑地布置厂区建、构筑物,减少堆场、管线及道路的占地面积。在总图设计中一般常采用以下方法。

①合理缩小建、构筑物间距。厂区用地中,建筑间距、道路占地往往占很大比重。故在满足卫生、防火、安全等要求下,应合理地紧缩建、构筑物的间距。

②厂房集中布置或加以合并。实践证明,厂房集中布置或车间合并是节约用地、减少投资的有效方法。车间合并时,一般同类型的车间如机械、装配、工具、检修等冷加工车间可以合并,金属材料、总仓库、工具库等可以合并,成品库与最后一个生产工序合并。总之,只要能满足生产要求,技术经济合理,就应尽可能将建、构筑物加以合并。

根据厂房合并程度的不同,一般有下列几种合并方式:

- a. 水平方向合并(将几个生产性质相近的车间并成联合车间)。
- b. 垂直方向合并(由单层改为多层)。
- c. 混合方向合并(单层、多层合并相结合)。

上述方式各有优缺点,应视生产性质和需要而定。

③充分利用厂区场地。总平面布置时应尽量利用厂区场地,减少用地面积。也可将各厂的水、电、蒸汽、排水等统一集中处理,既可节约建设面积又可降低生产成本。

(2)合理划分厂区,满足使用要求,留有发展余地。对于大型企业,根据各厂之间的关系及生产特点划分厂区,各生产区自成一个系统,便于生产和管理。各区除了满足目前的使用要求外,还应根据建设任务的要求,合理保留备用地,作为今后发展用地。

(3)确保安全、卫生和不影响环境。化工厂建、构筑物在平面相对位置初步确定后,就要进一步确定建筑物的间距。决定建筑物间距,除了防火、防爆、防振、防毒、防噪声、防尘、防辐射等防护要求和通风、采光等卫生要求的因素外,还有地形、地质条件、交通运输、管线布置等因素。

①防火要求。建筑物的防火间距是根据生产的火灾危害性、建筑物的耐火等级、建筑面积、建筑层数等因素确定的。一般建、构筑物的防火间距应符合防火的有关规定(石油化工企业设计防火规范 GB 50160,1999 年版及建筑设计防火规范 GBJ 16—1987,2001 年局部修订版)。总平面布置对易燃材料的堆场、仓库及易发生火灾危险的车间,应布置在散发火花和明火火源的上风向,并保证有一定的防火距离。此外,在厂区内还须设置消防通道及设置消防站等设施。

②防爆要求。建、构筑物的防爆间距的确定,要同时考虑两建筑物的性质以及它们之间的相对位置关系,以防止相互影响而引起爆炸。一般讲,易爆炸车间均应布置在容易散发火花的车间的上风向。对于贮存易爆物的仓库,不仅要有一定的防护间距,而且要有可靠的防护设施。

③卫生要求。总平面布置不仅要满足车间的通风、朝向日照、采光等卫生要求,而且要考虑厂区的雨水排除,绿化布置,“三废”治理等要求,这些都应符合国家规定的卫生标准,防止污染环境,以保证人民健康。三废治理是总图设计不可忽视的一个问题。总平面布置时,可将卫生条件要求相似的车间靠近布置,而将产生大量烟尘、粉尘、有害气体的车间和设备相对集中布置,并设置相应的三废治理装置,以达到国家允许的排放标准。

④防振、防震要求。建、构筑物的防振间距是由生产性质、结构措施、振源情况等因素决定。总平面布置时,应尽可能地利用自然地形,将有防振要求的车间离开产生振源的地方。在地震区,建、构筑物的防震除采取抗震结构措施外,总图布置时,还应注意避免将建、构筑物一部分放在河滨和低洼处,而另一部分放在高处。

此外,还有防核辐射、防噪声、防尘等要求。总平面布置时,还要防止这一类建、构筑物对居住区及有防护要求的生产区的影响,应保证有一定的防护间距,因此总图设计人员,应会同有关部门,合理确定防护措施。

(4)结合地形地质,因地制宜,节约建设投资。总平面布置要同时考虑厂区的地形、地貌、工程地质、水文地质等条件,既要满足生产运输要求,安全可靠,又要力求土石方量最小,以达到

工程技术上的经济合理。

总平面布置还要考虑地质条件,特别是山区地质变化复杂,一般山顶土层为残积层。较坚硬稳定,是一种良好的地基,而山脚有时会碰到坡积层,容易滑动。因此,在这种地区建设项目时,一定要进行地质勘探,避免因山体滑坡使整个项目蒙受重大损失。布置建、构筑物时应注意避开岩溶、滑坡、断层等地质。负荷重大的建筑物不应布置在软弱或不稳定的地基上,以防塌方。

(5) 厂房具有特色,大方美观。建筑群体在满足生产工艺要求下,合理划分厂区,布置道路运输系统,进行管道综合、竖向布置、环境保护等设计外,它的空间及造型设计应具有特色,简洁、大方、美观、明朗,显示出工厂生气勃勃的形象。

2. 运输方式的选择 工厂常用的运输方式主要有铁路运输、公路(道路)运输、水路运输和其他特种运输(如架空索道、管道输送等)。

厂内外运输方式应根据工厂的货运数量、货运流向、货运性质,货物(包括超限超重送设备)的单位重量和尺寸,以及工厂所在地区的交通运输条件等因素选定。

(1) 水运。水运投资较少。在工厂生产中如需使用大量廉价的原料如煤、矿石、原油等,且工厂邻近海边,一般优先考虑水运。采用水运的条件是具有一定水深的航道及适宜建造码头的地方。

(2) 公路运输。公路运输具有运输方便,灵活性大,适应性强等优点。因此一般货运量不大的工厂、山区工厂和经常变动货运量的工厂多采用公路运输。

(3) 铁路运输。铁路运输具有运量大、速度快、不受气候条件的限制,保证性强,运费比公路运费低等优点(比水路运费高)。因此对货运吞吐量大,且就近铁路线,特别有自备的货车或槽车的,主要选择铁路运输,例如:

①一般年运量单向大于 60kt 或双向大于 100kt。

②有特殊要求者(如油品运输和大件运输)。

③年运量未达到第①项规定,但接轨条件较好,取送车方便,线路较短(一般专线长度小于 1km),且经济合理者。

3. 管线布置 在化工企业中,公用工程物系以及原料、成品等均利用管道输送,因而厂区有庞大复杂的工程技术管网。工程技术管网的布置、敷设方式等对工厂的总平面布置、竖向布置和工厂建筑群体以及运输设计会产生影响。因此,合理地进行管线布置是至关重要的。工厂管线布置要求如下:

(1) 管线采用平直敷设,与道路、建筑、管线之间相互平行或成直角交叉。

(2) 管线布置应满足线路最短,直线敷设,尽量减少与道路交叉及管线间的交叉。

(3) 为了压缩管线占地,应利用各种管线的不同埋设深度,由建筑物基础外缘至道路中心,由浅入深地依次布置。一般情况下,它们的顺序是:弱电电缆、电力电缆、管沟(架)、给水管、循环水、雨水管、污水管、照明电杆(缆)。

(4) 管线不允许布置在铁路路基下面,但在道路外面则可以布置。

(5) 管道不应重叠布置。

(6) 主管应靠近主要使用设备单元,并应尽量布置在连接支管最多一边。

(7) 考虑企业的发展,预留必要的管线位置。

(8) 管线交叉时的避让原则是:小管让大管,易弯曲的让难弯曲的,压力管让重力管;新管让旧管等。

此外,管线敷设应该满足有关规范、规程、规定的要求。

4. 工厂绿化 工厂区的绿化设计,应与工厂总平面布置统一考虑,同时进行,并且应该与厂区的环境美化设计结合起来进行。化工厂绿化设计采用“厂区绿化覆盖面积系数”及“厂区绿化用地系数”两项指标,前者用来反映厂区绿化水平,后者反映厂内绿化用地状况。

5. 管廊布置 大型装置的管道往返较多,为了方便安装及装置的整洁美观,通常都设集中管廊。

(1) 管廊的布置首先要考虑工艺流程,来去管道要做到最短、最省,尽量减少交叉重复。管廊在装置中的位置以能联系尽量多的设备为宜。一般管廊布置在长方形装置并且平行于装置的长边,其两侧均布置设备,以节约占地面积,节省投资。

(2) 管廊宽度根据管道数量、管径大小、弱电仪表配管配线的数量确定。管廊断面要精心布置,尽可能避免交叉换位。管廊上一般可预留 20% 的余量。

(3) 管廊上的管道可布置为一层、二层或多层。多层管廊要考虑管道安装和维修人员通道。

(4) 多层管廊最好按管道类别安排,一般输送有腐蚀性介质的管道布置在下层,小口径气液管布置在中层,大口径气液管布置在上层。

(5) 管廊上必须考虑热膨胀、凝液排出和放空等设施。如果有阀门需要操作,还要设置操作平台。

(6) 管廊一般均架空敷设,其最低高度(离地面净高度)一般要求为:横穿铁路时要求轨面以上 6.0m,横穿厂内主干道时为 5.5m,横穿厂内次要道路时为 4.5m,装置内管管廊为 3.5m,厂房内的主管廊为 3.0m。

(7) 管廊柱距视具体情况而定,一般在 4~15m 之间。

(8) 一般小型管廊结构形式为单根钢或钢筋混凝土结构。大型管廊为节约投资,一般采用钢筋混凝土框架结构,也有采用钢筋混凝土立柱上加钢梁,这样既便于施工和安装管道,又便于今后增加或修改管道。

第三节 车间布置

一、概述

1. 车间布置的重要性和任务 前已述及,工艺流程设计和车间布置设计是车间工艺设计的两个重要环节,它还是工艺专业向其他非工艺专业提供开展设计的基础资料之一。一个布置不合理的车间,基建时工程造价高,施工安装不便;车间建成后又会带来生产和管理的问题,造成人流和物流紊乱,设备维护和检修不便,增加输送物料的能耗,且容易发生事故。因此,车间布置设计时应遵守设计程序,按照布置设计的基本原则,进行细致而周密的考虑。

车间布置设计的任务,第一,确定车间的火灾危险类别,爆炸与火灾危险性场所等级及卫生标准;第二,确定车间建筑(构筑)物和露天场所的主要尺寸,并对车间的生产、辅助生产和行政—生活区域位置作出安排;第三,确定全部工艺设备的空间位置。

2. 化工车间布置设计的特殊性 化学工业生产产品众多,性质各异,涉及易燃易爆、有毒等特殊性质,因此设计时要区别对待。例如制药工业包括原料药工业和制剂工业。前者包括化学合成药、抗生素、中草药和生化药品的生产;后者包括针剂、片剂、胶囊剂和冲剂等的生产。原料药作为精细化学品,属于化学工业的范畴,在车间布置设计上与一般化工车间具有共同要求。但制药产品(原料药及其制剂)是一种防治人类疾病、增强人体体质的特殊商品,其质量好坏直接关系到人体健康、药效和安全。为了保证药品的质量,必须在严格控制洁净的环境中生产,以防异物、灰尘及细菌污染药品。所以,原料药生产的成品工序(精、烘、包工序)与药剂生产的灌封、制粒、干燥、压片等工序一样,它的新建、改造必须符合《药品生产质量管理规范》(简称 GMP 制度),这是医药品生产特殊性的一方面。

3. 车间的组成 车间一般由生产部分、辅助生产部分和行政—生活部分组成。

生产部分包括生产和包装工序、控制室、贮罐区等。

辅助生产部分包括动力室(真空泵和压缩机室)、配电室、化验室、实验室、机修室、通风空调室,原料、辅料和成品仓库等。

行政—生活部分包括办公室、会议室、工人休息室、更衣室、浴室、厕所和女工保健室等。

4. 车间布置设计的条件、内容和成果 为了叙述方便,现按两段设计进行讨论。

(1)初步设计阶段。车间布置设计是在工艺流程设计、物料衡算、热量衡算和工艺设备设计之后进行的。

①设计需要的条件和资料。

a. 直接资料:带控制点的工艺流程图和工艺操作说明书;设备一览表(包括设备编号、名称、规格型式、材料、数量、设备空重和装料总重、配用电动机大小、支撑要求及保温情况等);物料流程图和动力消耗;厂区总平面图;气象、水文和地质资料;车间人员组成和数量(包括行管、技术人员、车间分析人员、岗位操作工人和辅助工人的人数,最大班人数和男女的比例);动力室、配电室、控制室、分析试验室、库房和行政—生活等用房配备要求。

b. 设计规范和规定:车间布置设计应遵守国家有关劳动保护、安全和卫生等规定,这些规定以国家或主管业务部制定的规范和规定形式颁布执行,定期修改和完善。它们是国家技术政策和法令的具体体现,设计者必须熟悉并严格遵守和执行,不能任意解释,更不能违背。如果违背造成事故,设计者应负技术责任,甚至被追究法律责任。常用的设计规范和规定有:

GBJ 16—1987《建筑设计防火规范》(2001 年局部修订版)。

GB 50160—1999《石油化工企业设计防火规定》。

HG 20571—1995《化工企业安全卫生设计规定》。

GB 2348—1990《工业企业厂界噪声标准》。

GB 50058—1992《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》。

GBJ 87—1988《工业企业噪声控制设计规范》。

GB 500187—1993《工业企业总平面设计规范》。

GB 73—1984《洁净厂房设计规范》。

GB 50316—2000《工业金属管道设计规范》。

GBJ 15—1987《采暖通风与空气调节设计规范》。

SHJ 033—1993《石油化工厂初步设计内容深度规定》。

HG 20519—1992《化工工艺设计施工图内容和深度统一规定》

《中华人民共和国爆炸危险场所电气安全规程》(1987年,试行)。

《药品生产质量管理规范》(卫生部,1988年)。

《药品生产管理规范》(中国医药工业公司,1985年)。

②设计内容。

a. 根据生产过程中使用、产生和贮存的物质的火灾危险性按《建筑设计防火规范》和《炼油化工企业设计防火规定》(石油化工篇)确定车间的火灾危险性类别,属甲、乙、丙、丁、戊中哪一类;按照生产类别、层数和防火分区内的占地面积确定厂房的耐火等级。

b. 对于制药,须按《药品生产管理规范》确定精、烘、包工序的洁净级别。

c. 在满足工艺生产、厂房建筑、设备安装和检修、安全和卫生等项要求的原则指导下,确定生产、辅助生产、生活—行政等部分的布局;决定车间场地与建筑(构筑)物的平面尺寸和高度;确定工艺设备的平、立面布置;决定人流和管理通道,物流和设备运输通道;安排管道电力照明线路,自控电缆廊道等。

③设计成果。车间布置设计的成果是平、立面布置图和布置说明。前者作为初步设计说明书的附图;后者作为初步设计说明书正文的一章(或一节)。

车间平、立面布置图及设备一览表还要提供给土建、设备安装、采暖通风、上下水道、电力照明、自控和工艺管道等非工艺设计作为设计条件。

(2)施工图设计阶段。初步设计经审查通过后,根据审查意见对初步设计进行修改和深化。它与初步设计的不同之处是:

①布置图的表示方法更深,不但要表示设备的空间位置,还要表示出设备的管口以及操作台和支架。

②施工设计仍然提供车间平、立面布置图,但不编入设计正式文件,只作为条件图纸提供给设备安装及其他设计工种,由设备安装工种完成安装设计,并编入正式设计文件。设备安装设计一般包括:设备安装平、立面图;局部安装详图;设备支架和操作台施工详图;设备一览表;地脚螺钉表;设备保温及刷漆说明;综合材料表;施工说明书。

车间布置设计国内传统的分工方法是作为工艺设计的一个组成部分,由工艺专业的设计人员完成,但车间布置进行到施工图阶段,主要技术问题已由工艺专业知识转向机械力学知识,工艺专业人员因这方面知识不足,难于胜任。因此,在施工图设计时,先由工艺专业人员作出施工阶段平、立面布置图,然后提交安装专业完成设备安装设计。

由上面的叙述可知,车间布置设计涉及面广,它是以工艺专业为主导,在非工艺专业如总图、土建、设备安装、设备、电力照明、采暖通风、自控仪表和外管等密切配合下由工艺人员完成

的。因此,在进行车间布置设计时,工艺设计人员要集中各方面的意见,采取多种方案,认真分析比较,选取最佳方案。

5. 车间布置的方法和步骤 根据车间布置的一系列原则,结合具体工程项目变成车间布置的成果——车间布置图,涉及一个科学的生产方法和步骤问题。一般是根据已经确定的工艺流程和设备、车间在总平面图中的位置、车间防火防爆等级和建筑结构类型、非工艺专业的设计要求等,绘制车间平面布置草图,提交土建专业,再根据土建专业的土建图绘制正式的车间布置图。具体步骤如下:

(1)将工艺设备按其最大的平面投影尺寸,以1:100的比例(特殊情况也可采用其他比例)绘制平面图,并注上设备位号。

(2)确定厂房宽度、长度和柱网尺寸,划分生产区、辅助生产和行政—生活区,以1:100的比例绘制。将完成的布置方案提交相关专业征求意见,从各方面进行比较,选择一个最优的方案,再经修改完善,绘制成布置草图,提交土建专业设计建筑图,最后绘制正式的车间布置图。

车间布置图是表示车间的生产和辅助设备以及非生产部分在厂房建筑内外布置的图样,一般比例用1:100,包括车间平面布置图和剖面图(立面图)。

车间平面布置图一般每层厂房绘制一张,它表示厂房建筑占地大小、内部分隔情况以及与设备定位有关的建筑物、构筑物的结构形状和相对位置,主要包括:标注有厂房边墙及隔墙轮廓线,门及开向,窗和楼梯位置,柱子间距、编号和尺寸以及各层相对高度的厂房建筑平面图;安装孔洞、地坑、地沟、管沟的位置与尺寸,地坑地沟的相对标高;吊车及吊车梁的平面位置、操作台平面示意图、操作台主要尺寸与台面标高;设备外形平面图、设备位号、设备定位尺寸和管口方位;辅助室和生活室的位置、尺寸及室内设备器具等的示意图和尺寸。

车间剖面图是在厂房建筑的适当位置上,垂直剖切后绘出的立面剖视图,表现在高度方向上设备布置的情况,主要包括:具有厂房边墙轮廓线、门及楼梯位置、柱间距离和编号以及各层相对标高、主梁高度等的厂房建筑立面图;识别外形尺寸及设备位号、设备高度定位尺寸和设备支撑形式;操作台立面是以突出标高、吊车梁的位置和高度以及地坑、底沟的位置及深度等。

车间布置图的表达深度因设计阶段而有差异。初步设计的平面和剖面图表示设备的定位尺寸,管口方位不表示,厂房建筑一般只表示相对基本结构的要求,设备安装孔、操作台只简单表示;施工图设计阶段的平面和剖面图,设备的主要管口方位、操作平台和安装孔等均要详细表示。

二、厂房布置

车间布置设计既要考虑车间内部的生产、辅助生产、管理和生活的协调,又要考虑车间与厂区供水、供电、供热和管理部分的呼应,使之成为一个有机整体。本节只讨论车间的总体布置,研究厂房外廓形状、层数,车间生产、辅助生产和行政—生活用室的布局。

1. 厂房组成形式 厂房组成形式有集中式和单体式。集中式是指组成车间的生产、辅助生产和生活—行政部分集中安排在一栋厂房中;单体式是指组成车间的一部分或几部分相互分

离并分散布置在几栋厂房中。生产规模较小,车间中各工段联系紧密,生产特点(主要指防火、防爆等级和生产毒害程度等)无显著差异,厂区面积小,地势平坦,在符合建筑设计防火规范(GBJ 16—1987)和工业企业设计卫生标准(GBZ 1—2002)的前提下,可采取集中式。而对于精细化工生产,多数都是小吨位、间歇生产,车间建筑面积不大,常采用集中式。

生产规模较大,车间各工段生产特点差异显著,厂区平坦地形面积较小,可采用单体式。医药产品因规模大而采用单体式长方形式的很多,如华北制药厂的青、链霉素,发酵、过滤在一幢厂房,提炼、精制在另一幢厂房。再如维生素C,千吨以上规模都采用单体式厂房。

2. 厂房的层数 工业厂房有单层、多层或单层和多层结合形式。这几种形式,在一般的化工产品、精细化学品及医药生产中都有应用。主要根据工艺流程的需要,综合考虑占地和工程造价,具体选用。

厂房的高度,主要决定于工艺、安装和检修要求,同时也要考虑通风、采光和安全要求。一般每层高度在一栋厂房中力求统一,不宜变化太多。多层厂房,层高多采用5~6m,最低不能低于4.5m。作三层(计量槽、反应罐、离心机)布置的单层厂房,净空高度不宜低于6m。高温及有毒害气体的厂房,需适当加高。行政一生活用室高度常采用3.0m、3.3m、3.6m。

最常见的几种厂房剖面型式如图6-1所示。

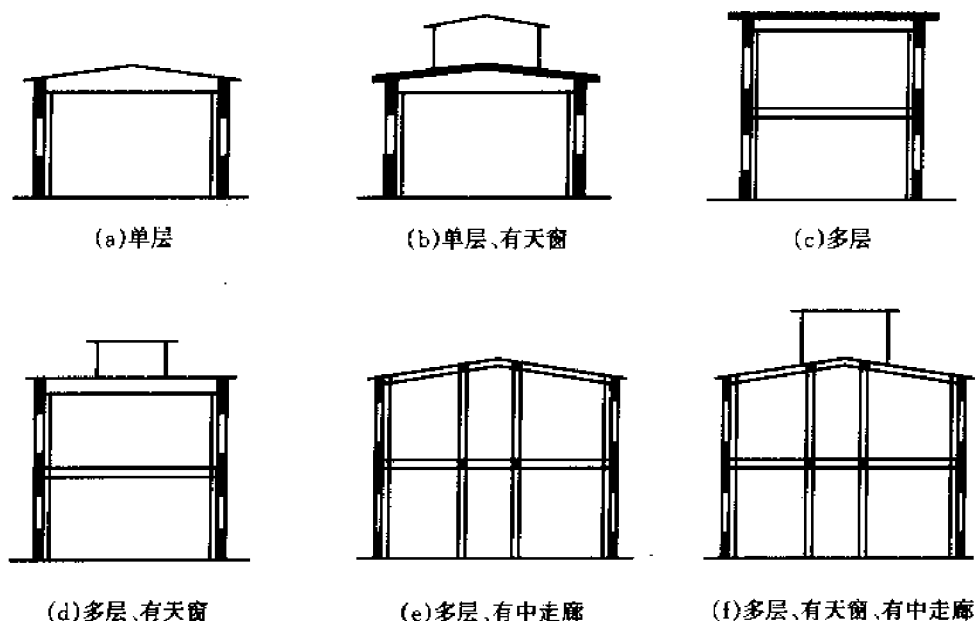


图6-1 几种厂房常见剖面型式

3. 厂房平面和建筑模数制

(1) 厂房平面形状和建筑模数制。厂房的平面形状和长宽尺寸,既要满足工艺的要求,又要考虑土建施工的可能性和合理性。简单的平面外容易实现工艺和建筑要求的统一,因此,车间的平面外形通常采用长方形、L形、T形和门形,尤以长方形为多。这些形状,从工艺要求上看,有利于设备布置,能缩短管线,便于安排交通通道和进出口,有较多可供自然采光和通风

的墙面;从土建上看,占地较节省,有利于单层厂房建筑构件的定型化和机械化施工。

厂房的宽度、长度和柱距,除非特殊要求,单层厂房应尽可能符合建筑模数制的要求。工业建筑模数制的基本内容是:

①基本模数为 100mm。

②门、窗洞口和墙板的尺寸,在墙的水平 and 垂直方向均为 300mm 的倍数。

③一般多层厂房采用 6-6m 的柱网(或 6m 柱距),若柱网的跨度因生产及设备要求必须加大时,一般不应超过 12m。

④多层厂房的层高为 0.3m 的倍数。

(2)工业厂房的常见结构尺寸。一般来说,化工厂的厂房宽度不宜超过 30m,太宽影响采光及通风。常用的宽度为 12m、15m、18m,柱网常按 6-6、6-3-6、6-6-6 布置。例如 6-3-6,表示宽度为三跨,分别为 6m、3m、6m,中间的 3m 是内廊的宽度,见图 6-2。

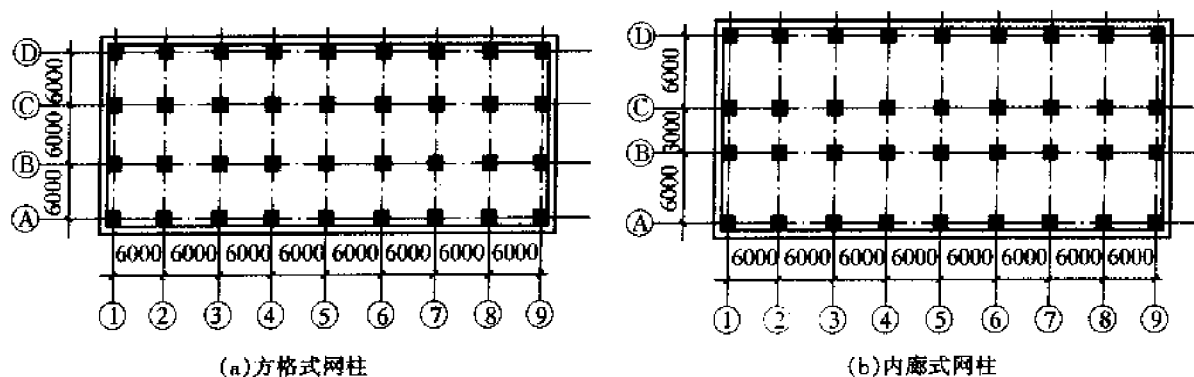


图 6-2 化工、医药厂房常见宽度(mm)

4. 辅助生产和行政—生活部分的布置 车间辅助生产和行政—生活部分统称非生产部分,布置上应做到与生产部分相互呼应,方便生产,便于管理。根据车间的性质和规模,非生产部分可以与车间同置一栋厂房,也可独立设置于另一栋厂房中。行政—生活用房可以在车间中设置,也可以不设置,而由全厂统一考虑。

生产规模较小的车间,厂房组成型式采用集中室。生产工段、生产辅助用房和行政—生活用房的常用布置方案如图 6-3 所示。

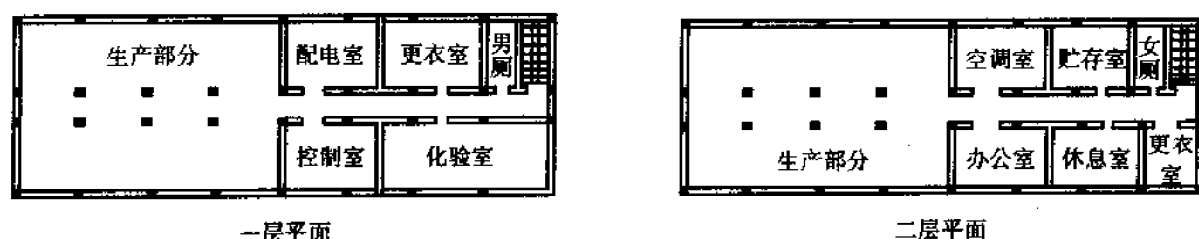
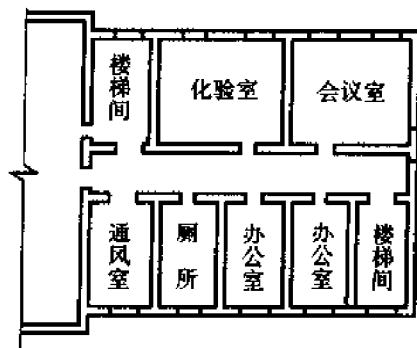
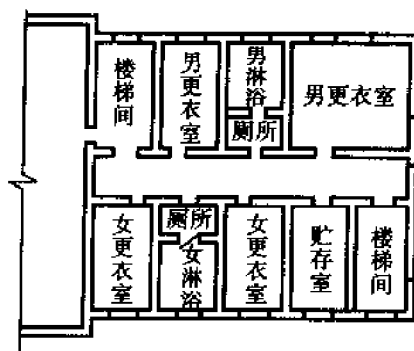


图 6-3 生活室布置图(一)

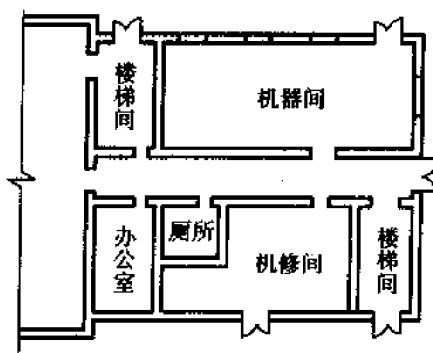
生产部分厂房高度大,非生产部分可采用多层,底层可布置机修、动力室,楼上可布置行政—生活用房,如图6-4所示。



三层平面图



二层平面图



底层平面图

图6-4 生活室布置图(二)

每一间非生产用房的布置既要考虑车间总体布局,又要考虑自身的用途,使之放在最合适的位置。如配电室应尽量靠近车间电力负荷最大的地方;真空泵房应邻近用真空频繁、对真空度要求高的设备;空调室应紧邻使用空调的房间;分析仪器室不能布置在有震动的动力用房的楼上;仓库、机修适应布置在底层等。行政—生活用房与生产部分要有通道相连,并应布置在车间上风方向,减少灰尘、毒害气体的污染。办公室、化验室、试验室人流密度高,宜布置在南面,以充分利用太阳能采暖。厕所、浴室、库房等可布置在北面。

三、设备布置

设备布置的任务是决定工艺设备的空间位置,决定设备的露天与否,决定车间生产部分的通道;确定管道、电气仪表管线及采暖通风管道的走向和位置。这些就是确定车间生产部分建筑物的平、立面具体尺寸的基本依据。

1. 设备布置的基本要求 工艺设备的布置应满足生产工艺、建筑、安装检修和安全卫生等

要求,使之便于操作和安装检修,经济合理,节约投资,美观整齐。

(1)生产工艺的要求。

①除非生产工段之间生产性质有显著差异,设备应按工艺流程的顺序布置,保证水平方向和垂直方向的连续性,使物料能按流程顺序流动,避免交叉往返。一般可将计量设备布置在最高层,主要设备(如反应器)布置在中层,贮槽及离心机等重型设备布置在最低层。设备间的垂直距离,要保证物料能顺利进出。

②设备的排列方法按厂房的宽度来考虑。宽度小(6~9m)的车间,可采用单面排列,操作人员背后是通道。中等宽度(12~15m)的车间,可采用中间布置两排设备,或中间留出通道,设备排列于两边。厂房宽度大(18m)的车间,厂房中间可留出约3m的通道,两边各自排列两排设备,每排设备留出操作位置,约1.5~1.8m。

③每台设备及其附件除自身占有的位置外,还要有操作位置,安装检修位置,堆放一定数量原料、半成品、成品的位置。

④凡属相同设备、或同类型设备、或性质相似及操作有关的设备,应尽可能彼此靠近、布置在一起,以便集中管理、统一操作。

⑤要考虑产品工艺路线可能变化和生产规模的扩大,适当留出添加设备的位置。

⑥设备布置要便于操作,易于读取仪表数值。一般采用背光操作,使操作者位于设备和窗之间。

⑦设备尽量排列整齐,避免过挤过松,应充分考虑配管的方便,使设备间管道长度尽可能短。

设备与设备之间,设备与建筑物之间的净距离,目前尚无统一规定,表6-1所列设备安全距离可供设计参考。化工车间工人操作设备最小距离见图6-5。

表6-1 设备安全距离

序 号	项 目	净安全距离/m
1	泵与泵的距离	不小于0.7
2	泵离墙的距离	至少1.2
3	泵列与泵列间的距离(双排泵间)	不小于2.0
4	计量罐与计量罐间的距离	0.4~0.6
5	贮槽与贮槽间的距离(指车间中一般情况)	0.4~0.6
6	换热器与换热器间距离	至少1.0
7	塔与塔的间距	1.0~2.0
8	离心机周围通道	不小于1.5
9	过滤机周围通道	1.0~1.8
10	反应罐盖上传动装置离天花板距离(如搅拌轴拆装有困难时,距离还需加大)	不小于0.8
11	反应罐底部与人行通道距离	不小于1.8~2.0
12	反应罐卸料口至离心机的距离	不小于1.0~1.5
13	起吊物品与设备最高点距离	不小于0.4
14	往复运动机械的运动部件离墙距离	不小于1.5
15	回转机械离墙距离	不小于0.8~1.0
16	回转机相互间距离	不小于0.8~1.2
17	走廊、操作台通行部分的最小净空高度	不小于2.0~2.5

续表

序 号	项 目	净安全距离/m
18	不常通行的地方,净高不小于	1.9
19	操作台梯子的斜度	一般情况
		不大于 45°
		特殊情况
		60°
20	控制室、开关室与炉子之间距离	15
21	产生可燃性气体的设备和炉子间距离	不小于 8.0
22	工艺设备和通道间距离	不小于 1.0

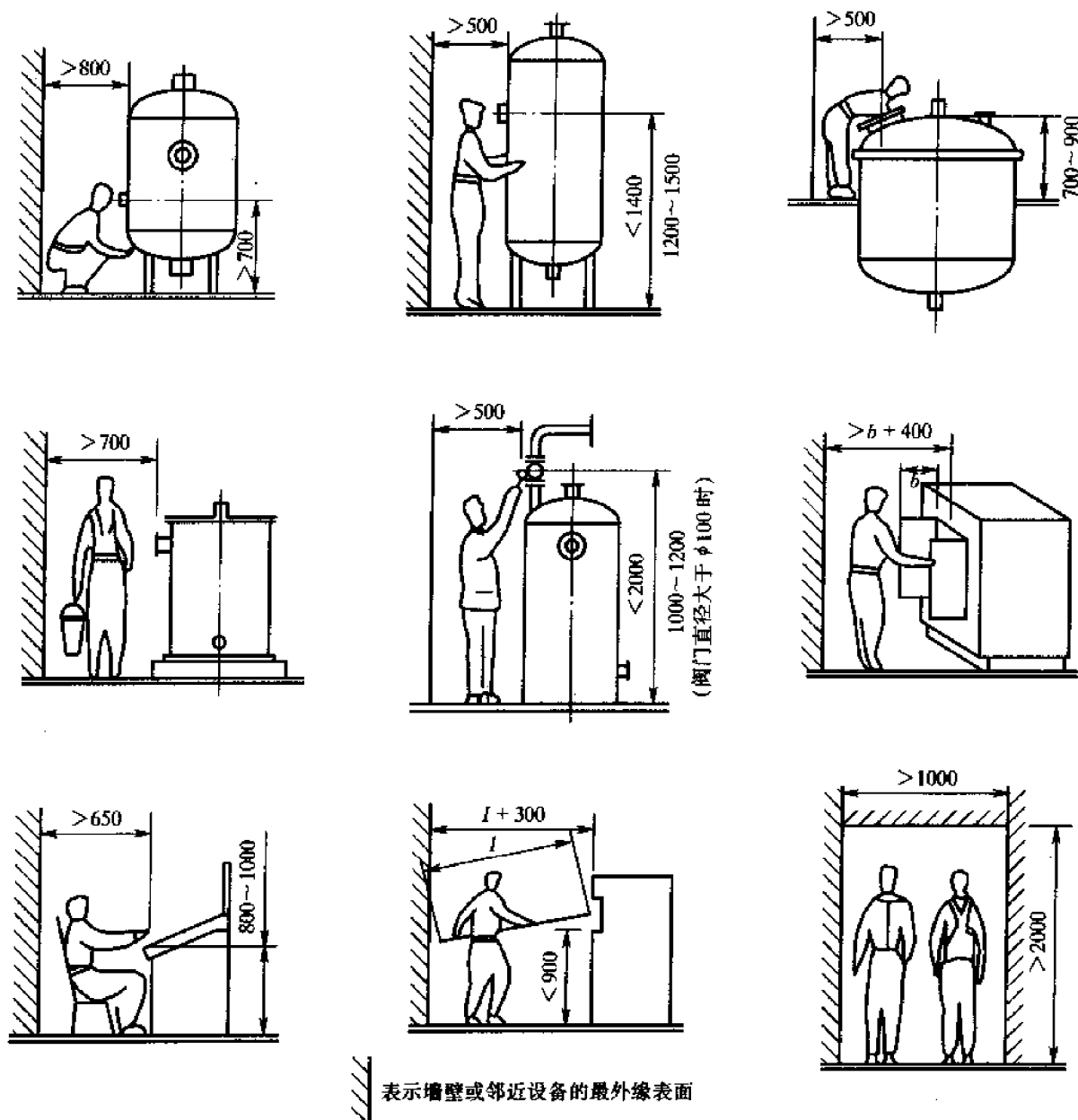


图 6-5 操作设备最小距离(mm)

(2) 设备安装和检修要求。化工产品生产的腐蚀性大,设备需要定期检修和更换。因此全年生产日一般只能安排 300 天,其余时间除了国家法定的节假日之外,就是检修,包括定期的大修和次数不定的小修。车间布置时,一定要满足设备安装、检修的要求。

①要根据设备大小,考虑到机器安装、检修和拆卸的方式,留出设备安装、检修及拆卸需要的面积和空间。

②要考虑设备水平的运输通道,保证设备能顺利进出车间,并能使设备到达安装的位置。经常搬动的设备应在设备附近设置大门或安装孔,大门的宽度应比最大设备宽 0.2m 左右。整体尺寸较大的设备,安装就位后,如无需再整体搬出,可在外墙上设置安装孔,待设备运入后再砌封。尺寸庞大的设备,如发酵罐,采取先安装设备,再施工厂房。

③要考虑设备垂直运输的通道,通过楼层的设备,楼面上要设吊装孔。厂房较短的,吊装孔设在厂房一端[图 6-6(a)];若厂房较长,则吊装孔应设在厂房中央[图 6-6(b)]。多层楼面的吊装孔应集中设置在一两处,在底层吊装孔附近设在大门。吊装孔不宜开得太大,一般控制在 2.7m 以内。对于外形尺寸特别大的设备,可在厂房外墙设置安装孔,设备起吊运输高度应大于运输线路上最高设备的高度(图 6-7)。

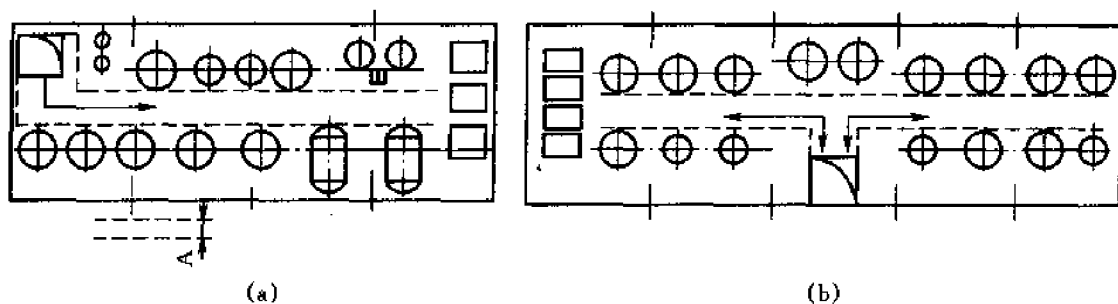


图 6-6 吊装孔布置

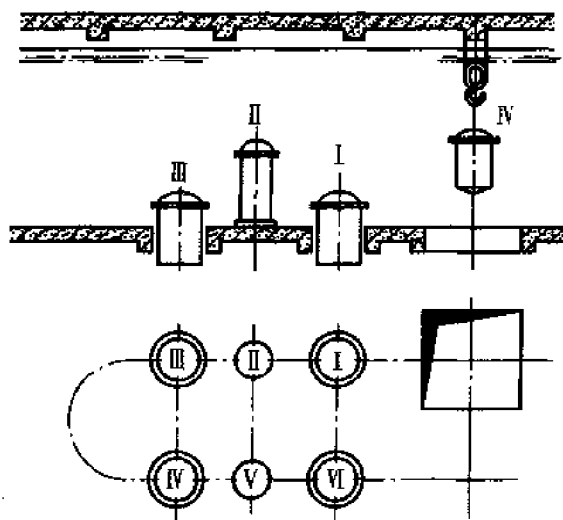


图 6-7 设备起吊高度

反应器、塔设备、蒸发器和萃取设备常常悬挂在楼面或操作台上,设备孔常做成方形,设备由孔中吊上后旋转 45° 使其支撑在楼面或操作台上[图6-8(a)]。方孔角可通过管道,剩余处铺上安全笨子板或钢板。设备孔也可做成圆形,空隙需要比支架突出物最大尺寸(包括保温层)大 $0.1\sim 0.3\text{m}$,设备由上往下座入设备孔中[图6-8(b)]。

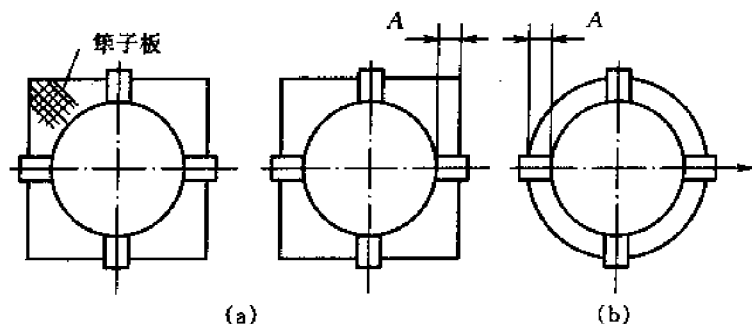


图6-8 设备预留孔形式

④考虑设备安装、检修所需的起重运输设备,可设置永久性起重设备,如起重行车等。

厂房高度需要考虑起重设备本身和物料高度。起重设备也可以设置临时性起重设备,如起重葫芦,此时应预埋吊钩和预留起重场地。

(3)土建要求。

①凡属于十分笨重的设备,或运转时能产生很大振动的设备,如离心机、压缩机、真空泵和鼓风机等应尽可能布置在厂房底层,以减少楼面的载荷和振动。

②强烈振动或静载荷很大的设备,其操作台和设备基础等不得与建筑物的柱、墙和基础连在一起,以免影响厂房的安全。

③对于穿过楼面的设备孔、安装孔和吊装孔,应避开厂房的柱子和主梁,绝不允许穿过主梁,次梁位置可以根据设备布置需要调整。

④厂房中的操作台要统一考虑,整片操作台尽量取统一标高,避免操作台支柱林立,以便于操作,节省建筑空间,保持车间整齐。

⑤在工艺流程允许的条件下,应将较高的设备集中布置在局部提高标高的厂房中,以简化厂房立面形状,避免因满足个别高设备的要求而提高整个厂房。此外,也可以利用天窗的空间安装较高设备。

⑥设备不应布置在厂房沉降缝和伸缩缝处。

⑦厂房的门、窗、楼梯的位置和尺寸要满足人流、物流、设备进出、通风采光和消防安全的要求。

(4)安全卫生和防腐蚀要求。

①高大设备避免靠窗布置,以免影响采光和开窗。如果需要靠窗布置,设备与墙的净距离应大于 0.6m 。

②要充分利用自然通风造成的良好空气对流条件,车间南北向不宜采用墙隔断,可在厂房楼板上设置中央通风孔,房顶上设置天窗,以造成良好的空气对流。

③厂房每小时通风次数应根据具体情况而定。对控制毒害和爆炸的车间,以有害物最大允许浓度和爆炸极限要求决定;对产生大量热量的车间,以车间温度要求来控制。而对于原料药车间,毒害物质的散发是不可避免的,应认真考虑通风,首先要考虑自然通风,如果不能解决,再考虑机械送风和排风。

④全面机械排风,能量消耗大,设备投资也高,有时效果并不理想,只能作为自然通风的一种补充。对特别有毒的岗位(如氰化岗位),设备可设置隔离小间,采用局部排风,常能达到满意的效果。

机械排风总出口,应根据有毒气体的性质,采取净化处理,然后通过高烟囱排入大气。排风口应位于车间下风向,不要与送风口布置在一起。

⑤易燃易爆产品的生产部分,应布置在防火防爆区域内,并尽可能使其局部化,缩小危险场所的面积,在防火防爆区内,防止火源、静电,设备、管道应有效接地,整个建筑应有避雷措施。防爆防火等级高的生产区,宜独立布置在敞开或半敞开的厂房中,或布置在单层靠外墙处或多层厂房的最上层靠外墙处,并采取必要的泄压设施,泄压可采用轻质屋盖,易于泄压的门窗、轻质墙体等。建筑物的泄压面积与厂房体积的比值(m^2/m^3)宜取 0.05 ~ 0.22。车间防爆防火部分与非防爆防火部分用防火防爆墙隔开,或用套间隔开,经过两道有门的墙,防火墙应按规定超过屋面一定高度。

⑥当使用有机溶剂等易燃物品生产时,防火区与非防火区的交界处,应设置门槛或坡度等防止液体流散的设施。此时如有明沟,两相邻区不应连通。装有有机溶剂或有毒气体的设备不宜布置在地坑内,如受条件限制必须设置时,应在地坑内设吸风口排风。

⑦按生产火灾和爆炸的危险等级和建筑物耐火等级,合理设置安全出入口,包括门、楼梯、电梯。除非特殊情况,厂房安全出入口的数目不应少于两个,厂房最远工作地点到外部出口或楼梯的距离应满足规范要求。

⑧对于使用、生产腐蚀性气体、液体和固体的车间,地面、楼面、操作台面均要采取防腐措施。全面防腐处理,会大大提高造价,实际的做法是在一般防腐处理的基础上,对产生腐蚀性介质的设备周围建筑物进行局部的特殊防腐处理。

⑨化工生产车间有毒物质的散发常是不可避免的,车间的燃烧和爆炸危险也实际存在。为了改善工人操作条件,要尽量考虑控制室控制。对于毒害严重、燃烧和爆炸危险性大的岗位,还要采取远距离控制。

⑩对产生严重噪声的设备,要采取防震隔音处理。例如大功率的通风机、压缩机、离心机等噪声,除采取防震消音措施外,通常将其放置于地下室或独立的房间中隔音。

2. 设备的露天布置 设备露天或半露天(如屋墙有屋顶的框架构筑物)布置是大型化工企业发展的方向,它的优点是节约建筑面积和土建工程量,土建投资少,有利于安装和检修,有利于通风、防爆和排毒,有利于改建和扩建,缺点是受气候影响大,操作条件差,设备维护保养要求高,自控要求高,对于化工生产车间,应结合生产工艺的可能和地区的气候条件具体考虑。

对于下述情况的设备,可考虑露天布置:

(1)生产中不需要看管的设备,其贮存或处理的物料不会因气温的变化而发生冻结或沸腾的,如吸收塔、低位水流泵、贮槽、气柜、真空缓冲罐、压缩空气贮罐等。

(2)直径较大、高度很大的塔设备。

(3)需要大气来调节温度、湿度的设备,如凉水塔、空气冷却、直接冷却器和喷淋冷却器等。

四、管道设计

在化工生产中,管道、管件与阀门的材料规格多、数量大,在整个工程投资中占有重要的比例。在初步设计阶段,设计带有控制点流程图时,需要选择和确定管道、管件及阀门的规格和材料,并估算管道设计的投资;在施工图设计阶段,还需要确定管沟的断面尺寸及位置,管道的支架间距和方式、管道的热补偿及保温、管道的平面和立面位置与施工、安装、验收的基本要求。

管道设计可分为两部分:管路计算与管道布置设计。其中管路计算包括管径计算、管道压降计算、保温和热补偿计算、管件选择、管道支吊架计算等;而管道布置设计需要同时满足工艺流程要求和施工安装的要求。

1. 管径计算 对于化工厂一般管道距离较短、直径较小的管路,其管道直径(d)与流量(V_s)之间满足如下关系式:

$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} \quad (6-1)$$

式中: V_s ——流体流量, m^3/s ;

u ——流体流速, m/s 。

因此确定了流速,就可以求出管道的直径,表6-2列出了不同场合下流体的流速范围。已知流量 V_s 和流速 u 后也可由算图求出管径,算图如图6-9所示。

表 6-2 流体的流速范围

流 体 类 别	流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	流 体 类 别		流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
自来水(表压 0.4MPa)	1~1.5	过热水		2
工业供水(0.8MPa 以下)	1.5~3	烟道气	烟道内	3~6
锅炉给水(0.8MPa 以下)	>3		管道内	3~4
冷却水(蛇管、螺旋管)	<1	饱和水蒸气	0.45 MPa 以下	20~40
黏度与水相近的常压液体	同水		0.9 MPa 以下	40~60
油及黏度较高的液体	0.5~2		3.1 MPa 以下	80

续表

流 体 类 别			流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	流 体 类 别		流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
蛇管人口饱和蒸汽			30 ~ 40	车间通风换气	主管	4 ~ 15
排气管			20 ~ 25		支管	2 ~ 8
一般常压气体			10 ~ 20	往复泵、水类液体	吸入管	0.7 ~ 1
压缩空气	0.2 ~ 0.3MPa	10 ~ 16	排出管		1 ~ 2	
	高压	10	冷冻管	压缩机冷凝器段	12 ~ 18	
真空管道				< 10	冷凝器蒸发器段	0.7 ~ 1.5
氮 气	0.7MPa 以下	10 ~ 20		蒸发器压缩机段	6 ~ 12	
	0.2MPa 以下	3 ~ 8	离心泵(水类液体)	吸入管	1.5 ~ 2	
液 氮	0.7MPa 以下	0.3 ~ 0.5		排出管	2.5 ~ 3	
	0.2MPa 以下	0.5 ~ 1.0	齿轮泵	吸入管	< 1	
压缩空气	吸入管	< 10 ~ 15		排出管	1 ~ 2	
	排出管	20 ~ 25	蒸汽冷凝水		0.5 ~ 1.5	
送风机	吸入管	10 ~ 15	工业烟囱		2 ~ 8	
	排出管	15 ~ 20				

(1) 最经济管径的求取。管径的选择是管路设计中的一项重要内容, 管路的投资与克服管路阻力而提供的动力消耗密切相关, 因此常选用最经济的管路。最经济的管径的选择, 就是要找出下面表达式的最小值。

$$C = E + AP \quad (6-2)$$

式中: C ——年生产费用与原始投资费用之和;

E ——年生产费用, 用于克服管路阻力的能量费用;

A ——设备费用, 管路设备材料、安装和检修费用总和;

P ——管路设备每年消耗部分, 以占设备费用的百分比表示。

用图示法可以找出 C 的最小值, 将任意假定的直径求得 C , 以 C 为纵坐标, 管径 d 为横坐标绘图即可求得最经济管径。

对于化工及制药厂输送的物料种类很多, 但一般输送量不大, 每根管道都用数学计算方法来求取过于麻烦, 因而有人设计了如图 6-9 的算图, 用以求取最经济的管径, 由此求得的管径能使流体处于最经济的流速下运行, 表 6-3 列出了不同管径的经济流速。

(2) 压力降固定时管道直径求取。从高位槽连续向设备加料、真空抽料及压缩空气压料均属于这种情况, 通常需用试差法计算管径, 比较麻烦。此时可根据流体的流量、密度、黏度、压力降与

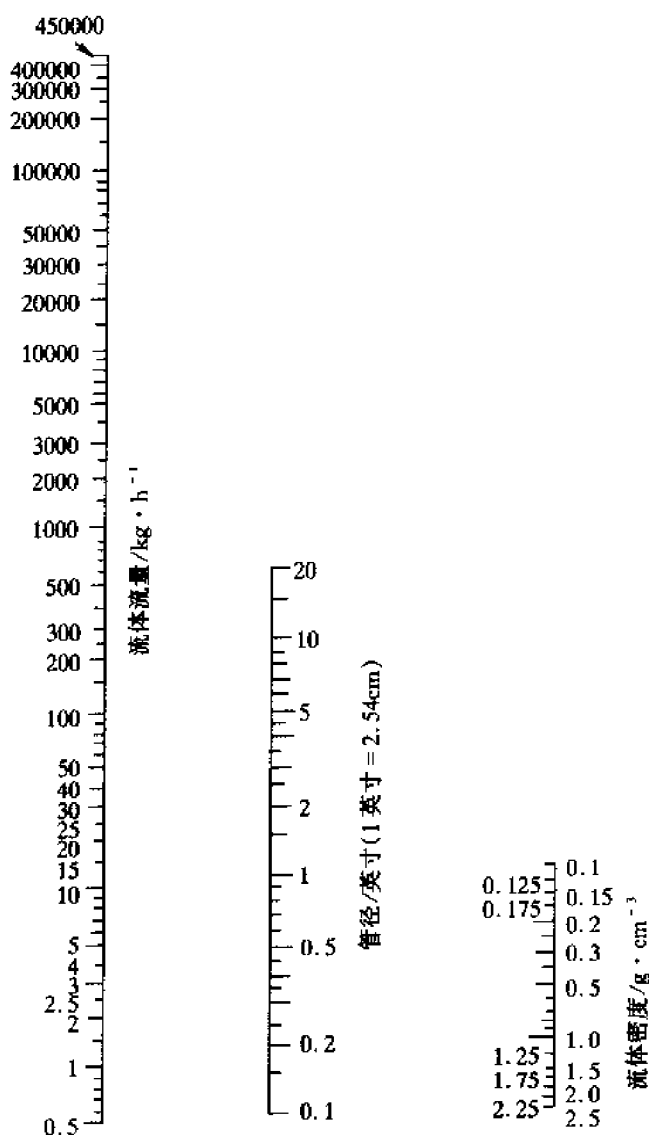


图 6-9 由流量和流速求最经济管径的算图

管长从图 6-10 中按照提示方法求得 Re 值,然后按下式计算管径:

$$d = \frac{4V_s \rho}{\pi \mu Re} \quad (6-3)$$

式中: V_s ——流体流量, m^3/s ;

ρ ——流体密度, kg/m^3 ;

μ ——流体黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

d ——管径, m 。

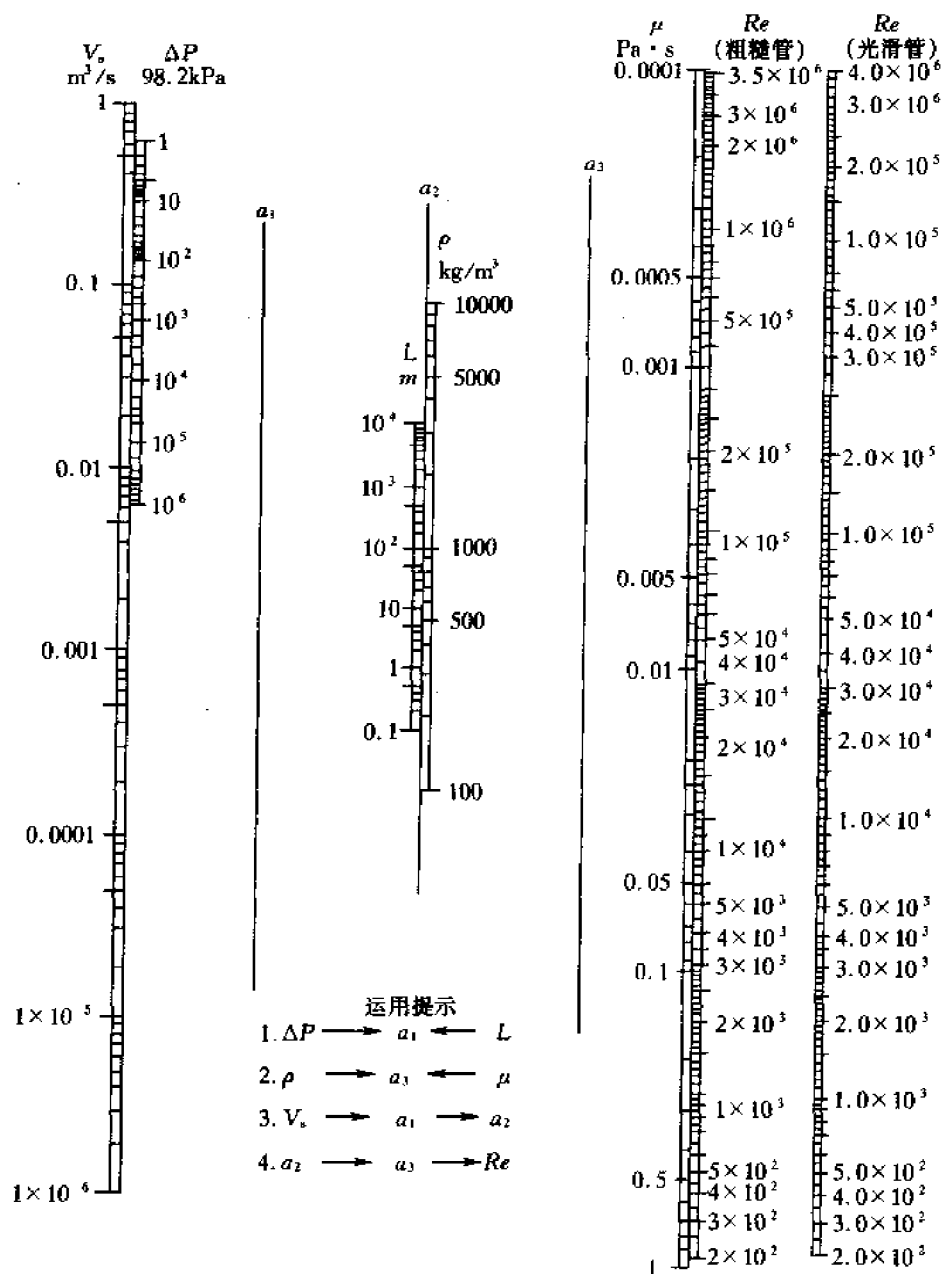
图 6-10 中的管长包括管件与阀门,一般可按照管子全长再附加 20%~50% 来估算,即当管路总长为 10m 时,可按 12~15m 来计算。

2. 管道、阀门与管件的选择

(1) 管道。管道的选择主要根据输送介质的温度、压力以及腐蚀情况、供应来源和价格等因素综合考虑。化工及制药工业常用的管道有金属管和非金属管,其中金属管道的常用规格、材料及适用温度范围见表 6-4,非金属管常用的有耐酸陶瓷管、玻璃管、硬 PVC 管、软 PVC 管、聚乙烯管、玻璃钢管和衬里管(如衬橡胶、聚四氟乙烯、搪玻璃管等)。各种管道的耐腐蚀性能详见有关的设计手册。

表 6-3 不同管径时的最经济流速 (m/s)

管道公称直径/ cm(英寸)	层流状态,黏度/ $10^3 \text{Pa} \cdot \text{s}$					湍流状态,密度/ $\text{g} \cdot \text{cm}^{-3}$					
	0.01	0.1	10	100	1000	0.016	0.16	0.65	0.8	1	1.1
2.54(1)	11.6	3	0.95	0.3	0.092	3	1.46	1.03	0.95	0.89	0.83
5.08(2)	12.7	6.4	—	0.46	0.15	3.4	1.53	1.04	0.98	0.92	0.89
7.62(3)	13.8	7.3	—	0.76	0.25	4	1.8	1.25	1.2	1.1	1.1
10.16(4)	16.5	8.6	—	1.25	0.4	4.6	2.1	1.37	1.3	1.3	1.2

图 6-10 ΔP 固定时求算管径的算图

(2) 阀门和管件。阀门的作用是控制流体的流动,常见阀门及其作用见表 6-5。管件如弯头、活接头、三通、异径管、四通、丝堵等,其作用是连接管道与管道、管道与设备、改变流向等,可参考有关手册选用。

(3) 管道连接。管道连接的基本方法有焊接、螺纹连接、法兰连接和承插连接,如图 6-11 所示。

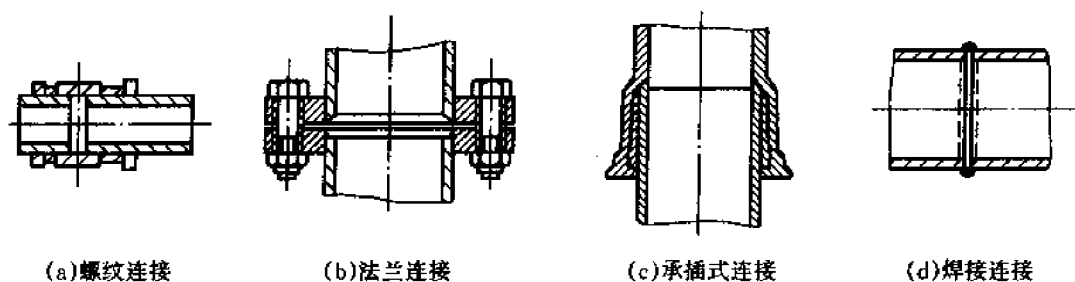


图 6-11 管道连接方法

表 6-4 金属管道常用规格、材料及适用温度范围

序号	管子名称	标准号	常用规格管径×壁厚/mm×mm	材 料	适用温度/ ℃
1	中低压用 无缝钢管	YB 231—1970	8×1.5, 10×1.5, 14×2, 14×3, 18×3, 22×3, 25×3, 32×3, 32×3.5, 38×3, 38×3.5, 45×3, 45×3.5, 57×3.5, 76×4.76×5, 89×4, 89×5, 108×4, 108×6, 133×4, 133×6, 159×4.5, 159×6, 219×6, 273×8, 325×8, 377×9	16Mn 09Mn2V	-20~475 -40~475 -70~200
2	裂化用钢管	YB 231—1970	18×2, 19×2.5, 25×2.5, 38×3, 89×6, 102× 8, 114×8, 127×9, 152×8, 219×10, 275×16	12CrMo 15CrMo Cr2Mo Cr5Mo	≤540 ≤560 ≤580 ≤600
3	中低压锅炉 用无缝钢管	GB 3087—1982	22×3, 25×3, 32×3.5, 38×3.5, 42×3.5, 51× 3.5, 57×3.5, 60×3.5, 76×4, 108×4, 108×6	20Mn	≤450
4	高压无缝钢管	YB 800—1970	15×4, 21×5, 25×2.5, 35×6.5, 42×7, 57×9, 70×11, 89×13, 108×14, 133×17, 159×20, 194× 24, 219×27, 273×34, (14×4, 24×6, 35×6, 35× 9, 43×7, 43×10, 49×10, 57×9, 68×10, 83×11, 83×15, 102×14, 102×14, 102×17, 127×17, 127×21, 159×20, 159×28, 180×22, 180×30, 219×35)	15MnV 0Cr18Ni2Mo2Ti 10MnWVNb	-40~200 -40~200 -196~700 -40~400

续表

序号	管子名称	标准号	常用规格管径×壁厚/mm×mm	材 料	适用温度/ ℃
5	不锈钢无缝管	GB 2270—1980	6×1, 10×1.5, 14×2, 18×2, 22×1.5, 22×3, 25×2, 29×2.5, 32×2, 38×2.5, 45×2.5, 50×2.5, 57×3, 65×3, 76×4, 89×4, 108×4.5, 133×5, 159×5	0Cr13, 1Cr13 1Cr18Ni9Ti 0Cr18Ni2Mo2Ti 0Cr18Ni2Mo3Ti	0~400 -196~700 -196~700 -196~700
6	低压流体输送用焊接钢管	GB 3091—1982 (镀锌) GB 3091—1982	$\frac{1}{2}$ 英寸, $\frac{3}{4}$ 英寸, 1 英寸, $1\frac{1}{4}$ 英寸, $1\frac{1}{2}$ 英寸, 2 英寸, $2\frac{1}{2}$ 英寸, 3 英寸, 4 英寸, 5 英寸, 6 英寸	B2, B2F B3, B3F	0~140
7	螺旋电焊钢管	SYB 10004—1963	219×7, 273×7, 325×7, 377×7, 426×7, 529×7, 630×7	A3 16Mn	-15~300 -40~450
8	钢板卷管	自制加工	530×8, 530×10, 630×8, 530×10, 720×8, 720×10, 820×8, 820×10, 820×12, 920×8, 920×10, 920×12, 1220×10, 1220×12	A3 20, 10, 16Mn	-15~300 -40~450 -40~480
9	铜管	GB 1527—1979 GB 1528—1979	6×1, 7×1, 10×1, 15×1, 18×1.5, 24×1.5, 28×1.5, 35×1.5, 45×1.5, 55×1.5, 75×2, 85×2, 104×2, 129×2, 156×3	T2, T3, T4 TUP (紫铜)	≤250 受压时, ≤200
10	黄铜管	GB 1529—1979 GB 1530—1979	5×1, 7×1, 10×1, 15×1, 15×1.5, 18×1.5, 24×2, 28×1.5, 35×1.5, 45×1.5, 45×2, 55×2, 75×2.5, 80×2, 96×3, 100×3	H62, H68 (黄铜)	≤250 受压时, ≤200
11	铝和铝合金管	YB 610—1966	18×1, 25×1.5, 32×1.5, 32×2, 38×1.5, 36×2, 45×2, 45×2.5, 55×2, 55×2.5, 75×2.5, 90×2.5, 90×3, 110×3, 110×5, 120×5	L2, L3, L4 LF2, LF3 LF21	≤200 受压时, ≤150
12	铅和铅合金管	GB 1472—1979	20×2, 22×2, 31×3, 50×5, 62×6, 94×7, 118×9	Pb4, PbSb4 PbSb6	≤200 受压时, ≤140
13	纯钛管	GB 3625—1983	—	TA1, TA2	≤350

注 1 英寸=25.4mm。

表 6-5 阀门的选择

流体名称	管道材料	操作压力/ MPa	垫圈材料	连接方式	阀门形式		推荐阀门 型号	保温方式
					支管	主管		
上 水	焊接钢管	0.1~0.3	橡胶, 橡胶石棉板	≤2 英寸, 螺纹连接; ≥2 1/2 英寸, 法兰连接	≤2 英寸, 截止阀; ≥2 1/2 英寸, 闸阀	闸阀	J11T-16 Z45T-10	—
清下水	焊接钢管	0.1~0.3	橡胶, 橡胶石棉板	≤2 英寸, 螺纹连接; ≥2 1/2 英寸, 法兰连接	≤2 英寸, 截止阀; ≥2 1/2 英寸, 闸阀	闸阀	Z45T-H	—
生产污水	焊接钢管, 铸铁管	常压	同上, 或由污水性质定	承插, 法兰, 焊接	旋塞	—	根据污水性质定	—
热 水	焊接钢管	0.1~0.3	夹布橡胶	法兰, 焊接, 螺纹	截止阀	闸阀	J11T-16 Z45T-10	膨胀珍珠岩, 硅藻土, 硅石, 岩棉
热回水	焊接钢管	0.1~0.3	夹布橡胶	法兰, 焊接, 螺纹	截止阀	闸阀	J11T-16 Z45T-10	—
自来水	镀锌焊接钢管	0.1~0.3	橡胶, 橡胶石棉板	螺纹	截止阀	闸阀	J11T-16 Z45T-10	—
冷凝水	焊接钢管	0.1~0.8	橡胶石棉板	法兰, 焊接	截止阀, 旋塞	—	J11T-16 X13W-10T	—
蒸馏水	硬 PVC 管, ABS 管, 玻璃管, 不锈钢管(有保温要求)	0.1~0.3	橡胶, 橡胶石棉板	法兰	球阀	—	Q41F-16	—
蒸汽 (1 表压)	≤3 英寸 焊接钢管 ≥3 英寸 无缝钢管	0.1~0.2	橡胶石棉板	法兰, 焊接	截止阀	闸阀	J11T-16 Z45T-10	膨胀珍珠岩, 硅藻土, 硅石, 岩棉
蒸汽 (3 表压)	≤3 英寸 焊接钢管 ≥3 英寸 无缝钢管	0.1~0.4	橡胶石棉板	法兰, 焊接	截止阀	闸阀	J11T-16 Z45T-10	膨胀珍珠岩, 硅藻土, 硅石, 岩棉
蒸汽 (5 表压)	≤3 英寸 焊接钢管 ≥3 英寸 无缝钢管	0.1~0.6	橡胶石棉板	法兰, 焊接	截止阀	闸阀	J11T-16 Z45T-10	膨胀珍珠岩, 硅藻土, 硅石, 岩棉

续表

流体名称	管道材料	操作压力/ MPa	垫圈材料	连接方式	阀门形式		推荐阀门 型号	保温方式
					支管	主管		
压缩空气	< 1MPa 焊接钢管, > 1MPa 无 缝钢管	0.1~1.6	夹布橡胶	法兰, 焊接	球阀	球阀	Q41F—16	—
惰性气体	焊接钢管	0.1~1	夹布橡胶	法兰, 焊接	球阀	球阀	Q41F—16	—
真 空	焊 接 钢 管 或 硬 PVC 管	真空	橡胶石棉板	法兰, 焊接	球阀	球阀	Q41F—16	—
排 气	焊 接 钢 管 或 硬 PVC 管	常压	橡胶石棉板	法兰, 焊接	球阀	球阀	Q41F—16	—
盐 水	焊接钢管	0.3~0.5	橡胶石棉板	法兰, 焊接	球阀	球阀	Q41F—16	软木, 矿渣 棉, 泡沫聚苯乙 烯, 聚氨酯
回盐水	焊接钢管	0.3~0.5	橡胶石棉板	法兰, 焊接	球阀	球阀	Q41F—16	软木, 矿渣 棉, 泡沫聚苯乙 烯, 聚氨酯
酸性下水	陶瓷管, 衬胶管, 硬 PVC 管	常压	橡胶石棉板	承插, 法兰	球阀	—	Q41F—16	—
碱性下水	焊 接 钢 管, 铸铁管	常压	橡胶石棉板	承插, 法兰	球阀	—	Q41F—16	—
生产物料	橡胶管	<1	—	—	—	—	—	—
气体(暂 时通过)	橡胶管	<0.25	—	—	—	—	—	—

注 1 英寸=25.4mm。

表中的“焊接钢管”是指“低压流体输送选用焊接钢管”(GB 3092—1982)的简称。

3. 管道布置的一般原则 管道布置设计是一个工程项目设计的最后一大内容。管道布置设计时,首先要将工艺管道和非工艺管道的布置统一协调好,然后按照工艺流程并结合设备布置、土建情况来布置工艺管道,以满足工艺、安装检修、安全、整齐美观等要求,使投资最省,经常费用支出最小。

(1)一般管道应明线敷设,走直线,少拐弯、少交叉,力求整齐美观,其坡度方向一般为顺截止流动方向(蒸汽管相反),坡度大小为:蒸汽 0.005、水 0.003、冷冻盐水 0.003、生产废水 0.001、蒸汽冷凝水 0.003、压缩空气 0.004、清洁下水 0.005、一般气体与易流动液体 0.005、含固体结晶或黏度较大的物料 0.01。

(2)管道和阀门的布置应便于操作,不妨碍门、窗和设备的启闭,避免通过电动机、仪表盘、

配电盘上方,阀门安装高度一般为1.2~1.6m,安全阀为2.2m,温度计为1.5m,压力表为1.6m。

(3)管道上应适当配置一些活接头或法兰,以便于安装检修,管道成直角拐弯时,可用一端堵塞的三通代替,以便于清理或添设支管。

(4)管道通过人行道时,离地面高度不小于2m,通过公路时高度不小于4.5m,通过工厂主要交通干道时不小于5m。

(5)管道应集中敷设,在垂直排列时:热介质管道在上,冷介质管道在下;无腐蚀性介质管在上,有腐蚀性介质管在下;气体管在上,液体管在下;不经常检修的管在上,检修频繁的管在下;高压管在上,低压管在下;保温管在上,不保温管在下;金属管在上,非金属管在下。水平排列时:粗管靠墙,细管在外;低温管靠墙,热管在外,不耐热管(如硬PVC管)应避免热管;无支管的管在内,支管多的管在外;不经常检修的管在内,经常检修的管在外;高压管在内,低压管在外。

(6)输送有毒或有腐蚀性介质的管道,不得在人行道上方设阀门、法兰等。

(7)输送易燃易爆和剧毒介质的管道不得敷设在生活间、楼梯间和走廊上。

(8)管道穿过楼板或墙面时,要外加套管,套管与管子间的环隙要填充填料,在管道施工前楼板或墙应预留孔。预留孔的大小对不同管径的规定如表6-6所示。

表6-6 钢管的预留孔大小

管径/mm	25	40	50	80	100	125	150	200
留孔尺寸/mm	120	150	160	170	180	210	230	270

(9)管道每隔一定距离必须设置支承点,支承点间距见表6-7。

表6-7 管道支承点间的最大跨度

外径/mm	57	89	108	133	159	219	245	325	377	426
壁厚/mm	2.75	3.25	3.75	4.00	4.50	6.50	7.50	8.00	8.00	9.00
跨度/m	3.0	4.0	4.5	5	6	7	8	9	9	10

(10)管道尽可能沿厂房墙壁安装,管与管之间及管与墙间的距离以能容纳活接头或法兰,便于检修为宜。一般管路的最突出部分距离墙不小于100mm;两管道的最突出部分间的距离,对中压管道约为40~60mm,对高压管道约为70~90mm。

4. 管道布置图 管道布置图又称配管图,是施工图设计阶段工艺专业的设计成果。在图面饱满、表示清楚的原则下,采用1:50或1:25的比例绘制,一般用1*或2*图纸,有时也用0*图纸。在管道配置图上,设备外形采用细线表示,接口只画有关部分,无关的附件(如手孔等)不必画出;直径150mm及其以下的管道采用粗单线表示,直径150mm以上的管道用双细线表示。一般情况每一层楼只画一张平面图。管道布置图中管道的表示方法如图6-12所示,其余符号、代号及注字等均与带控制点工艺流程图相同。

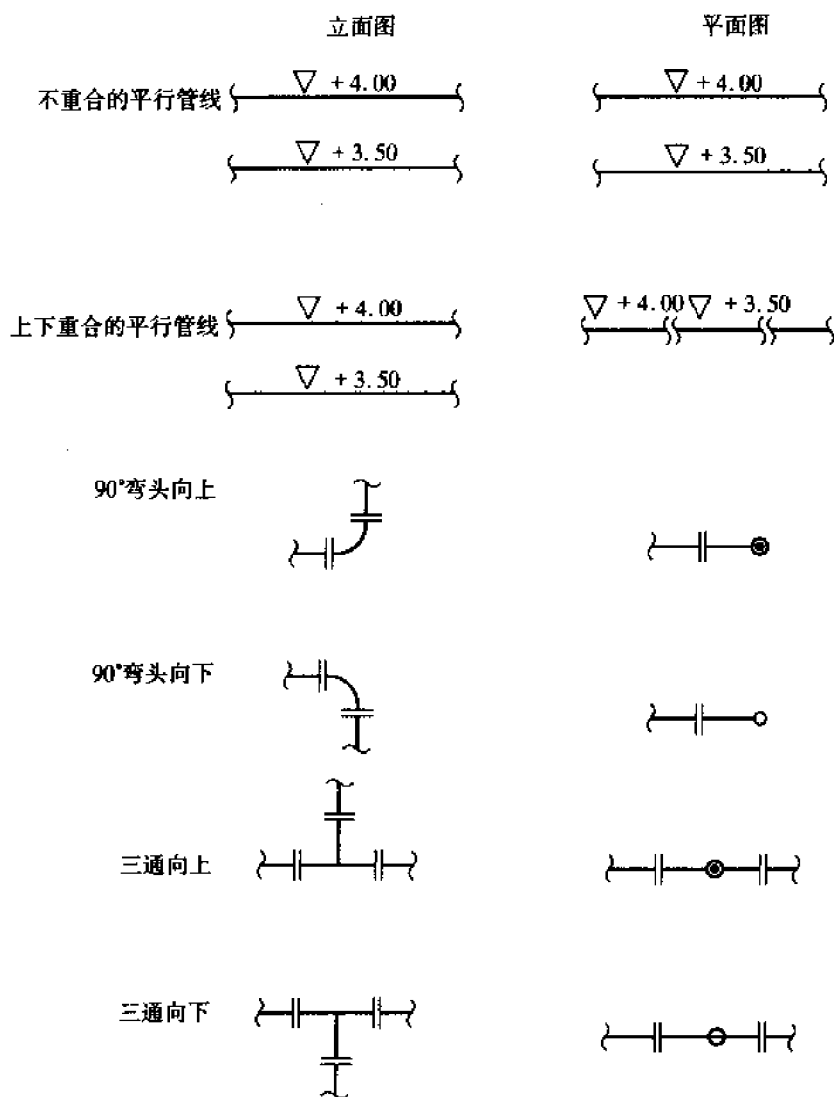


图 6-12 管道的表示方法

计算机辅助设计(CAD)可以用来绘制管道布置图等,目前已有商品化的CAD软件,如AutoCAD,该绘图工具软件AutoCAD是美国Autodesk公司开发的计算机绘图设计软件包,经历多次升级后绘图功能更强大(最新的版本号为AutoCAD2004),可以提供更多的图形模版文件、可动态显示、移动和缩放视窗,捕捉功能完善,现在已有中文版本,可显示三维坐标参数,使三维作图更为方便,可插入并编辑各种格式的图形文件,操作环境配置窗口更为简洁明了。关于AutoCAD的具体使用方法可参考相关的书籍。

还有专门的管道三维模型软件来绘制管道布置图,它是利用CAD技术在计算机上构造管道、设备、建筑结构等专业的三维工厂模型,这方面的软件目前使用较多的有:美国REBIS公司的AUTOPLANT系列、Computer Vision公司的PIPING、英国CAD Center公司的PDMS,国内的有CADPLANT和Win-PDA2001系列等,这些软件功能类似,不仅可以设计三维管道模型,还可以建立建筑及设备模型、自动生成管道轴测图,设备及管道平、剖面图,材料统计表,工程数据库及

管路等级,可以进行图库管理、真实感渲染、消隐处理等,限于篇幅,本书就不详细介绍了。

五、GMP 与“精烘包”工序设计

1. 药品生产和质量管理规范(GMP)

(1) GMP 制度的历史与现状。GMP 的全名是“Good Practice in the Manufacturing and Quality Control of Drugs”,或称“Good Manufacturing Practice”。最早是美国制定的,1963 年美国国会将它作为法令颁布,随后被世界卫生组织(WHO)采纳,世界上已有 100 多个国家采用,成为药品生产和质量管理在国际上的通用指南,许多国家都已制定了本国的 GMP 制度。我国卫生部颁布的《药品生产和质量管理规范》和中国医药工业公司颁布试行的《药品管理规范》都是我国 GMP 的译名。

目前世界上执行的 GMP 制度大致有三种类型:

①国际或地区性 GMP 制度,如 WHO 提出的 GMP 制度、北欧七国自由贸易联盟制定的 PIC (药品检查协定)等。

②国家级的 GMP 制度,如美国食品和药品管理局(FDA)制定的 GMP 制度、加拿大制定的 GMP 制度、英国的《黄皮指南》、日本厚生省颁布的 GMP 制度、中国的《药品生产和质量管理规范》等。

③各国制药工业组织制定的 GMP 制度,如美国制药联合会制定的 GMP、中国医药工业公司颁布试行的《药品管理规范》等。

(2) GMP 制度对药厂设计的指导意义。GMP 制度的中心思想是:任何药品质量的形成是设计和生产出来的,而不是检验出来的。要确保药品质量,让人放心使用,必须强调预防为主,在生产过程中建立质量保证体系,实施全面质量管理。GMP 制度包括人员、厂房建筑、设备、环境卫生、原料、生产操作、标签与包装、自检、分发记录及不良反应的申诉和报关等,内容十分广泛。这些内容可概括为硬件与软件。硬件是指厂房、设备和环境;软件是指先进可靠的生产工艺、严格的管理制度及质量控制。

GMP 制度对制药厂的指导意义在于:第一,设计者在制药厂设计中要遵守规范的规定;第二,主要硬件上为药品生产达到质量要求而提供经济、合理的厂房设备与环境条件,以及厂房和设备的合理布局,其目的是要解决药品生产中的交叉污染问题和混杂问题。此处的交叉污染是指通过人、工具及物料传递、空气流动等途径使不同品种药品互相干扰、污染或者因人、工器具、物料与空气等不恰当的流向使洁净级别低的区域污染物传入洁净级别高的生产岗位,造成污染。此处的混杂是指因车间平面布置不当及管理不严而造成不合格的原料、中间体及半成品误作为合格品而继续加工、包装或出厂。

2. 精烘包工序设计 精烘包是原料药生产的最后工序,也是直接影响成品质量的关键步骤,它包括粗品溶解、脱色过滤或浓缩液无菌过滤、重结晶、过滤、干燥(喷雾干燥或冷冻干燥)、粉碎、筛分、包装等步骤。“规范”规定,除粗品溶解、脱色过滤按一般生产区处理外,其他过程均有洁净等级的要求,洁净等级的高低视成品性质有所不同。

(1) 总体设计。精烘包生产区应布置在主导风向的上风侧,原料药生产区应布置在下风侧,周围环境应清洁,且人流、物流不穿越或少穿越的地区。如确受条件限制,也应与严重粉尘、

烟气和腐蚀性气体污染区保持足够的距离。

精烘包周围的道路采用不易起尘的材料构筑,露土地面用耐寒草皮覆盖或种植不产生花絮的树木。

(2) 明确生产环境洁净级别。

①空气洁净度环境控制分区:空气的洁净有两个含义,一是指洁净空气;二是指空气净化。空气净化对象的洁净程度称为洁净度,通常用单位面积或单位体积空气中所含污染物质的大小和数量来表示。按生产岗位不同的洁净要求,产生了按洁净度区分环境区域。“规范”把车间划分为一般生产区、控制区和洁净区,对应的洁净级别列于表 6-8。

表 6-8 环境控制区分类

序 号	生产区分类	洁净级别(级)	尘 埃	
			粒径/ μm	粒数/个 $\cdot\text{L}^{-1}$
1	一般生产区			
2	控制区	>100000 级	≥ 0.5	≤ 35000
		100000 级	≥ 0.5	≤ 3500
3	洁净区	100000 级	≥ 0.5	≤ 350
		局部 100 级	≥ 0.5	≤ 3.5

②原料药精烘包环境洁净级别:“规范”的附表及说明规定,口服原料药成品的结晶、干燥、过滤和包装的洁净级别为 10 万级,采用初、中效二级过滤的洁净空气;无菌原料药的结晶、干燥、过滤和包装采用 1 万级的洁净空气。

(3) 工艺布置与土建要求。精烘包应与原料药生产区分隔并且自成一个独立的区域,避免原材料、中间体及半成品等与成品的交叉污染和混杂。精烘包工序与上一工序的联系、交接应方便,产品送中间贮存或仓储区的路线要合理,应避免通过严重污染区。

精烘包工序应按工艺流程的需要进行分隔,一般应分成重结晶、分离室、干燥室、包装室、留验室和合和品贮存室以及人员和物料净化室及通道。这些用室功能和作用不同,但要相互呼应成为一体。

对于有洁净度要求的生产厂房,投资大,费用高,因此,在满足工艺要求的前提下,应尽量减少其建筑面积。洁净级别相同的房间尽可能结合在一起,以利于通风,使空调布置合理;洁净级别要求不同的房间相互联系要有防止污染措施,如气闸、风淋室、缓冲间及传递窗等。在有窗的厂房中一般应将洁净要求高的房间布置在内侧或中心部位,也可将无菌洁净室安排在外侧,但加一封闭式的外走廊缓冲。

车间底层的室内标高应高出室外地坪 0.5~1.5m,生产车间的层高为 2.8~3.5m,技术夹层净高 2.0~2.5m,办公室和生活用房高度为 2.6~3.2m。安排好各种暗敷管道的走向及竖井,管道可以和通风夹墙、技术走廊等结合起来处理。

应尽量减少精烘包工序人流、物流的入口,这样易于控制全车间的洁净度。空调室应紧靠洁净区,使通风管道线路最短,合理的布置回风管道,发挥洁净空调效果。工艺用水、压料用压

缩空气及氮气等要根据工艺要求进行净化处理。

(4) 人员、物料净化和安全。人员净化出入口与物料净化出入口应分别独立设置,物料传送路线应短,并避免与人流线路交叉。进入洁净区或控制区的人员应按图 6-13 所示程序进行净化。

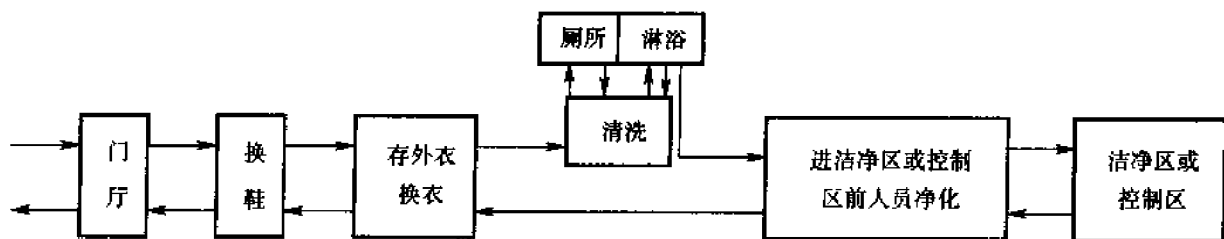


图 6-13 人流进入净化区净化程序

凡进入 10 万级或大于 10 万级的控制区人员(包括操作工、机修工、后勤人员)均要经过换鞋、穿洁净服并戴帽后进入;进入 1 万级洁净区的人员要经过换鞋→存衣→淋浴→换内衣(即一更衣)→穿无菌洁净衣(即二更衣,含换鞋、帽、口罩等)→消毒水洗手→风淋→进入洁净区。这些卫生通道的洁净度由外到内逐步提高,要求越往内送风量越大,以形成正压,防止污染空气倒流而带入粉尘及细菌。

物料(包括成品、包装材料、容器工具等)在进入控制区前均应在缓冲室内先刷掉表面上的灰尘污染,再用消毒水擦洗,然后在紫外灯的传递窗内消毒,传入洁净区。

精烘包属于洁净厂房,其耐火等级不低于二级,洁净区的安全出口不少于两个,易燃易爆有毒的精烘包工序应符合《建筑设计防火规范》的要求,无窗厂房在适当的位置应设置门或窗,以备消防人员出人和车间工作人员疏散。

(5) 室内装修。墙壁和顶棚表面应光洁、平整、不起灰、易清洗。常用的内墙材料有石磁墙面、特殊涂料、水磨石或彩钢板等。无洁净度要求的房间可用石灰刷白,有洁净度要求的房间可用特殊涂料或彩色钢板等特殊墙面材料。技术夹层的墙面、顶棚应抹面。墙与墙、地面、顶棚相接处应有一定弧度,壁面色调要和谐、协调。地面应光滑、平整,易于清洗,常采用的地面是不易起尘的水磨石、塑料、耐酸磁板地面。

门窗选型要简单、不易积尘、清扫方便。门窗要密封,与墙连接要平整,防止污染物渗入,门常用钢材、窗常用钢和铝合金制作。门应由洁净级别高向级别低的方向开启,洁净区要做到窗户密闭。凡空调区与非空调区之间隔墙上的窗要设双层窗,其中至少一层为固定窗。空调区外墙上的窗也需设两层,其中一层为固定窗。传递窗采用平开钢窗或玻璃拉窗两种方式。

(6) 设备和管道。洁净区内只布置必要的设备,易污染或散热大的设备要设法布置在洁净区外,如必须放置在洁净区内,应布置在靠近回、排风口。合理考虑设备的起吊、进场的运输线路,门窗、留孔要能容纳进场设备通过,必要时可将间隔墙设计成可拆卸的轻质墙。

设备应选择耐腐蚀、耐磨、不锈钢的材料制造,结构尽量简单,内部避免死角,外表面保持光滑,尽可能密闭操作,实现自动化。设备支架与操作台要选用光滑、耐腐蚀的材料。

当设备安装在跨越不同洁净等级的房间或墙面时,应采取可靠的密封隔断方法。要防止传

动机械的漏油、起尘,采取减震、消音措施,洁净室内的噪声不得超过 80dB;地面或基础高出地面部分可采用水磨石表面。洁净度等于或大于 10 万级的,管道可以明敷,1 万级以下厂房的管道尽可能暗设。明敷管外表面要求光滑,与精烘包无关的管道不要穿过本工序。

(7) 空调系统。送入控制区、洁净区的空气除要求洁净外,还要控制一定温度和湿度。因此,空气需要加热、冷却或加湿、去湿处理。

口服原料药的精烘包工序,“规范”规定生产区分类为控制区,洁净级别为 10 万级,采取图 6-14 中一级初效、二级中效过滤系统可达到。防爆系统不采取回风,以防易爆物质积聚。空调系统的初效和中效过滤器集中布置在空调机房,空气经净化后送到使用部分,防止室外尘粒吸入,洁净室内应保持不低于 4.91Pa(0.5mmH₂O)的压力(可使送风量大于排风量),对于生产有毒物质的设备应设置排风。

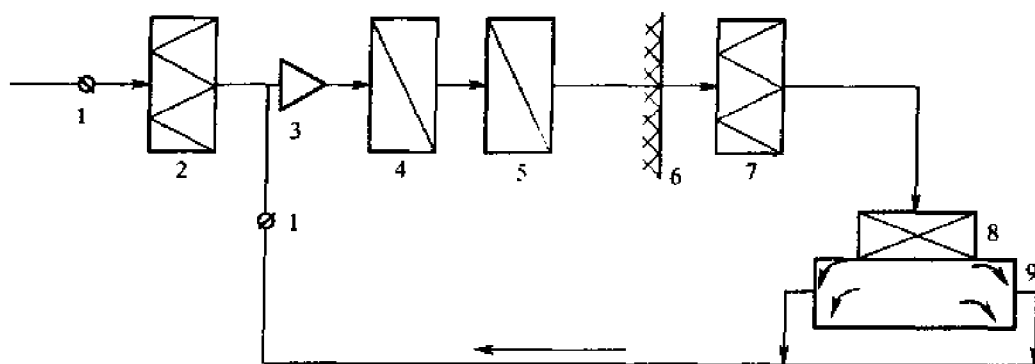


图 6-14 空气净化流程示意图

1—蝶阀 2—初效(一级)过滤器 3—风机 4—冷却器 5—加热器 6—增湿器
7—中效(二级)过滤器 8—高效(三级)过滤器 9—洁净室

无菌原料药的结晶、干燥,生产区分类为洁净区,洁净级别为 1 万级,采用一级初效、二级中效、三级高效可以达到(图 6-15)。三级高效过滤设备在净化空调系统的末端,如洁净室的顶棚上,若为防爆生产,则不可设回风,洁净室内采用正压。

青霉素类药物的精烘包工序应设专门的空调设施,排风口应安装高效过滤器,使排出气体

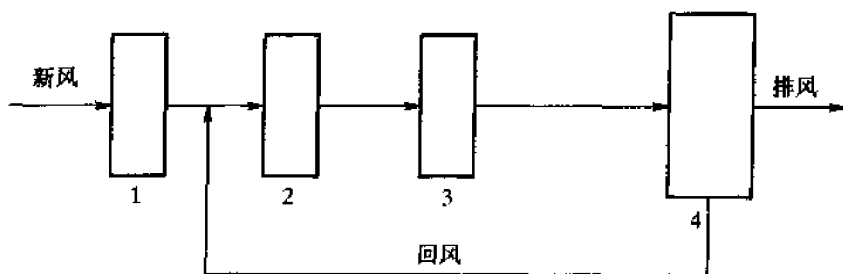


图 6-15 空气净化流程示意图

1—粗过滤器 2—中效过滤器 3—高效过滤器 4—洁净室

无残留青霉素类药物,以防污染大气。激素及对人体有严重危害的药物,循环送风系统必须经过高、中、粗三级过滤,这不是为了控制室内尘粒度,而主要是过滤循环空气中的有害药物(如激素)粉尘的含量,减少对工人健康的危害。

干燥、称量和包装岗位的成品,均处于敞口状态,输送、回风口位置很重要,一般以顶部或侧面送风,下侧回风方式较好,以免粉尘飞扬。粉碎、过筛产生大量粉尘,致使车间内部空气无法控制尘粒度,此时仅需控制湿度,给操作人员舒适的环境。一般控制区温度 $18 \sim 28^{\circ}\text{C}$,相对湿度为 $50\% \sim 60\%$,相对湿度超过 70% 后对过滤器有不良影响。洁净区一般控制温度 $20 \sim 24^{\circ}\text{C}$ 、相对湿度 $45\% \sim 50\%$ 。吸湿性强的无菌药物的生产,可根据产品吸湿性确定操作温度和湿度,并可用局部低湿工作台代替整室的低湿处理。换气次数应根据热平衡计算来确定,一般洁净度大于或等于 1 万的,取 25 次/h,大于或等于 10 万级的取 15 次/h。

(8) 电气设计。一般生产区照度建议采用 100 lx 左右,洁净度低于 1 万级的厂房照度建议采用 $150 \sim 200 \text{ lx}$; 1 万级厂房建议采用 $200 \sim 300 \text{ lx}$ 。照明灯具宜选用吸顶式,它与平顶接缝应采用密封胶密封,光源宜采用荧光灯。需要灭菌的洁净室,如没有防爆要求,可用紫外灯,建议 $6 \sim 15 \text{ m}^2$ 空间设 1~2 支荧光灯。配电板、仪表、接线盒、控制器、导线及其他元器件尽量避免置于洁净室内,必须安装的电器应隐藏在墙壁、天花板内。

复习指导

1. 完成工艺流程设计和设备选型后,进一步工作就是将各工段与各设备按生产流程在空间上进行组合布置,并将各工段与各设备用管道连接起来。前者即车间布置,后者称管道设计。两者分别进行,有时要相互结合。

2. 车间布置分为初步设计和施工图设计两个阶段,内容包括车间各工段、各设施在车间场地范围内的厂房布置设计和车间设备(包括电气、仪表等设施)在车间中的设备布置设计。车间布置设计的主要任务是对厂房的平面和立体结构、内部要求、生产设备、电器仪表设施等按生产流程的要求,在空间上进行组合布置,使布局满足生产工艺要求,整齐美观,经济实用,占地少。

3. 药品生产厂房布置设计和设备布置设计要符合 GMP 要求。

4. 管道布置设计是安装和施工预算的重要依据。在设备布置设计的基础上,通过管道布置设计进一步确定各个设备的具体的、准确的管口方位,根据设计的流程,人为地划定管段,确定各个管段包括管道、阀门、管件和仪表在空间上的具体位置;确定管道的安装、连接、支撑、保温和防腐方式等。

第七章 非工艺设计基础

化工设计中工艺设计起主导作用,需要其他专业的密切配合才能完成。其中的非工艺设计主要包括公用工程(给排水、供电、热工、仪表、采暖通风等)设计、总图运输、土建设计、设备设计、自控设计、防火安全与环境保护、节能以及技术经济等。在初步设计阶段,工艺专业向非工艺专业提供一次设计条件,使各专业确定各自的方案,并开始设计,按时完成任务。在施工图设计阶段,提供二次条件,对设计的内容提出进一步深化的详细条件以及一些修改补充,为完善各专业设计提供必要条件。

第一节 公用工程设计

公用工程是指生产中用到的水、电、气、蒸汽、冷冻盐水等,涉及的专业主要有给排水、供电、供热与供冷、采暖通风以及仪表自动化等专业。从设计形式上分为设计说明书与图纸表格两种。从设计内容上讲,说明书主要包括:所接收的工艺专业对本专业提出的设计条件、界定本专业的设计范围;采用的主要设计标准与规范,经论证、比较选择所确定的本专业技术方案;经分析与计算以及选型所得出的有关设备、材料的规格型号、尺寸、数量等结果。在说明书编制过程中及编制结束后,按照工作顺序先后,完成制作相应表格与图纸。

一、给排水设计

1. 概况

(1)水源。对建厂地区水源进行调查了解,包括水文地质资料、年平均降水量(mm)、年平均蒸发量、地下水(井水、深井水等)的情况、地表水(江河湖海水以及城市市政供水管网等)的情况以及其水质、水温和可提供的水量等。这些水源的上游或上风向有无污染源,下游或下风向对排污的要求。实地勘察测量工作基础上,取得可靠材料以后进行取水方案的确定工作,这是一个综合比较和选择的过程。按照可供采用的水源具体情况,从工程生产、生活对水质、水温、水量的要求出发,比较各种水源从取水到提供本工程用水处所需取水、水处理、水输送等基建投资总费用(包括设备、建构筑物、管道、占地、仪表阀门等)和运行操作维修费用的关系,进行综合考虑各种取水方案的利弊,最终选择确定一种取水方案。

(2)工业用水。对化工厂来说,水是必不可少的建厂条件之一。化工工业用水可分为:生产用水、生活用水、锅炉给水、循环冷却水以及消防用水等。不同用途的用水要求的水质、水温、水量都不同,要根据实际和生产的用途对供水进行处理和确定经济的供水方案。

2. 给排水设计条件 列出接收的给排水设计条件,采用的给排水设计标准规范,指出给排水设计范围以及相关部门单位同给排水的协作关系,明确建设单位提供的有关自然条件资料,阐明生产对给排水在水量与水质方面的要求,并确定给排水的基本原则,指出该工程在给排水设计上的主要特点。同时根据生产、生活对给排水的水量、水质要求,以及根据以上条件,确定工程水量平衡方案,并且绘制给水条件表(表7-1)和排水条件表(表7-2)。

表7-1 给水条件表

车间名称	设备名称	用途	热交换器性能					最大用水量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	水温/ $^{\circ}\text{C}$		水压/ MPa		水质要求	需水情况	进水口位置
			设备材质	冷却方式	用水压力/ MPa	用水阻力降/ MPa	热负荷/ $\text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$		进口	出口	进口	出口			

表7-2 排水条件表

车间名称	设备名称	最大排水量 (平均)/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	是否有污染	污染情况					pH 值	排水情况			备注
				水温/ $^{\circ}\text{C}$	化学成分		物理成分			排水 余压/ MPa	连续或 间断	排水口 位置	
					名称	含量	悬浮物 含量/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	色度					

二、电气设计

1. 概况 化工生产中应用的电气部分包括变电、配电、动力、照明、避雷、弱电等。

(1) 供电。化工生产用电电压等级,一般高压为6kV或3kV,低压为380V。输电电网中都是高压电(10~330kV范围内有7个高压等级),所以从输电网引入电源必须经变压后才能使用。由工厂变电所供电时,小型或用电量小的车间,可直接引入低压线;用电量较大的车间,为减少输电损耗和节约电线,通常用较高的电压将电流送到车间变电室,经降压后再使用。当高压为6kV时,150kW以上电动机选用6kV,150kW以下电动机选用380V;高压为3kV时,100kW以上电动机选用3kV,100kW以下电动机选用380V。

化工生产中常使用易燃、易爆物料,多数为连续化生产,中途不允许突然停电。为此,根据化工生产工艺特点及物料危险程度的不同,对供电的可靠性有不同的要求。按照电力设计规范,将电力负荷分成三级,按照用电要求从高到低分为一级、二级、三级。其中一级负荷要求最高,即用电设备要求连续运转,突然停电将造成着火、爆炸或人员、机械损坏,会造成巨大经济损失。

(2) 供电中的防火防爆措施。按照GB 50058—1992《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》中关于爆炸性气体环境危险区域划分规定,根据爆炸性气体混合物出现的频繁程度与持续

时间进行分区。对于连续出现或长时期出现爆炸性气体混合物的环境定为0区,对于在正常运行时可能出现爆炸性气体混合物的环境定为1区,对于在正常运行时不可能出现爆炸性气体混合物的环境,或即使出现也仅是短时存在的情况定为2区。

在设计中如遇到下列情况则危险区域等级要作相应变动:离开危险介质设备在7.5m之内的立体空间,对于通风良好的敞开式、半敞开式厂房或露天装置区可降低一级;封闭式厂房中爆炸和火灾危险场所范围由以上条件按建筑空间分隔划分,与其相邻的隔一道有门墙的场所,可降低一级;如果通过走廊或套间隔开两道有门的墙,则可作为无爆炸及火灾危险区。而对地坑、地沟因通风不良及易积累可燃介质区要比所在场所提高一级。

在区域爆炸危险等级确定以后,根据不同情况选择相应防爆电器。属于0区和1区场所都应选用防爆电器,线路应按防爆要求敷设。电气设备的防爆标志是由类型、级别和组别组成。类型是指防爆电器的防爆结构,共分6类:防爆安全型(标志A)、隔爆型(标志D)、防爆充油型(标志C)、防爆通风(或充气)型(标志F)、防爆安全火花型(标志H)、防爆特殊型(标志T)。级别和组别是指爆炸及火灾危险物质的分类,按防爆能力分为四级,以1、2、3、4表示;按自然温度分为五组,以a、b、c、d、e表示。类别、级别和组别按主体和部件顺序标出。比如主体隔爆型3级b组,部件Ⅱ级,则标志为BH3Ⅱb。关于防爆电器的选型,可参照表7-3。

表7-3 防爆电器选型

危险区域		0区、1区(Q—1)	2区(Q—2)	3区(Q—3)
电动机		隔爆、防爆通风(充气)型	任何一种防爆型	防爆型、密封型
电器和仪表	固定安装	隔爆、防爆充油、防爆通风充气、安全火花型	任何一种防爆型	防尘型
	移动式	隔爆、防爆充气、安全火花型	隔爆、防爆充气、安全火花型	除防爆充油型外,任何一种防爆型或密封型
	携带式	隔爆、防爆安全型	防爆、安全火花型	隔爆乃至密封型
照明灯具	固定安装及移动式	隔爆、防爆充气型	防爆安全型	防尘型
	携带式	隔爆型	隔爆型	隔爆、防爆安全型乃至密封型
变压器通讯 电器配电装置		隔爆、防爆通风型 隔爆、防爆充油防爆通风、安全火花型 隔爆、防爆通风充气型	防爆安全、防爆充油型 防爆安全型 任何一种防爆型	防尘型 密封型

工程上常用的防爆电机有AJO₂和BJO₂防爆隔爆电机,它们在中小功率范围内应用较广,是JO₂电机的派生系列,其功率及安装尺寸与JO₂基本系列完全相同,可以互换。AJO₂系列为防爆安全型,适用于在正常情况下没有爆炸性混合物的场所(2区或四级)。BJO₂系列为隔爆型,适用于正常情况下能周期形成或短期形成爆炸性混合物场所(0区、1区或Q—1级)。

2. 电气设计条件

(1) 动力。动力分为:

①设备布置平面图,图上注明电动机位置及进线方向、就地安装的控制按钮位置。

②用电设备表(表 7-4)。

表 7-4 用电设备条件表

序号	设备 位号	设备 名称	介质 名称	环境 介质	负荷 等级	设备数量		控制 连锁 要求	计算 轴功 率/kW	电 力 设 备					操 作		备注
						常用	备用			型号	容量/ kW	电压/ V	相数	立卧式	工作制	运行 时间/h	

③电加热表(温度、控制精度、热量、工作时间)。

④环境特性。

(2) 照明。提出设备平面布置图,标出需照明位置,提出照明四周环境特性(介质度、相对湿度、对防爆防雷要求)。

(3) 弱电。在工艺设备布置图上标明弱电设备位置;设置火警信号、警卫型号;布置行政电话、调度电话、电视监视器等。

(4) 防雷设计。按照 GB 50057—1994《建筑物防雷设计规范》,工业建筑的防雷等级分为三类,针对不同情况采取相应的防雷措施。第一类,建筑物中存在爆炸物或经常产生爆炸性混合物,故有可能由于电火花而引起爆炸者;第二类,类似于第一类,但仅在事故时才能形成爆炸性混合物的场合,且不致引起大破坏和人身死亡者;第三类,不属于第一类和第二类,但需要保护的建筑物,如水塔、烟囱、木材加工车间等。一般化工厂房、车间建筑物(包括仓库、油罐、气罐、易燃易爆物贮罐等建筑物)都应设置避雷装置,如避雷针、避雷带、避雷网等。

三、供热与冷冻工程设计

1. 供热 化工生产中,热源供热作为公用工程在被普遍应用,比如对吸热化学反应,为加快反应速度和对蒸发、蒸馏、预热、干燥等各种工序,供热都是必不可少的。化工设计中必须正确选用热源和充分利用热源。作为化工热源可分为直接热源和间接热源。前者包括烟道气及电加热:烟道气加热的优点是温度高,可达 1000℃,使用方便、经济简单,缺点是温度不易控制、加热不均匀和带有明火及烟尘;电加热的优点是加热均匀、温度高、易于调节控制、清洁卫生,缺点是成本高。后者包括高温载热体及水蒸气:高温载热体加热温度范围可达 160~540℃,对于 160~370℃ 的常用联苯与联苯醚的混合物,加热温度在 350~500℃ 的常用熔盐混合物 HTS(NaNO_2 40% + KNO_3 53% + NaNO_3 7%),熔点 142℃;水蒸气是化工生产中使用最广的热源,其优点是使用方便、加热均匀、速度快及易控制,但温度高时压力过大,不安全,所以多用于 200℃ 以下的场合。下面以蒸汽加热(用燃煤产生蒸汽)为例说明工艺专业需提供的设计条件。

(1) 供热系统及其设备与设备布置设计按表 7-5 形式, 以工艺专业为主填写“蒸汽、冷凝水条件表”。

表 7-5 蒸汽、冷凝水条件表

工程名称				工程代号		审 核			设计阶段						
项目(或工段) 名称						校 核			提交日期						
						编 制			编 号						
序 号	用汽 设备 名称	蒸汽 用途	使用 班次	用汽 等级	车间入口处		蒸汽用量/ $t \cdot h^{-1}$				冷凝水回收				备 注
					蒸汽 压力 (绝压)/ MPa	蒸汽 温度/ $^{\circ}C$	I 期								
							冬季		夏季						
							平均	最大	平均	最大	回收 量/ $t \cdot h^{-1}$	温度/ $^{\circ}C$	送出 水压 (绝压)/ MPa	送出 方式	

注 (1) I 期不允许间断供汽, II 期允许短时间间断供汽;

(2) 如为饱和蒸汽, 可不填写温度, 注明饱和蒸汽即可;

(3) 只考虑除工艺加热过程可能损失的汽量;

(4) 填写连续间断回收、间断时间、自流或加压回收;

(5) 填明清洁回收(指无任何物料污染, 可直接回锅炉)和有污染回水, 污染回水水质在备注中注明。

(2) 列出全厂热负荷平衡表(表 7-6), 必要时绘制各种工况下热负荷曲线。

表 7-6 全厂热负荷平衡表

序 号	用 途	热介质参数		用汽量/t·h ⁻¹				冷凝水回水量 ^② /t·h ⁻¹				备 注
				Ⅰ 期		Ⅰ + Ⅱ 期		Ⅰ 期		Ⅰ + Ⅱ 期		
		压力(表 压)/MPa	温度/ ℃	夏季 ^③	冬季 ^③	夏季	冬季	夏季	冬季	夏季	冬季	
				正常	最大	正常	最大	正常	最大	正常	最大	
1	生产 ^①											标明间断、连续用汽 量及不同时使用系数
2	采暖通风											
3	生 活											
4	小 计											
5	副产蒸汽量											
6	合 计											
7	管道损失											
8	对外供汽量											
9	自用蒸汽量											
10	实际供汽量											

① 生产热负荷按车间或工段列出明细目;

② 在备注中说明回收和处理方案;

③ 冬季指采暖期, 夏季指非采暖期。

(3) 节能技术设计: 尽量采用高压蒸汽系统, 因为高压蒸汽的能量利用率高, 如条件具备应尽量将锅炉与废热锅炉均设计为高压, 蒸汽使用过程可设计成逐级利用, 见表 7-7。其次是回收余热, 包括回收蒸汽冷凝水余热、工艺物料流中余热和化工生产废料(通过焚烧)的热量。在设计中要减少热量消耗和提高传热效率, 采用节能高效设备等都是节能的重要手段。

表 7-7 蒸汽能量的逐级利用

系 统	蒸 汽	排 出	用 途
高 压	10MPa	1.0MPa	背压汽轮机发电或带动机泵
中 压	4MPa	0.17MPa	
低 压	1.0MPa	冷凝水	动力、工艺加热、服务用
废 汽	0.17MPa	冷凝水	暖气服务用
冷凝水	0.035 ~ 0.07MPa	冷凝水	回锅炉房

2. 冷冻系统 化工生产中的物料温度若需要维持在周围环境(比如大气、水等)温度以下, 则需要由冷冻系统提供低温冷却介质(称载冷剂), 也可直接将制冷剂(如液氨、液态乙烯)送入工艺设备, 利用其蒸发吸热获取冷量。通常采用制冷剂蒸发来冷却载冷剂, 然后由载冷剂提供生产所需冷量, 这种冷冻系统的优点是能集中供应、远距离输送、使用方便、易于管理, 比较经济。选用载冷剂的温度不宜过低, 以避免动力消耗过多。选用的载冷剂, 其冰点要低于制冷剂的蒸发温度, 而使用温度通常比冰点高 $2 \sim 10^{\circ}\text{C}$ 。常用的载冷剂有水、盐溶液及有机物。当冷却温度 $\geq 5^{\circ}\text{C}$ 时选用水; 当冷却温度在 $0 \sim -45^{\circ}\text{C}$ 范围内, 可选用盐溶液, NaCl 水溶液适用于 $0 \sim -15^{\circ}\text{C}$, CaCl_2 水溶液适用于 $0 \sim -45^{\circ}\text{C}$, 盐浓度越高, 冰点越低。当冷却温度更低时, 则选用乙醇、乙二醇、丙醇及 F-11 等。

全工程各部分(即车间、工段、设备)用冷量、用冷方式、用冷温度等级(或范围)及全年用冷量变化情况(冬季、夏季过渡季、最大、最小、平均)按表 7-8 形式填写。

表 7-8 工程用冷负荷及参数设计

工程名称				工程代号		审 核				设计阶段							
项目(或工段)						校 核				提交日期							
名称						编 制				编 号							
序 号	设备位号 及名称	冷冻量/ $\text{MJ} \cdot \text{h}^{-1}$						用冷情况			冷冻介质				最大流量/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$ (或 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	备 注	
		产品耗冷		I 期		II 期		连 续	间 断		操作 时数/ $\text{h} \cdot \text{a}^{-1}$	温度/ $^{\circ}\text{C}$		压力/ MPa			
		MJ/t	MJ/h	最大	平均	最小	平均		最大	操作 周期		持续 时间	进 入	返 回			进 入

注 冷冻介质名称栏, 若采用制冷剂直接节流蒸发制冷, 可把采用的制冷剂名称列入。

四、采暖通风设计

1. 概况

(1) 采暖:采暖是指在冬季调节生产车间及生活场所的室内温度,从而达到生产工艺及人体生理的要求,实现生产的正常进行。工业上采暖系统按蒸汽压力分为低压和高压两种,界线是 0.07 MPa,通常采用 0.05 ~ 0.07 MPa 的低压蒸汽采暖系统。还有的采用热风采暖系统,是将空气加热至一定的温度(70℃)送入车间,它除采暖外还兼有通风作用。

(2) 通风:车间为排除余热、余湿、有害气体及粉尘,需要通风。

① 自然通风:设计中指的是有组织的自然通风,也就是可以调节和管理的自然通风,可利用室内外空气温差引起的相对密度差和风压进行自然换气。

② 机械通风,可分为以下三种:

a. 局部通风。如车间内局部区域产生有害气体或粉尘时,为防止气体及粉尘的散发,可用局部通风办法(比如局部吸风罩),在不妨碍操作与检修的情况下,最好采用密封式吸(排)风罩。对局部采暖(或降温)或需要考虑必要的事故排风的场所,均应采用局部通风方式。

b. 全面通风。只有当整个车间都充满有害气体(或粉尘)时,才采用全面通风。

c. 有毒气体的净化和高空排放。为保护周围大气环境,对浓度较高的有害废气,应先经过净化,然后通过排毒筒排入高空并利用风力使其分散稀释。对浓度较低的有害废气,可不经净化直接排放,但必须由一定高度的排毒筒排放,以免未经大气稀释沉降到地面危害人体和生物。

2. 采暖通风设计条件 首先在工艺流程图上标明设置采暖通风的设备及其位置;其次提出采暖方式,集中还是分散采暖;然后根据具体情况填写采暖通风与空调、局部通风设计条件,如表 7-9 所示;最后说明采暖通风方式、设备的散热量、产生有害气体或粉尘的情况。

表 7-9 采暖通风与空调、局部通风设计条件

工程名称				工程代号				审 核				设计阶段									
项目(或工段)名称								校 核				提交日期									
								编 制				编 号									
采暖通风与空调										局部通风											
序 号	房 间 名 称	防 爆 等 级	生 产 类 别	室温/℃		湿度		有害气体 或粉尘		事 故 排 风 设 备 位 号	其 他 要 求		设 备 位 号 及 名 称	有 害 物 及 粉 尘		密 闭 设 备		敞 开 设 备		要 求 通 风 方 式	
				冬 季	夏 季	冬 季	夏 季	名 称	数 量/ mg · m ⁻³		正 (负) 压/Pa	洁 净 级 别		名 称	数 量	操 作 面 积/ m ²	排 气 温 度/ ℃	有 害 物 源	温 度/℃	通 风 或 排 风	间 断 或 连 续

五、仪表自控设计

1. 概况 仪表自动控制是化工生产装置的监控设备,是确保连续安全生产运行的重要手段。仪表自控设计不仅要有合理的控制方案和正确的测量方法,还需要根据工艺数据正确选择自动化仪表。

(1) 单元组合仪表的选择: 单元组合仪表根据使用动力情况及功能组件组合方式, 一般分为气动单元组合仪表、电动单元组合仪表与电子组装仪表三类。

在工程设计中, 仪表的选择应根据装置的具体条件进行综合考虑和分析。一般的, 下述条件下宜选用气动仪表:

①自动变送器至显示调节仪表间的距离较短, 通常不超过 150m 较为合适。

②工艺物料是易燃易爆介质及相对湿度很大的场合。

③要求仪表投资少。

④一般中小企业要求易维修、经济可靠。

⑤在以电动仪表为主的大型装置里, 有些场合就地调解回路部要求引入中央控制室集中操作的, 可采用气动仪表。

此外, 下面的情况宜选用电动仪表:

①变送器至显示调节单元间的距离超过 150m。

②大型企业要求高度集中管理的中央控制室。

③设置有计算机进行控制及管理的对象。

④要求响应速度快、信息处理及运算复杂的场合。

目前电动单元组合仪表有两种型号, 一是 DDZ—II 型, 是早期产品; 二是 DDZ—III 型, 是以集成电路为主的组件, 这两种仪表在结构形式及安装上有差异, 在选用上没有显著区别。

(2) 化工生产常用仪表:

①温度测量仪表: 主要有玻璃温度计、压力式温度计、热电偶、双金属温度计等接触式温度计以及光学、光电和辐射高温计等非接触式温度计。

②压力测量仪表: 主要有普通弹簧管式压力表、液柱压力表、膜片式压力表、专用弹簧式压力表(氧气、氨气、乙炔等气体用)以及特种压力表。

③流量测量仪表: 主要有转子式和容积式, 前者如常用的玻璃转子流量计, 后者如涡轮流量计等。

(3) 控制系统: 控制系统有简单控制系统、复杂控制系统以及程序控制系统。

2. 仪表自控设计条件 首先要明确控制方法, 采用集中控制还是分散控制或者两者结合的方法, 其次按照工艺流程图标明控制点、控制对象; 提供设备平面布置图; 提出温度、压力、液位、流量等控制要求, 产品或为其成分的控制指标以及特殊要求的控制指标如 pH 值等, 提出控制信号数、要求及安装位置等; 提出仪表、自控条件表(表 7-10), 调节阀条件表(表 7-11)。

表 7-10 仪表自控条件表

仪表位号	数量	仪表用途	工艺参数			流量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 最大、正常、 最小	液位/m 最大、 正常、 最小	I—指示、R—记录 Q—累计、C—调节 K—遥控、A—报警 S—连锁	P—集中 L—就地 PL—集中、就地	所在设备管道规格及材质	仪表插入深度/mm
			密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	温度/ $^{\circ}\text{C}$	表压/ MPa						

表 7-11 调节阀条件表

仪表位号	控制点用途	数量	介质及成分	流量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 最大、正常、最小	三个流量的调节阀前后绝压/ MPa	调节阀承受的最大压差/ MPa	密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	工作温度/ $^{\circ}\text{C}$	介质黏度/ $\text{mPa} \cdot \text{s}$	管道规格及材质

第二节 土建设计

工业建筑是指从事生产的各种房屋,一般称为厂房。建筑设计应在适应生产工艺要求的前提下,为生产者创造良好的劳动环境,并使厂房安全适用、经济美观。在设计院中土建设计一般分为建筑专业设计与结构专业设计。

建筑设计是根据建筑标准对工厂的各类建筑物进行设计。建筑设计应将新建的建筑物的立面处理和内外装修的标准与建设单位原有的环境进行协调,对墙体、门、窗、地平、楼面和屋面等主要工程加以说明,对有防腐、防爆、防尘、高温、恒温、恒湿、有毒物和粉尘污染等特殊要求,在车间建筑结构上要有相应的处理措施。

结构设计主要包括地基处理方案、厂房的结构形式确定及主要结构构件(如基础、柱、楼层梁等)的设计、对地区性特殊问题(如地震等)的说明及在设计中采取的措施以及对施工的特殊要求等。

一、土建设计依据

1. 气象、地质、地震等自然条件资料

(1)气象资料。对建于新区的工程项目,需列出完整的气象资料;对建于原有厂房内或熟悉地区的一般工程项目,可只选择设计直接需用的气象资料。

(2)地质资料。厂区地质土层分布的规律性和均匀性,地基土的工程性质及物理力学指标,软弱土的特性,具有湿陷性、液化可能性、盐渍型、胀缩性的土地的判断和评价,地下水的性质、埋深及变幅,在设计时只应以地质勘探报告为依据。

(3)地震资料。建厂地区历史上地震情况及特点、场地地震基本烈度及其划分依据以及专门机关的指令性文件。

2. 地方材料 简要说明可供选用的当地大众建筑材料及特殊建材(如防水、耐腐蚀、隔热材料等)的来源、规格质量、生产能力、供应情况和运输条件与单价等。

3. 施工安装条件 当地建筑施工、运输、吊装的能力以及生产预制构件的类型、规格、质量情况。

4. 当地建筑结构标准图和技术规定

二、土建设计条件及内容

1. 土建设计条件 设计中工艺专业应提出建构筑物特征条件表,如表7-12所示,同时还要提供如下的设计条件。

表7-12 建构筑物特征表

序号	车间名称	范围		人员情况		安全生产			操作环境					腐蚀特征	防雷等级
		标高	建筑轴线	生产班次	定员人数	火险等级	毒性等级	爆炸	卫生等级	有害介质或粉尘	噪声情况	温度	湿度		

(1) 工艺流程图。

(2) 厂房布置图,主要是工艺设备平面布置图与立面布置图,并在图中说明对土建的各项要求并且附图。

(3) 设备情况,包括设备位号、设备名称、规格、质量(设备质量、操作物料负荷、保温、填料等)、装卸方法、支撑形式等。

(4) 安全生产、劳动保护条件,如防毒、防火、防爆、防尘和防腐蚀条件,以及其他特殊条件,如放射性工作区与其他区域隔离,并设专用通道。

(5) 楼面的承重情况。

(6) 楼面、墙面的预留孔和预埋件的条件,地面的地沟,落地设备的基础条件。

(7) 安装运输条件,应根据安装门、安装孔、安装起吊点、安装载荷、安装场地等要求,同时考虑设备维修或更换时对土建的要求。

(8) 人员一览表,包括人员总数、最大班人数、男女操作工比例等。

(9) 在土建专业设计基础上,工艺专业进一步进行管道布置设计,并将管道在厂房建筑上穿孔的预埋件及预留孔提交土建专业。

2. 土建专业的设计内容 给出各个建筑物和构筑物平面图、剖面图、立面图,写出新建的建、构筑物一览表、建筑材料估算表;说明决定采用天然地基或人工地基的根据;说明结构选型原则,混合结构、框架结构和排架结构、钢结构、预制、现浇和预应力结构等的选用范围及其所考虑的因素;说明基础、柱、楼层梁、板、屋架等主要结构构件设计及选型。

第三节 安全卫生与环境保护

一、安全生产

在化工厂中影响人身安全的事故一般是燃烧、爆炸和中毒三类。化工生产中涉及许多的化

学反应有毒、易燃易爆、有腐蚀性,容易引起安全事故,因此在设计中,每个设计人员都必须以安全设计为原则,同时充分认识到各种危险品的来源和后果,在设计的过程中严格遵守各种安全设计规范和标准,并在各个方面采取预防措施来避免事故的发生或减少事故造成的损失。

1. 化学品的毒性

(1) 毒性分类。具有毒性的物质对机体构成毒害的基本因素是物质本身的毒性强弱及接触的持续时间和频率等。绝大部分化学品或多或少都有毒,一般把物质的毒性分为两类:一是急性中毒,用半致死量 LD_{50} [即 50% 接受试验的动物死亡的最低剂量(口吸入),单位为 mg/kg (体重)]表示,短期接触就会造成严重的伤害甚至死亡,如 KCN、 Cl_2 等, LD_{50} 与毒性关系见表 7-13,例如 KCN 的 LD_{50} 为 $10mg/kg$, $PbEt_4$ 为 $35mg/kg$ 、食盐为 $3000mg/kg$;二是慢性中毒,用 TLV(阈值, threshold limit value,指人们长期接触后,虽无明显感觉但能慢性中毒的空气中有毒物质的浓度, mg/kg)表示,长期接触会危及健康,如稠环芳烃等。

表 7-13 LD_{50} (经口吸入)与毒性分级

毒性分级	LD_{50} (大白鼠)/ $mg \cdot kg^{-1}$	毒性分级	LD_{50} (大白鼠)/ $mg \cdot kg^{-1}$	毒性分级	LD_{50} (大白鼠)/ $mg \cdot kg^{-1}$
极毒	<1	中等毒	51 ~ 500	相对无毒	5001 ~ 15000
剧毒	1 ~ 50	低毒	501 ~ 5000	无毒	>15000

(2) 毒物危害程度分级(表 7-14)。

表 7-14 职业性接触毒物危害程度分级(自 GB 5044—1985)

指 标		分 级			
		I 极度危害	II 高度危害	III 中度危害	IV 轻度危害
急性中毒	LC_{50} (吸入)/ $mg \cdot kg^{-1}$	<200	200 ~ 2000	2000 ~ 20000	>20000
	LD_{50} (经皮)/ $mg \cdot kg^{-1}$	<100	100 ~ 500	500 ~ 2500	>2500
	LD_{50} (经口)/ $mg \cdot kg^{-1}$	<50	25 ~ 500	500 ~ 5000	>5000
急性中毒发病状况		生产中易发生中毒,后果严重	生产中发生中毒,愈后良好	偶尔发生中毒	迄今未见急性中毒,但有急性影响
慢性中毒发病状况		患病率高($\geq 5\%$)	患病率较高(<5%)或症状发生率较高($\geq 20\%$)	偶尔有中毒病例发生或症状发生率较高($\geq 10\%$)	无慢性中毒而有慢性影响
慢性中毒后果		脱离接触后继续进展或不能治愈	脱离接触后可基本治愈	脱离接触后可恢复,不至于产生严重后果	脱离接触后可自行恢复,无不良后果
致癌性		人体致癌物	可疑人体致癌物	实验动物致癌物	无致癌性
最高容许浓度/ $mg \cdot m^{-3}$		<0.1	0.1 ~ 1.0	1.0 ~ 10	>10

注 LC_{50} 为试验动物半数致死浓度。

2. 腐蚀性 材料在环境的作用下引起的败坏或变质即为腐蚀。化学或电化学反应引起的破坏是引起金属和合金的腐蚀的主要原因,有时还同时伴有机械、物理或生物作用。而非金属的破坏一般是由于化学或物理作用引起的,如氧化、溶解、溶胀等。腐蚀的危害巨大,会引起产品或生产流体的损失、环境污染甚至爆炸,因此要引起高度重视。

均匀腐蚀和局部腐蚀是金属材料的腐蚀形态的两大类,前者较均匀地发生在全部表面,后者只发生在局部。一般局部腐蚀比均匀腐蚀的危害更严重,有一些局部腐蚀常常是突发性和灾难性的。对于金属的均匀腐蚀来说,可用均匀腐蚀率来评价。金属材料的腐蚀率大小分为四个等级,见表 7-15。

表 7-15 金属材料的腐蚀评价表

等 级	腐蚀率/ $\text{mm} \cdot \text{a}^{-1}$	符号表示	评 价
1	<0.05	✓	优良
2	$0.05 \sim 0.5$	√	良好
3	$0.5 \sim 1.5$	○	可用,但腐蚀较重
4	>1.5	×	不适用,腐蚀严重

对于非金属材料的耐腐蚀性一般不以腐蚀率作为评价标准,而主要以失强、增重和外形破坏等作为综合考察的指标,一般分为三级,即:一是良好,腐蚀轻或无腐蚀;二是可用,但有明显腐蚀,如轻度变形、变色、失强、增重等;三是不适用,变形破坏或失强严重。

3. 火灾危险性与防爆炸

(1) 火灾危险性。燃烧是强烈的氧化反应并伴有发热和发光的化学现象,可燃性的物质和助燃物质共同存在构成了一个燃烧系统,可燃性的物质、助燃物质以及火源是燃烧的三个条件。而物质的可燃性,即燃烧危险性取决于其闪点、自燃点、爆炸(燃烧)极限及燃烧热四个因素。闪点是液体是否容易着火的标志,它是物质在明火中能点燃的最低温度,液体的闪点如果等于或低于环境温度的则称为易燃液体;自燃点是指物质在没有外界引燃的条件下在空气中能自燃的温度,它标志该物质在空气中能加热的极限温度;爆炸极限是指在常温常压的条件下该物质在空气中能燃烧的最低至最高浓度范围,该浓度范围内,火焰能在空气混合物中传播;燃烧热是可燃物质在氧气(或空气)中完全燃烧时所释放的全部热量。

任何种类的燃烧,凡超出有效范围的,就成为火灾。用电设备因接触不良或因雷、电、油布等自然及其他原因都有可能引起火灾。工业上把火灾危险性分为五类:

第一类(又称为甲类)包括使用或产生下列物质:闪点(T_f)低于 28°C 的易燃液体;爆炸下限低于 10% 的可燃性气体;常温下能自行分解或在空气中水蒸气的作用下,能产生可燃气体并引起燃烧或爆炸的物质;常温下在水或空气中水蒸气的作用下,能产生可燃气体并引起燃烧或爆炸的物质;遇酸、受热、撞击、摩擦以及遇有机物或硫黄等易燃的无机物,极易引起燃烧或爆炸的强氧化剂;受撞击、摩擦或与氧化剂、有机物接触时能引起燃烧或爆炸的物质;在压力容器内物质本身温度超过自燃点的生产。

第二类(又称为乙类)包括使用或产生下列物质: T_f 为 $28\sim 60^{\circ}\text{C}$ 的易燃可燃液体;爆炸下限大于10%的可燃气体;助燃气体和不属于甲类的氧化剂;不属于甲类的化学易燃危险固体;生产中排出浮游状态的可燃纤维或粉尘,并能与空气形成爆炸性混合物。

第三类(又称为丙类)包括使用或产生可燃固体和 $T_f\geq 60^{\circ}\text{C}$ 的可燃液体。

第四类(又称为丁类)包括使用或产生下列物质:对非燃烧物质进行加工并在高热或熔化状态下经常产生辐射热、火花、火焰的生产;利用气体、液体、固体作为燃料或将它们燃烧的生产场合;常温下使用或加工难燃烧物质的生产。

第五类(又称为戊类)包括使用或产生下列物质:常温下使用或加工非燃烧物质的生产。

(2)爆炸。爆炸是物质从一种状态迅速转化为另一种状态并在瞬间以机械功的形式释放出大量能量的现象,可分为物理性爆炸和化学性爆炸。物理性爆炸是指受压设备如蒸汽锅炉、高压容器及管道等的爆炸,化学性爆炸是几种物质在瞬间内发生化学反应产生大量的热和气体产物,在爆炸的同时产生破坏性极大的冲击波。

化学爆炸应具备的条件:具有可燃易爆性物质,如 H_2 、 C_2H_2 、 NH_3 、各种金属粉末等;爆炸性物质与空气或氧气混合达到一定的爆炸范围;达到爆炸范围的爆炸性混合物在明火或着火点温度作用下。

(3)防火防爆安全措施。安全措施的原则是杜绝灾害产生的根源,减轻灾害造成的损失。在设计时,要遵循的主要防火规范有:建筑设计防火规范(GBJ 16—1987,2001年修订)、爆炸危险场所安全规范(劳部发[1995]56号)、石油化工企业设计防火规范(GB 50160—1999)、高层民用建筑设计防火规范(GB 50045—2001)等。对于所有的化工企业都应采取的基本措施列举如下:

①防止明火,不必要的火源如火花或热的物质都应避开装置,以免引起火灾;火柴、静电、焊接、切割、自燃物品和不防爆的电气设备也应避开装置;厂区内严禁吸烟!

②避免由于材质选择不当而引起意外的事故。对于易燃易爆或其他危险物质,尽量不采取玻璃设备;对于低温设备或在严寒地区安装的露天设备,要考虑低温可能引起的材料结构冷脆;对腐蚀性介质应采用耐腐蚀材料并有足够的腐蚀裕度。

③防止设备超温。金属材料的机械强度随温度升高而降低,当操作温度超过设计温度时,有可能使设备结构破坏而导致爆炸。为此在设计上应采取如下措施:除了正常的温度控制外,还应设置高温报警和极高位连锁控制;设置用于停车后的事故冷却水系统,设备的设计温度应高于正常操作温度,要考虑在恶劣条件下达到的最大温度;对于危险品,采用的加热介质在本质上应安全,如饱和蒸汽的温度一旦超过该压力下的饱和温度,此时使用电加热是很危险的。

④避免设备或管道的压力超过设计值。一般可采取的措施有:设置压力调节阀,自动调节压力;设置安全阀,安全阀的设定压力取设备的设计压力;设置紧急动作阀门,当压力超过极限值后,紧急动作阀门作用,全程打开阀门泄压;设置防爆膜(爆破膜),当压力超过设定值时,爆破膜破裂,系统压力迅速降低。

⑤为使火灾或爆炸发生时减轻其危害程度,设计应采取的措施有:设置充分的有保证的消防水源;采用防火披覆保护管架和电缆槽免遭火灾威胁;在物料的进出口管道上安装截止阀;当

仪表动力源失效(如突然停电或停仪表用气)时,要使调节阀处于安全状态;设置处理易燃可燃排放物料的火炬系统;对于防爆车间,其建筑物应采用轻质屋顶等防爆措施并留有足够的泄压面积,对危险设备要有足够的安全距离,并根据需要采取隔离措施(如设置防爆墙等)。

⑥要考虑事故发生时人员的安全疏散的措施:将控制室布置在上风向,如界区内有易燃易爆物质时,控制室应采取正压密闭通风;对占地面积 3000m^2 以上的设备区周围应设置宽度不小于 5m 的直通式或环形通道,以保持紧急用车辆(消防车和救护车等)的通道畅通;对建筑物、构筑物或平台等面积超过一定值者均须设置两个或两个以上的进出口,作为疏散的通道。

⑦其他安全措施:温度高于 333K 的设备和管道的表面必须加设防烫伤隔热层;对于有自聚倾向的反应器应加阻聚剂,并设置冷却、泄压、高温报警措施;对于接近爆炸范围的操作,采取安全泄压措施或者使容器能承受爆炸压力,并设置分析控制仪表以及置换和惰性气体稀释系统。

4. 噪声 噪声是使人感到讨厌、对人体的健康和安全有不良影响的声音,如果长期处于高强度噪声的环境能损坏一个人的听觉。对于强度不高的噪声,能使人心烦和疲劳。常用分贝数 $[\text{dB}(\text{A})]$ 表示噪声的大小。 30dB 以下的环境非常安静, 40dB 是正常环境, $50 \sim 60\text{dB}$ 的环境就使人感到吵闹了。当噪声达到 90dB 以上时会损害人的听觉,一般情况下,当分贝数高于 80dB 时,应对耳朵采取保护措施。

工厂中产生噪声的来源主要有:机泵产生的中高频气流噪声,加热炉、压缩机和风机产生的低频气流噪声,排气放空、管道和阀门、破碎、粉碎机械、火炬和冷却塔的噪声。噪声的处理可采用吸声、隔音、消声等方法。在设计中关于噪声应考虑如下的内容:

(1)合理选用噪声低的设备,对超过现行的《工业企业噪声卫生标准》规定的设备采取隔离消声措施。

(2)总图布置应合理考虑噪声源布局,减少噪声危害。

(3)根据噪声估算出企业内噪声分布情况。

(4)生产车间或作业场所的噪声标准,应按《工业企业噪声卫生标准》执行,新扩建企业允许噪声参照值见表 7-16。

表 7-16 新扩建、改建企业允许噪声参照值

每个工作日接触噪声时间/h	允许噪声/ $\text{dB}(\text{A})$	
	新建、扩建、改建企业	现有企业
8	85	90
4	88	93
2	91	96
1	94	99
0.5	97	102
0.25	100	105
最高不得超过 $115\text{dB}(\text{A})$		

二、工业卫生

工业卫生的内容包括防尘、防毒、防暑降温、防寒防潮、防噪声、振动控制及防辐射、辅助用房等,在《GBZ 1—2002 工业企业卫生设计标准》(替代 TJ 36—1979)和《GBZ 2—2002 工作场所有害因素职业接触限值》中有详细规定,本书只做简要介绍。工业卫生的内容除了在工程设计时考虑外,生产管理更为重要。

1. 工作场所基本卫生要求

(1)防尘、防毒。产生粉尘、毒物的生产过程和设备,应尽量考虑机械化和自动化,加强密闭,避免直接操作,并应结合生产工艺采取通风措施。放散粉尘的生产过程,应首先考虑采用湿式作业。有毒作业宜采用低毒原料代替高毒原料。因工艺要求必须使用高毒原料时,应强化通风排毒措施。

产生粉尘、毒物的工作场所,其发生源的布置应符合下列要求:放散不同有毒物质的生产过程布置在同一建筑物内时,毒性大与毒性小的应隔开;粉尘、毒物的发生源,应布置在工作地点的自然通风的下风侧;如布置在多层建筑物内时,放散有害气体的生产过程应布置在建筑物的上层。如必须布置在下层时,应采取有效措施防止污染上层的空气。

根据生产工艺和粉尘、毒物特性,采取防尘防毒通风措施控制其扩散,使工作场所有害物质浓度达到《工作场所有害因素职业接触限值》(GBZ 2—2002)要求。

产生粉尘、毒物或酸碱等强腐蚀性物质的工作场所,应有冲洗地面、墙壁的设施。产生剧毒物质的工作场所,其墙壁、顶棚和地面等内部结构和表面,应采用不吸收、不吸附毒物的材料,必要时加设保护层,以便清洗。车间地面应平整防滑,易于清扫。经常有积液的地面应不透水,并坡向排水系统,其废水应纳入工业废水处理系统。

当数种溶剂(苯及其同系物或醇类或醋酸酯类)蒸气,或数种刺激性气体(三氧化硫及二氧化硫或氟化氢及其盐类等)同时放散于空气中时,全面通风换气量应按各种气体分别稀释至规定的接触限值所需要的空气量的总和计算。除上述有害物质的气体及蒸气外,其他有害物质同时放散于空气中时,通风量应仅按需要空气量最大的有害物质计算。

设计部门应了解和掌握建设项目所使用 and 生产的化学物质及其产生的中间产物和副产品的工艺流程和毒性作用的主要特点,以及有关的卫生防护资料。

厂房内的设备和管道必须采取有效的密封措施,防止物料跑、冒、滴、漏,杜绝无组织排放。

(2)防中暑。工艺流程的设计宜使操作人员远离热源,同时根据其具体条件采取必要的隔热降温措施。热加工厂房的平面布置应呈“L”型、“Ⅱ”型或“Ⅲ”型。开口部分应位于夏季主导风向的迎风面,而各翼的纵轴与主导风向呈 $0 \sim 45^\circ$ 夹角。

高温厂房的朝向,应根据夏季主导风向对厂房能形成穿堂风或能增加自然通风的风压作用确定。厂房的迎风面与夏季主导风向宜成 $60^\circ \sim 90^\circ$ 夹角,最小也不应小于 45° 角。

热源应尽量布置在车间的外面;采用热压为主要的自然通风时,热源尽量布置在天窗的下面;采用穿堂风为主要的自然通风时,热源应尽量布置在夏季主导风向的下风侧;热源布置还应便于采用各种有效的隔热措施和降温措施。

高温车间应设有避风的天窗,天窗和侧窗应便于开关和清扫。

夏季自然通风用的进气窗下端距地面不应高于 1.2m,以便空气直接吹向工作地点。冬季自然通风用的进气窗下端一般不低于 4m,如低于 4m 时,应采取防止冷风吹向工作地点的有效措施。

自然通风应有足够的进风面积。产生大量热、湿气、有害气体的单层厂房的附属建筑物,占用该厂房外墙的长度不得超过外墙全长的 30%,且不宜设在厂房的迎风面。

产生大量热或逸出有害物质的车间,在平面布置上应以其最大边作为外墙。如四周均为内墙时,应采取措施向室内送入清洁空气。

当室外实际出现的气温等于本地区夏季通风室外计算温度时,车间内作业地带的空气温度应符合下列要求:散热量小于 $23\text{W}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 的车间不得超过室外温度 3°C ;散热量为 $23 \sim 116\text{W}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 的车间不得超过室外温度 5°C ;散热量大于 $116\text{W}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 的车间不得超过室外温度 7°C 。

(3)防辐射。生产工艺过程有可能产生微波或高频电磁场的设备应采取有效地防止电磁辐射能的泄漏措施。辐射分为非电离辐射(射频辐射)和电离辐射。电离辐射的防护应按 GB 8702、GB 4792、GB 10436 等规定执行。工作地点微波(300MHz~300GHz)电磁辐射强度不应超过表 7-17 规定的限值,高频电磁辐射(频率 30~300MHz)工作地点辐射强度卫生限值不应超过表 7-18 的规定。

表 7-17 工作地点微波辐射强度卫生限值

波 型		平均功率密度/ $\mu\text{W} \cdot \text{cm}^{-2}$	日总剂量/ $\mu\text{W} \cdot \text{cm}^{-2}$
连续波		50	400
脉冲波	固定辐射	25	200
	非固定辐射	500	4000

表 7-18 高频辐射强度卫生限值

波 型	日接触时间/h	功率密度/ $\text{mW} \cdot \text{cm}^{-2}$
连续波	8	0.05
	4	0.10
脉冲波	8	0.025
	4	0.05

2. 辅助用室 对于一般化工厂及有特殊要求的制药厂、精细化工厂的车间卫生设施在《GBZ 1—2002 工业企业卫生设计标准》中有详细规定,这里摘要介绍一下生产卫生用房的设置规定。

根据工业企业生产特点、实际需要和使用方便的原则设置辅助用室,包括工作场所办公室、生产卫生室(浴室、更衣室、盥洗室、洗衣房)、生活室(休息室、食堂、厕所)、妇女卫生室。辅助用室应避开有害物质、病原体、高温等有害因素的影响。建筑物内部构造应易于清扫,卫生设备应便于使用。浴室、盥洗室、厕所的设计计算人数,一般按最大班工人总

数的93%计算。更衣室的设计计算人数,应按车间在册工人总数计算。职工食堂、浴室应符合相应的卫生标准要求。应根据工业企业生产性质设置职业卫生及职业病防治管理机构并配备必要的仪器设备。

(1) 车间办公室。车间办公室宜靠近厂房布置,且应满足采光、通风、隔声等要求。

(2) 生产卫生室。应根据车间的卫生特征设置浴室、更衣室、盥洗室,其卫生特征分级见表7-19。易挥发的有毒物质(如苯等)虽易经皮肤吸收,但可按3级确定。

表7-19 车间的卫生特征分级

卫生特征	1 级	2 级	3 级	4 级
有毒物质	极易经皮肤吸收引起中毒的剧毒物质(如有机磷、三硝基甲苯、四乙基铅等)	易经皮肤吸收或有恶臭的物质,或高毒物质(如丙烯腈、吡啶、苯酚等)	其他毒物	不接触有害物质或粉尘,不污染或轻度污染身体(如仪表、金属冷加工、机械加工等)
粉 尘		严重污染全身或对皮肤有刺激的粉尘(如炭黑、玻璃棉等)	一般粉尘 (棉尘)	
其 他	处理传染性材料、动物原料(如皮毛等)	高温作业、井下作业	重作业	

①浴室:卫生特征为1级、2级的车间应设车间浴室,3级宜在车间附近或在厂区设置集中浴室,4级可在厂区或居住区设置集中浴室。因生产事故可能发生化学性的伤害、经皮肤吸收引起急性中毒的工作地点或车间,应设事故淋浴,并应设置不断水的供水设备。车间浴室应采取防水、防潮、排水和排气措施,且不宜直接设在办公室的上层或下层。

②更衣室:更衣室应配置闭锁式衣柜。车间卫生特征1级的车间更衣室,便服、工作服应分室存放,工作服应有良好的通风。2级的更衣室,便服、工作服可同室分开存放,以避免工作服污染便服。车间卫生特征3级的更衣室,便服、工作服可同室存放,更衣室可与休息室合并设置。车间卫生特征4级的更衣室,更衣室与休息室可合并设置,或在车间内适当地点存放工作服。湿度大的低温重作业如冷库和地下作业等,应设工作服干燥室,对特殊工种应设除尘、消毒室。

③盥洗室:车间内应设盥洗室或盥洗设备。盥洗水龙头的数量,对于卫生特征为1级、2级的车间每个水龙头为20~30人,卫生特征为3级、4级的车间每个水龙头为31~40人。接触油污的车间,应供给热水。盥洗设施宜分区集中设置。在厂房内的盥洗设施应做好地面排水,在厂房外的盥洗设施宜设置雨篷并应防冻。在工作过程中,会沾染病原体或易经皮肤吸收的剧毒物质和污染严重的工作场所必须设专用洗衣房。

三、环境保护

化学工业所涉及的原料、材料、中间产品及最终产品大多数是易燃易爆有毒有臭味有酸碱性的物质,在它们的贮存运输、使用及生产过程中都可能造成环境污染。在化学工业领域中,千

变万化的物种及各种方式的生产路线途径,使得化工生产中排放的污染物也是多种多样。很多企业,包括基础化工、石油化工、造纸、林产化工等行业,每年消耗大量的矿藏和森林,而在这些地球上储量有限的矿藏和生长缓慢的树林被消耗的同时,还向空气、水体和土壤源源不断地排放大量的气、液、固态的废弃物,这些化工、采掘、采伐行业的生产活动都将对人类赖以生存的生态系统内的物质循环和能量流动产生重要影响。人类如果无视环境利益,以牺牲环境质量换取生产的经济效益,任意索取自然资源,不加控制地向大自然排放“三废”(即废气、废液、废渣),那么必将导致生态环境的恶化,而恶化了的生态环境,通常在短期内难以得到恢复。同时,一定会给人类以相应的惩罚。

一个生产装置从设计开始,就意味着一个污染人们生存环境的实体即将诞生,那么在设计中同时考虑如何尽可能减少和控制生产过程所产生的污染物,并且对这些污染物加以工程治理,使之减少或完全消除,则是完全必要的。我国对工程项目严格执行环保“三同时”政策,即对工程项目的环境保护与治理的工业措施及设备,要与其他专业做到同时设计、同时加工安装、同时试车运行。

按照项目建议书、可行性研究报告、结合工艺专业提出“三废”排放条件,根据环境影响报告书(表)及其批文编写环保设计的编制依据。按照国家(部门)环保设计标准规范,根据建设项目具体情况及厂址区域位置决定“三废”排放应达到的等级,决定经过治理后,当地(厂边界或车间工作场所)应达到的环境质量等级。阐明本工程主要污染源及排放污染物详细情况,并根据这些条件采取相应的环保措施。


常用的有关环境保护设计标准、规范如下:

- (1) GB 3838—2002《地表水环境质量标准》。
- (2) GB/T 14843—1993《地下水质量标准》。
- (3) GB 8978—1996《污水综合排放标准》。
- (4) GB 12348—1990《工业企业厂界噪声标准》。
- (5) GB 3096—1993《城市区域环境噪声标准》。
- (6) GB 16297—1996《大气污染物综合排放标准》。
- (7) GB 13271—2001《锅炉大气污染物排放标准》。
- (8) 居民区大气中有害物质的最高允许浓度。
- (9) 车间空气中有害物质的最高允许浓度。

1. 废气处理 有毒有害气体会危害人体健康、舒适感或环境,因此生产中排出的废气应回收或综合利用,如果不能回收或综合利用时,应采取措施使其达到排放标准,需要注意的是,在选择废气处理方法时应避免产生二次污染。

化工厂主要废气来源有:锅炉排放的燃烧气体、生产装置产生的不凝性气体、反应的副产废气(如氯化、磺化、硝化、亚硝化反应产生大量的 HCl 、 SO_2 、 NO_x 等)、挥发性化学制剂和溶剂在贮存过程中的排放气体以及生产物料在生产中产生的跑、冒、滴、漏都构成了化工厂的大气污染。表 7-20 列举了一些常见空气污染物对人体健康的影响。

表 7-20 常见空气污染物对人体健康的影响

污染物	形 态	进入人体方式	对人体的危害
SO ₂	刺激性气体	吸入	在较高浓度下,喉头感觉异常,出现咳嗽、声音嘶哑、胸痛、呼吸困难,造成支气管炎、哮喘、肺气肿甚至死亡
NH ₃	刺激臭气体	吸入	高浓度可引起肺充血、肺气肿,皮肤沾染可引起化学烧伤
HCN	有特殊气味	吸入	极毒,吸入中毒表现为头痛、恶心、呕吐,严重时呼吸困难,甚至停止呼吸
HCl	刺激臭气体	吸入	对皮肤、黏膜有刺激作用,可引起呼吸道炎症
	有芳香味液体	吸入蒸气	慢性中毒出现头痛、失眠以及血液系统病变。高浓度时可引起急性中毒,严重时失去知觉、停止呼吸

目前,我国对工业废气中污染物的排放标准是《大气污染物综合排放标准》(GB 16297—1996),其中规定了现有污染源和新污染源的大气污染物排放限值,限于篇幅本书略去。

处理废气的基本方法有:除尘法、冷凝法、吸收法、吸附法、直接燃烧法等。例如,甲烷氯化物、黄连素、磺胺噻唑、盐酸四咪唑等生产中的氯化反应、氯磺化反应以及二氟一氯甲烷(R22)的合成反应中等都会产生大量的HCl,可用水吸收,既可以消除其造成的环境污染,又可回收一定浓度的盐酸;苯乙酰胺生产尾气中含有大量的H₂S气体、部分氨气及其他有机蒸气,用焚烧法进行净化处理,可将其氧化为SO₂、N₂、CO₂、H₂O等气体,消除H₂S的污染。

2. 废水处理 一个产品的“三废”排放与它的生产工艺有直接关系。先进的生产工艺可以不产生或少产生废弃物及其他不良影响,反之就会使大量的原料变为废弃物构成对环境的危害,所以选用先进的工艺或变革已有的工艺、提高产品得率、降低原材料消耗、减少排污量甚至零排放是废水处理的根本途径。

废水的排放标准应遵循《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)以及针对专门行业的污水排放标准,如《造纸工业水污染物排放标准》(GB 3544—2001)、《烧碱、聚氯乙烯工业水污染物排放标准》(GB 15581—1995)、《柠檬酸工业污染物排放标准》(GB 19430—2004)等。

工业废水中的污染物极其复杂,在GB 8978—1996中,按其对人体健康的危害程度不同,可将污染物分为两类。第一类污染物是指能在环境或动物体内累积,对人体健康产生长远的不良影响的,共有13类,即总汞、烷基汞、总镉、总铬、六价铬、总砷、总铅、总镍、 α -苯并芘、总铍、总银、总 α -放射性、总 β -放射性。第二类污染物是指其长远影响小于第一类污染物,在标准中有pH值、COD、BOD₅、悬浮物等56项。

此外国家标准还规定了部分企业废水的最高允许排放浓度和允许排水定额。废水处理应根据水量、水温、污染物的性质和含量以及废水和污染物被回收利用或处理的方法合理划分,做到清污分流、采用循环利用或重复利用,找到一个技术先进、经济合理的方案。

废水处理的主要方法有物理法、化学法和生物法。物理法通常用于废水的一级处理,主要是分离或回收废水中的悬浮物质及油类,适用于处理废水中泥沙、油类、悬浮物多而有机污染物

少的场合。常用的物理法有沉淀、气浮、隔截、过滤等。化学法主要分离废水中的胶体物质和溶解物质,以达到回收有用物质、降低废水中酸碱度、还原金属离子、氧化有机物的目的,一般用于处理有毒有害单一废水的预处理。常用的化学法有凝聚、中和、氧化、还原等。生物法是常用的二级处理法,适用于处理各种受有机污染的废水,又分为好氧生物处理和厌氧生物处理等。

3. 废渣处理 在化工工业生产中,会产生很多固体废弃物,其种类繁多、成分复杂、性质各异。固体废弃物具有易燃性,或有毒,或易反应,或有放射性等特点,应根据不同情况,妥善处理,以避免造成对人体、大气、土壤和水体的污染。固体废弃物的处理方法主要有填埋法和焚烧法等,在选择处理方法时应避免造成二次污染。

第四节 节能

一、概况

化工过程的节能技术很多,这里只作简单介绍。

1. 工艺节能

(1) 催化剂。催化剂是化学过程工艺的关键。一种新型高效的催化剂可以形成一种新的工艺过程,使转化率大幅度提高,温度、压力条件下降,单位产品的能耗会显著下降。此外,通过提高催化剂的选择性,减少副产物,这样既可以减少原材料消耗,也可以节省分离过程中的能耗。

(2) 反应过程。绝大多数化学反应都伴随着流体流动,有流动就需要克服阻力,这就要消耗能量,如果能减少阻力,就可以降低能耗。此外,化学反应一般都有反应热,对于吸热反应要考虑合理供热,而对于放热反应则要合理利用反应热从而达到节能的目的。

(3) 分离过程。对于一般的化工装置,用于分离过程的能耗占整个生产过程的很大部分,例如对于石油化工厂,蒸馏操作能耗占整个工厂能耗的45%左右,一般认为其他化学工业装置的能耗情况也大致如此。因此要选择高效节能的分离技术,以降低成本减少能耗。

(4) 改进工艺方法和设备。对不同的生产过程,其工艺方法和设备不同,需要有针对性地处理。

2. 单元过程节能

(1) 流体输送。提高流体输送设备的机械性能和机械效率,选择流体机械时,注意负荷要与需要相匹配。对可变负荷的设备,可采用转速控制、回收压缩热等。

(2) 传热过程。传热过程的节能措施有加强设备保温、防止结垢,传热温差合理、采取强化传热措施等(例如使用高效传热设备等)。

(3) 蒸发过程。蒸发过程节能方法有预热原料、采取多效蒸发、冷凝水余热利用、二次蒸汽的再压缩、热泵蒸发等。

(4) 精馏过程。精馏过程的节能措施包括预热进料、塔釜液余热利用、塔顶蒸汽余热回收、在保证产品质量的前提下减少回流比、增设中间再沸器和中间冷凝器、多股进料和侧线出料、多效精馏、热泵精馏等。

(5)干燥过程。干燥过程也是耗能多的过程,其节能措施有控制和减少过量空气和排出空气的再循环、采用换热器回收余热等。

3. 过程系统节能 化工过程系统节能是从系统综合利用能量的角度,对生产过程中与能量的转换、回收、利用等有关的整个系统进行的节能工作。有时局部的节能措施不但不能节能,反而使能耗增加。随着系统过程和热力学分析理论的发展,产生了过程系统节能的理论和办法,主要包括:利用夹点技术解决瓶颈问题,提高生产能力;利用换热网络匹配冷热流体达到节能目的;合理设计分离序列等。

4. 控制节能 控制节能包括节能需要操作控制和通过操作控制节能两个方面。前者通过仪表加强计量工作,做好生产现场的能量衡算和用能分析,为节能提供基础条件;后者是在生产过程中,各种参数(如反应的温度、压力、物料成分等)的波动无法避免,因此若能优化生产条件,使生产处于最优化状态下进行,则节能的效果就很好,而计算机优化控制使之成为可能。

二、精馏过程的节能技术

精馏是利用各组分在相同条件下挥发性的差异而分离出各组分的过程,它广泛用于多组分混合物的分离。精馏过程的特点是重复进行汽化和冷凝,即不同沸点的组分通过一系列的馏分汽化和冷凝来实现分离,因此热效率很低。通常再沸器加热到精馏塔上的能量有 95% 以上被塔顶冷凝器的冷却水或其他冷却介质带走,只有约 5% 的能量被有效利用。我国目前精馏系统消耗的能量占总能耗的 15% 以上。由于能源价格迅速升高,促使人们想方设法降低能耗,如何降低精馏系统的能耗就成为化工设计工作者关注的重点。因此这里以精馏过程为例来介绍工艺设计中的节能技术。

目前,精馏系统节能的手段有回收显热、回收潜热、减少系统的热损失、降低回流比来减少系统的能量需求等。

1. 精馏过程的用能分析 精馏过程能耗很大的原因主要是:精馏是化工中的主要分离技术,技术成熟可靠,投资相对较低;现有精馏技术的热力学效率低,单位产品的分离能耗,即比能耗相当高,见表 7-21。

表 7-21 典型化工产品精馏比能耗

组 分	比能耗/ $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$	组 分	比能耗/ $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$	组 分	比能耗/ $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$
原油精馏	448.9	乙烯和丙烯	3528.5	甘 油	34587.6
乙二醇	6501.2	醋 酸	6710.5	邻二甲苯	14000.2
乙 醇	20952.6	丙 酮	5052.1		
氧和氮	367.5	丁二烯	7329.2		

对于一个双组分精馏(图 7-1),假设塔顶产品量 D 和塔底产品量 W 数量相等而且蒸发潜热相近,则再沸器热负荷 Q_R 与冷凝器热负荷 Q_C 也就相近,即:

$$Q_R = Q_C = Q \quad (7-1)$$

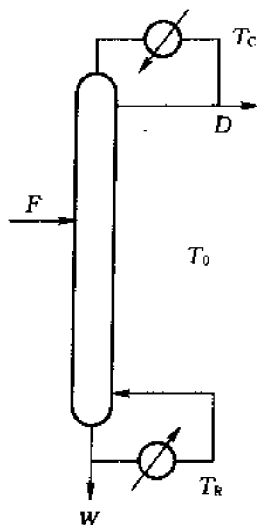


图 7-1 精馏示意图

由此可算出精馏所需再沸器加热量为:

$$Q = \Delta H_v (1 + R) D \quad (7-2)$$

式中: ΔH_v ——蒸发潜热;

R ——回流比;

D ——塔顶产品量。

根据热力学第一定律,通过再沸器加入的热量 Q_v 被塔顶冷凝器取走,能量浪费很大。从热力学第二定律分析,有效能损失(又称热损失) D_{KSH} 为:

$$D_{KSH} = QT_0 \left(\frac{1}{T_c} - \frac{1}{T_R} \right) \quad (7-3)$$

式中: T_0 ——环境温度;

T_R 和 T_c ——再沸器及冷凝器温度。

从精馏塔内部过程分析,塔底再沸器的能耗 Q 与上升蒸汽负荷 G 成正比,因 $G = (R + 1)D$, 于是式(7-2)变为:

$$Q = G \Delta H_v \quad (7-4)$$

对应于最小回流比 R_{min} 有蒸汽负荷最小值 G_{min} , 此时所需分离的理论塔板数 N_T 为无穷大, 实际蒸汽负荷 G 是 G_{min} 的 1.4 ~ 2.0 倍。

如果相对挥发度 α 可以近似地看作常数,则 G_{min} 的计算可简化为:

$$G_{min} = \frac{\alpha}{\alpha - 1} F \quad (7-5)$$

从式(7-5)就可以找到节能的途径和措施。

(1) 通过减小 G_{min} 来降低 Q 的消耗。由式(7-5)可见, α 越大则 G_{min} 越小。这就需要使塔压下降, 因此相对挥发度与压力成反比。如果塔顶压力不变, 则塔压降研越小, 平均 α 越高,

G_{\min} 也就越小, 于是相应所需实际加热量就减少。

(2) 使所需上升蒸汽量 G 减小来降低加热负荷。由公式 $G = (R+1)D$ 得知, 使回流比 R 下降, 可以直接使 G 下降。为了达到同样分离程度就应使理论塔板数 N_T 提高, 这可以采用高效塔板或高效填料以使每米理论板当量数增大。此外, 还可以通过改进自动控制, 使回流比准确地控制在设定点上, 从而减小了回流比裕度, 直接降低回流比操作。

(3) 减小塔顶与塔釜之间温差, 可以使热损下降。由式(7-3)可见, 如果 T_C 与 T_R 接近, 则 D_{KSH} 下降。这除了可用降低塔压降 ΔP 来达到之外, 尚可采用中间再沸器或/和中间冷凝器来达到。

(4) 回收塔顶冷凝器的热量加以利用。采用热集成技术, 如热偶精馏塔、多效精馏、热泵精馏等。

(5) 当分离纯度要求很高或系统本身很难分离时, 单纯用精馏分离耗能很大, 应考虑用复合系统代替多塔精馏, 也就是用精馏—吸附或精馏—膜分离等复合系统。

2. 精馏过程的具体节能技术

(1) 对于现有的精馏塔, 在不改变工艺流程的情况下, 可以采取如下的节能措施:

① 采用高效规整填料代替普通板式塔, 提高分离效率、减小塔顶与塔釜的压差和温差。但对于中高压下操作的精馏塔用规整填料未必有利, 在压力超过 0.35 MPa 时, 采用高效筛网塔板往往效果更好。

② 改进热的利用率。首先可强化再沸器及冷凝器中的传热可使传热温差下降, 在深冷分离中尤为重要。强化传热面的类型有多孔相变化传热面和扩展的传热面, 前者包括微孔沸腾表面及特殊处理的冷凝表面, 可使沸腾或冷凝传热系数较之光管提高 20~30 倍; 后者包括翅片管或开槽沟扩大传热面, 也可以使传热系数提高很多。其次, 可采用空气冷却器或蒸发冷凝器代替水冷器, 这样可避免积垢, 水电综合能耗也较低, 而且可以节约用水。当工艺流程入口温度比夏季干球温度高 28℃ 以上, 而且出口温度至少高于外界干球温度 11℃ 以上时, 采用空气冷却器可能是经济的。此外, 如果塔釜液是无关紧要的废液, 则可以把它的显热变成潜热加以利用。办法是使塔釜液先进入减压罐, 在真空作用下闪蒸发生蒸汽, 然后通过以中压蒸汽驱动的蒸汽喷射泵将此部分蒸汽升压, 用于其他过程 (图7-2)。

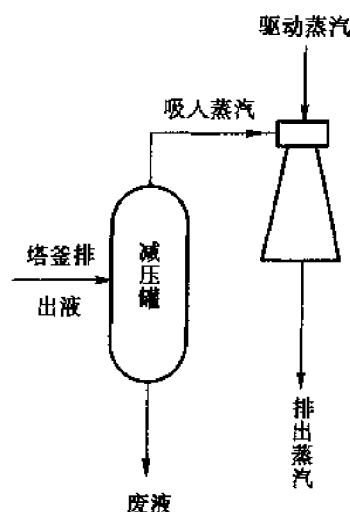


图 7-2 塔釜余热的利用

③ 采用高级控制技术 (包括物料平衡控制、前馈控制、集散控制系统 DCS 等), 严格保持操作稳定, 则可以减小回流比。当进料流量变化大于 10% 或组成变化大于 2% 时用前馈控制在经济上是合算的; 而集散控制系统 DCS 由于控制准确而且稳定可靠, 可缩小回流比裕量, 节能 10% 以上。

(2) 对于需要改变现有工艺流程的精馏过程, 可采取的节能措施有:

① 优化多组分分离塔排列顺序, 提高分离效率。对于最难分离的组分和纯度要求高的产品

应放在最后分离,而产品按塔顶产品挥发度依次递减顺序逐个回收,将进料按塔顶与塔底各占50%的分馏比例安排。此外,采取增加塔侧线以省略一个塔、采取多股进料或采用萃取精馏或恒沸精馏等措施来达到提高分离效率的目的。

②采用中间换热、热偶精馏、多效精馏和热泵精馏等措施,以提高热利用效率。

典型精馏塔的塔顶温度 T_C 与塔釜温度 T_R 相差很大,从方程式(7-3)可知,热损也就大,所以热力学效率就不高。然而在热负荷 Q 不变的情况下,如果能把一部分负荷分配到塔的中间,也就是用中间再沸器将部分塔釜热量移到中部,或用中间冷凝器将一部分冷凝负荷从塔顶移到中部,则不但可以减少不可逆损失,而且可以利用较低温度的热源加热和/或用较高温度的冷却剂(如循环水)冷凝。如果中间再沸器 M 的供热为原塔釜再沸器供热的一半,则中间再沸器的塔热损为:

$$D'_{KSH} = QT_0 \left[\left(\frac{1}{T_C} - \frac{1}{T_R} \right) - \frac{T_R - T_M}{2T_R^2} \right] \quad (7-6)$$

式中: T_M 为中间再沸器 M 的沸腾温度。中间冷凝器也有类似的结果。从过程原理来看,中间再沸器设在进料板以下,而中间冷凝器设在进料板以上比较合理。因为这样可以使操作线接近平衡曲线,使塔两端的回流减少,仅在两个中间换热器之间区域保持原有回流量,而回流量减少,对于需要保持同样的分离要求就要增加塔板数或增加填料。

(3)采用混合系统:当要求精馏塔的产品纯度很高时,必然要求理论板数多,回流比也相应增大,而往往导致产品浓度提高有限而能耗却大幅度增加,这时就可以考虑采用精馏—吸附、精馏—膜分离、精馏—结晶等混合系统来代替单纯的精馏,特别是产量不大的中小型工厂更值得考虑。例如回收净化燃料级酒精的混合系统(图7-3),精馏塔顶馏出物为94%乙醇和6%水的混合物,然后将半成品送去变压吸附柱脱水。吸附剂通常采用3A分子筛,变压吸附柱,在加压下水被分子筛吸附,得到纯酒精。饱和了水的分子筛柱被切换到减压下释放出水分。

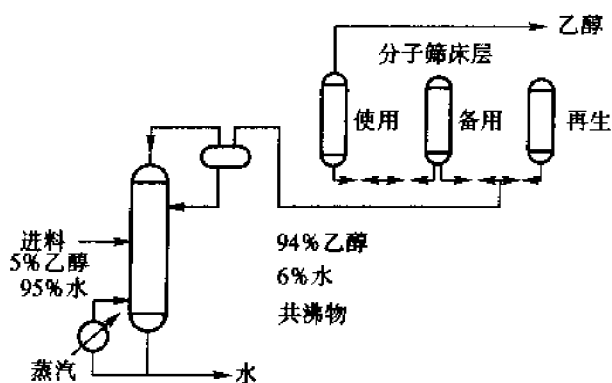


图 7-3 精馏—变压吸附混合流程

这种生产流程传统上是用3个精馏塔,第一塔与上面相同;第二塔用苯或环己烷为溶剂进行恒沸精馏,水和溶剂由塔顶出来,而纯酒精由塔釜流出;第三塔为溶剂回收塔。现在用变压吸附替代两个精馏塔是否合算,这要视加热成本高低而定,如果再沸器加热成本高于6美元/

10^6 kJ, 则这种取代就是合算的, 投资回收期将少于 4 年。

第五节 工程经济

工程项目在决策立项、建设到生产经营的整个过程都离不开工程的经济工作。工程经济学是研究工程技术和经济的相互关系, 其核心是根据各种可供选择的价值与成本的比较、进行决策的过程。工程经济学的内容广泛, 本书只对建设项目设计过程中涉及的工程经济学方面的一些概念及评价方法作介绍。

一、工程项目投资估算

1. 投资组成 工程项目投资一般称为工程项目总投资, 由固定资产投资和流动资金两部分组成。其中固定资产投资包括建设投资、固定资产投资方向调节税与建设期利息, 而项目投资的计算是固定资产投资计算和分析的最核心的内容。在建设项目前期(即项目立项和可行性研究阶段)固定资产投资计算一般称为投资估算, 在设计阶段固定资产投资计算称为投资概算、施工预算, 在施工、竣工阶段则分别称为预算、决算。

(1) 项目投资。项目的建设投资由固定资产、无形资产、递延资产及预备费组成。固定资产包括房屋及建筑物、机械设备、运输工具、器具等, 是指使用期超过一年、单位价值在规定标准以上并且在使用过程中保持原有物质形态的资产; 无形资产包括商标权、专利权、技术转让费、勘察设计费、土地使用权、非专利技术、商誉等, 是能长期使用但没有实物形态的资产; 递延资产是不能全部计入当年损益、应当在以后年度分期摊销的各种费用, 如开办费等; 预备费由基本预备费和涨价预备费两部分组成, 前者是项目在建设前期及建设过程中难以预料的费用, 后者是预测项目在建设期内由于价格上涨引起工程造价变化而预备的费用。

(2) 固定资产。固定资产是组成项目投资的重要组成部分, 内容广泛, 计算繁琐。固定资产的费用包括工程费用和固定资产其他费用。工程费用又分为设备购置费、安装工程费、建筑工程费。

(3) 流动资金。流动资金是指拟建项目建成投产后为维持正常生产, 垫支付给劳动对象、准备用于支付工资和其他生产费用等方面所必不可少的周转资金。流动资金是为开始生产后能使工厂(或装置)继续运转下去所需的资金, 他在工程项目结束时可以回收, 包括各种原料费(通常为一个月原料)、产品贮存和在生产过程中半成品费(约为一个月的生产成本)、应收账款、应付账款和税金。流动资金一般占项目投资的 10% ~ 20%。

2. 固定资产的估算 固定资产投资费用可分为直接费用与间接费用。直接费用是建设所需的设备材料和劳动力费用, 包括设备及安装费、控制仪表及安装费、管道工程费、电气工程费、土建工程费、场地建设费、公用工程设施费以及土地购置费等。间接费用包括工程设计和监督管理费、施工费用、承包管理费、不可预见费等。

在设计或研究投资估算时, 固定资产中各项投资的百分比, 可参考表 7-22 中列出的数据进行估算。

表 7-22 固定资产投资中各项直接费用和间接费用的典型百分比

直接费用组成	范围/%	间接费用组成	范围/%
设备购置费	15~40	工程设计和监督费	5~10
设备安装费	6~14	施工费用	4~21
仪表及自控安装费	2~8	承包管理费	4~16
配管费	3~20	不可预见费	5~15
电气费	2~10		
建筑物	3~18		
场地整理费	2~5		
辅助设施	8~20		
土地购置费	1~2		

3. 投资估算方法 投资估算可分为数量级估算(又称风险估算)、研究估算、初步设计概算和预算。其中数量级估算是以类似装置的投资费用为依据,一般在项目立项及初步筛选方案的阶段进行;研究估算是一种可行性研究或方案研究估算;初步设计概算是根据初步设计的资料进行的估算,用于申请贷款;而预算是在施工设计阶段,以接近完整的数据进行的,一般用于控制投资。

在工程项目建设的早期,通常是在项目建议书阶段,常用指数法来匡算装置投资,它适用于拟建装置的基本工艺技术路线和已建成的装置基本相同,只是生产规模不同的工艺装置建设投资估算。

(1) 规模指数法。可用于估算某一特定的设备费用,通常用式(7-7)来计算。

$$C_2 = C_1 \left(\frac{S_2}{S_1} \right)^n \quad (7-7)$$

式中: C_1 ——已建成工艺装置的建设投资;

C_2 ——拟建成工艺装置的建设投资;

S_1 ——已建成工艺装置的建设规模;

S_2 ——拟建成工艺装置的建设规模;

n ——装置的规模指数。

通常情况下,装置的规模指数 n 取 0.6。如果一台新设备类似于生产能力不同的另一台设备,则前者的费用可利用“0.6 次方规律”方法得到,即式(7-7)中 $n=0.6$ 。当采用增加装置设备大小达到扩大生产规模时, $n=0.6 \sim 0.7$; 当采用增加装置设备数量达到扩大生产规模时, $n=0.8 \sim 1.0$; 对于试验性装置和高温高压的工业装置, $n=0.3 \sim 0.5$; 对生产规模扩大 50 倍以上的装置,一般不用指数法计算,因为计算误差较大。

表 7-23 和表 7-24 分别列出了设备的能力指数和不同性质生产装置的规模指数。设备的能力指数类似于装置的规模指数。

表 7-23 设备能力指数

设备名称	参考范围	能力指数	设备名称	参考范围	能力指数
离心式送风机	28 ~ 280m ³ /min	0.44 ~ 0.59	空冷器	100 ~ 5000m ²	0.8
离心式压缩机	20 ~ 100kW	0.8	塔	0.45 ~ 900t	0.62
离心式压缩机	100 ~ 5000kW	0.5	塔板(泡罩塔)	0.9 ~ 3m	1.20
往复式压缩机	0.3 ~ 11.3m ³ /min, 1MPa	0.69	塔板(筛板塔)	0.9 ~ 3m	0.86
泵	15 ~ 200kW	0.65	反应器	2MPa, 0.4 ~ 4m ³	0.56
离心机	0.5 ~ 1.0m	1.0	球 罐	40 ~ 15000m ³	0.7
板框过滤机	5 ~ 50m ²	0.6	小型贮槽	0.4 ~ 40m ³	0.57
加热炉	1 ~ 10MW	0.8	锥顶贮槽	100 ~ 500000m ³	0.7
壳管式换热器	10 ~ 1000m ²	0.6	压力容器(立式)	10 ~ 100m ³	0.65
板式换热器	0.25 ~ 200m ²	0.8	真空干燥器	1 ~ 10m ²	0.76

表 7-24 一些装置的规模指数参考值

装置产品	规模指数	装置产品	规模指数	装置产品	规模指数
醋 酸	0.68	乙 烯	0.83	过氧化氢	0.75
丙 酮	0.45	氯乙烯	0.80	合成氨	0.53
丁二烯	0.68	聚乙烯	0.65	尿 素	0.70
环氧乙烷	0.78	异戊二烯	0.55	磷 酸	0.60
甲 醛	0.55	甲 醇	0.60		

(2) 价格指数法。价格指数法是应用较为广泛的方法,它是根据各种机器设备的价格以及所需的安装材料和人工费加上一部分间接费,按一定百分比根据物价变动情况编制的指数。

二、成本估算

产品的生产成本是反映产品生产经营所需原材料和劳动力消耗的主要指标。生产成本和费用是形成产品价格的主要组成部分,是项目财务评价的前提,是预测拟建项目未来生产经营情况和盈利的重要依据。总的生产成本包括直接生产成本、固定费用、工厂管理费、销售费用等。

1. 直接生产成本 直接生产成本包括直接与生产操作有关的各项开支,这些费用是产量的函数,几乎随产量呈线性变化,即可变成本。其中某些费用对产量的变化并不敏感,甚至无关紧要,如维修费和专利使用费,这些费用在直接生产成本中仅占小部分。因此一般仅把原料、辅助材料、公用工程三项费用作为可变成本,其他项作为固定成本处理。

(1) 原材料及辅助材料费。由各项原材料、辅助材料(包括催化剂、溶剂、包装材料等)的消耗量乘以单价而得。单价按照市场的实际价格加运费计算。

(2) 公用工程费。按照公用工程的形态(水、电、压缩空气、蒸汽、冷冻盐水等)乘以单价来

定或者统一折算成煤、电、水等基本原料和动力的消耗量,再乘以单价。

(3)操作人工费。包括操作工人的工资、奖金及福利等以及附加费,按照设计定员,折算到每吨产品中。

(4)专利使用费。专利使用费一种是在装置建设时一次付清,另一种是按产品数量支付。企业自己的专利也应在生产成本中记入专利费,这样有利于促进新工艺技术的采用。

(5)维护检修费。对于化工装置,运行一定时间(通常是一年或半年)后要定期检修,其费用占固定资本的3%~6%,对于复杂装置和有严重腐蚀的装置取上限,一般取5%~6%。

(6)车间管理费。是为保证车间正常生产而支付的各项管理和业务费用,以及中、小修费用和不能直接纳入成本的待摊费用。化工生产车间管理费一般按照固定资产原值的2%~4%计取。

2. 固定费用 固定费用是无论工厂或车间是否开工都需要支付和固定不变的费用,包括折旧、财产税、保险费和贷款的利息等。

(1)折旧费。固定资产折旧是指固定资产在适用过程中逐年消耗磨损和损耗的补偿。决定折旧的主要因素有:固定资产原值、固定资产使用年限、固定资产净残值。对于化工厂而言,折旧率范围在9%~13%,腐蚀或磨损严重的可取上限,有代表性的值是10%(即折旧年限为10年),厂房折旧率可按3%(即折旧年限为30年)计算。

(2)资金利息。建设投资(含流动资金)如果是从银行贷款的,贷款利息要计入成本。

(3)保险费。由固定投资乘以现行保险费率得到保险费。

3. 企业管理费 企业管理费又称工厂管理费,包括全厂性费用和研究开发费用。前者是工厂管理和组织生产所需要的费用,包括行政管理人员及消防、通讯、运输等费用以及流动资金利息等。研究开发费包括研究开发人员的工资、研究设备和仪表的固定费用与操作费用、原材料费、直接管理费和各种杂项费用等,对于重视新技术的国家或企业,研究开发费一般达到销售收入的2%~5%;而有的国家或企业其费用不足1%。

4. 销售费用 销售费用包括销售人员的工资、差旅费、运输费、广告费等,占总成本的1%~5%,大宗产品适用于较低值,而新产品或者购买量很少的产品选用较高值。

5. 总成本和车间成本的计算

(1)车间成本。

车间成本 = 原材料及辅助材料费 + 公用工程费 + 操作人工费 + 车间经费 + 专利使用费

其中:

车间经费 = 折旧费 + 车间维修费 + 车间管理费

(2)工厂成本。

工厂成本 = 车间成本 + 企业管理费

(3)总成本。

总成本 = 工厂成本 + 销售费用

三、财务评价

1. 概述 财务评价以财务预测为基础,包括对项目投资、总成本的预测以及项目的销售收入、销售税金、利润、贷款偿还能力、现金流量等的预测。在测得这些数据后,再计算静态指标和动态财务评价指标,即可以分析工程项目的财务效益(收益率、贷款偿还能力等),判断其在财务上是否可行。

静态评价法不考虑时间因素的财务评价方法,而动态法考虑了时间因素,对不同时间进入和产出(投资、经营成本、收入和收益等)进行折现计算。建设项目财务评价以动态法为主,以静态法为辅。

2. 财务评价指标

(1) 财务盈利能力分析。主要有静态评价指标和动态评价指标。静态评价指标包括投资利润率、投资利税率、成本利润率、投资回收期(P_t);动态指标有财务内部收益率(FIRR)、财务净现值(FNPV)。

① 投资利润率:

$$\text{投资利润率} = \frac{\text{年利润总额}}{\text{总投资}} \times 100\% \quad (7-8)$$

② 投资利税率:

$$\text{投资利税率} = \frac{\text{年利润总额} + \text{年销售税金总额}}{\text{总投资}} \times 100\% \quad (7-9)$$

其中:

$$\text{总投资} = \text{固定资产投资} + \text{流动资金} + \text{固定资产投资方向调节税}$$

③ 成本利润率:

$$\text{成本利润率} = \frac{\text{年利润总额}}{\text{总成本}} \times 100\% \quad (7-10)$$

④ 投资回收期:指项目的净收益抵偿全部投资(固定资产投资和流动资金)所需要的时间,是考察项目在财务上的投资回收能力的主要静态评价指标,用年表示,一般从建设年算起,如果从投产期算起时,应予注明。其表达式为:

$$\sum_{i=1}^{P_t} (CI - CO) = 0 \quad (7-11)$$

式中:CI——现金流入量;

CO——现金流出量。

投资回收期可根据财务现金流量表(全部投资)中累计现金流量计算求得,计算公式为:

$$\text{投资回收期}(P_t) = \text{累计净现金流量开始出现正值的年数} - 1 +$$

$$\frac{\text{上年累计净现金流量的绝对值}}{\text{当年净现金流量}} \quad (7-12)$$

在财务评价中,求出的投资回收期(P_t)与行业的基准投资回收期(P_c)比较,当 $P_t \leq P_c$ 时,表明项目投资能在规定的时间内收回。

⑤ 财务内部收益率:财务内部收益率(Financial Internal Rate of Return, FIRR)是指在整个计

算期(包括建设期和生产经营期)内各年净现金流量现值累计等于零时的折现率,反映项目所占用资金的盈利率,是考虑项目盈利能力的主要动态指标。其表达式为:

$$\sum_{t=1}^n (CI - CO)_t (1 + \text{FIRR})^{-t} = 0 \quad (7-13)$$

式中: CI ——现金流入量;

CO ——现金流出量;

$(CI - CO)_t$ ——第 t 年的净现金流量;

n ——计算期。

财务内部收益率可根据财务现金流量表中的财务净现金流量用试差法计算得到。当 FIRR 大于或等于行业基准收益率(i_0),即 $\text{FIRR} \geq i_0$ 时,应认为该工程项目是可以考虑接受的。

⑥财务净现值:财务净现值(Financial Net Present Value, FNPV)是指按行业的基准收益率或设定的折现率,将项目计算期内各年净现金流量折算到建设期初的现值之和,它是考察项目在计算期内盈利能力的动态评价指标,其计算公式为:

$$\text{FNPV} = \sum_{t=1}^n (CI - CO)_t (1 + i_c)^{-t} \quad (7-14)$$

财务净现值可根据财务现金流量表计算得到。财务净现值大于或等于零的项目是可以考虑接受的。

(2)项目清偿能力分析。项目清偿能力分析是考察计算期内项目各年的财务状况及偿债能力,主要指标有:

①资产负债率:反映项目各年所面临的财务风险程度及偿债能力的指标。

$$\text{资产负债率} = \frac{\text{负债合计}}{\text{资产合计}} \times 100\% \quad (7-15)$$

②贷款偿还期:

$$I_d = \sum_{i=1}^{P_d} R_i \quad (7-16)$$

式中: I_d ——固定资产投资国内贷款本金和利息之和;

P_d ——固定资产投资国内贷款偿还期(从贷款之日算起,如果从投产算起,应注明);

R_i ——第 i 年可用于还款的资金,包括利润、折旧、摊销及其他还款资金。

$$\text{贷款偿还期} = \frac{\text{借款偿还后出现盈余年份数}}{\text{开始贷款年份}} + \frac{\text{当年偿还贷款}}{\text{当年可用于还款资金额}} \quad (7-17)$$

③流动比率:反映工程项目各年偿付流动负债的能力的指标。

$$\text{流动比率} = \frac{\text{流动资产总额}}{\text{流动负债总额}} \times 100\% \quad (7-18)$$

④速动比率:反映项目快速偿付负债能力的指标。

$$\text{速动比率} = \frac{\text{流动资产总额} - \text{存货}}{\text{流动负债总额}} \times 100\% \quad (7-19)$$

(3)财务基本报表。财务评价的基本报表有现金流量表、损益表、资金来源表与运用表、资

产负债表及外汇平衡表等,限于篇幅,这里列出现金流量表(表7-25),其他参考有关参考文献。

表7-25 现金流量表(全部投资)

序 号	项 目	年 份		建设期		投产期		达到设计能力生产期				合计
		1	2	3	4	5	6	n			
	生产负荷/%											
(一)	现金流入											
1	产品销售(营业)收入											
2	回收固定资产残值											
3	回收流动资金											
	流入小计											
(二)	现金流出											
1	固定资产投资											
2	流动资金											
3	工厂成本											
4	销售税金											
5	技术转让费											
6	资源税											
7	营业外净支出											
	流出小计											
(三)	净现金流量											
(四)	累计净现金流量											
	计算指标:内部收益率											
	净现值($i_c =$ %)											
	投资回收期											

3. 综合技术经济指标 评价一个工厂项目的技术是否先进、经济是否合理是通过对该工程的综合技术经济指标的分析进行的,因为这些数据既直观又有可比性。表7-26为综合技术经济指标表。

表7-26 综合技术经济指标

序 号	指标名称		单 位	数 量	单 价	消耗量	单位成本	备注
1	设计规模		t/a					
2	原材料消耗							
3	动力消耗	水						
		电						
		汽						
4	三废排放量							
5	工资及福利总额							

续表

序 号	指标名称	单 位	数 量	单 价	消耗量	单位成本	备注
6	总投资						
7	折旧费						
8	维修费						
9	管理费等						
10	副产品回收费						
11	年操作日						
12	产品成本						
13	投资利税率						
14	投资利润率						
15	贷款偿还期						

四、工程概算书的编制

初步设计或扩大初步设计概算的编制方法,是从单个到综合、局部到总体,逐个编制,层层汇总而成。最基本的编制单元是单位工程,单项工程则是由一些单位工程组成的。综合概算则是按照单项工程排列,以单位工程为基础汇总而成,以工程费用为主。总概算则包括了全部设计概算——工程费用、其他工程费用、预备费、专项费用等。初步设计或扩大初步设计阶段,没有详细的施工图纸,对每个车间的费用不可能编制得很完整,因此概算主要提供车间建筑物、设备及安装工程的大概费用。

1. 编制总概算说明 根据我国有关主管部门(原化工部)颁发的化基发(1993)599号文件规定进行工程设计概算编制,其编制内容包括:总概算编制依据、工程概况、资金来源、投资分析及其他说明。编制说明以后,按总概算项目划分其中各项目的工程概算费用,并列出现工程总概算表(表7-27)。

表7-27 工程总概算表

序号	项目号	工程和费用名称	概算价值/万元				价值合计		占总值百分比
			设备购置费	安装工程费	建筑工程费	其他费用	人民币/万元	外汇/万元	
		第一部分:工程费用							
	一	主要生产项目							
1		××装置(车间)							
2								
		小 计							
	二	辅助生产项目							
3								

续表

序号	项目号	工程和费用名称	概算价值/万元				价值合计		占总值 百分比
			设备购置费	安装工程费	建筑工程费	其他费用	人民币/万元	外汇/万元	
		小 计							
	三	公用工程项目							
4		给排水							
5		供电及电信							
6		供 汽							
7		总图运输							
8		厂区外排							
		小 计							
	四	服务性工程							
9								
		小 计							
	五	生活福利设施							
10								
		小 计							
	六	厂外工程							
11								
		小 计							
		合 计							
	七	第二部分:其他费用							
12								
		合 计							
	八	第三部分:总预备费							
13		基本预备费							
14		涨价预备费							
15								
		合 计							
	九	第四部分:专项费用							
16		投资方向调节税							
17		建设期贷款利息							
18								
		合 计							
	十	总概算价值							
	十一	铺底流动资金 (不构成概算价值)							

2. 综合概算编制方法

(1) 单项工程综合概算编制办法。单项工程是建成后可以独立发挥生产能力(或工程效益)并具有独立存在意义的工程。综合概算编制是一个单项工程投资额的文件,可按照一个独立生产装置(车间)、一个独立建筑物(或构筑物)进行,是编制总概算第一部分工程费用的主要依据。

(2) 其他费用。包括建设单位管理费、临时设施费、研究试验费、生产准备费、土地使用费、勘察设计费、生产办公及生活家具购置费、装置联合试运行费、供电贴费、工程保险费、工程建设监理费、施工机构迁移费、总承包管理费、引进技术和进口设备其他费、固定资产投资方向调节税、财务费用、预备费等,编制的依据可参照原化工部颁发的化建发(1994)890号文。

经营项目的铺底流动资金按照流动资金的30%计。

复习指导

工艺设计人员作为化工设计的“龙头”,在过程设计中需要组织协调其他各非工艺专业。本章介绍了非工艺各专业设计的基本内容和程序,以帮助工艺设计人员向各非工艺专业设计工种及时准确提供所需的技术条件和说明,诸如:

1. 依照工艺流程,向公用工程提供生产过程不同设备工序所需水、电、汽、冷冻以及采暖、通风等方面的具体要求,并向仪表控制专业提供所需控制的工艺参数和控制手段相关的具体细节。

2. 设备布置设计某个完成之后,应向设备专业人员提供非定型设备设计条件和管口方位形式,作为设备图的设计依据,还应向设备设计人员介绍有关的工艺流程和设计资料。

3. 结合设备设计结果,向土建专业提出厂房建设要求,以满足设备安装和生产过程的需要。

4. 向非工艺专业设计所提供的技术条件和说明,要符合环保、节能、安全卫生等方面的要求。

5. 协助技术经济专业,完成项目投资概算。

附录 毕业设计说明书

在毕业设计完成后,要编写毕业设计说明书和绘制工程图纸。说明书和图纸是衡量学生毕业设计完成与否的主要依据,也是指导教师对学生的毕业设计要求,以便于按说明书的内容,安排设计工作计划和进程。

一、总论

(1)概述。说明所设计的产品的性能、用途和在国民经济中或对人民生活的重要性,产品的市场需求情况,简述该产品的生产方法、产品规格及特点。

(2)文献综述。设计过程中,首先要查阅国内外相关的文献(包括期刊和图书等)。通过从文献中所了解的内容,简述有关该产品的生产试验概况,国内外生产现状和发展趋势等。

(3)设计任务的依据或项目来源。说明选题情况,是由指导教师指定的课题,还是从生产实际中承接的项目。

(4)设计产品所需的主要原材料规格、来源以及水、电、汽等的供应情况,结合设计地区供应情况说明。

(5)其他。交通运输、节能和环保等措施。简要说明原料、产品及废渣的储运方式。简述能量综合利用情况,设计中所采用的节能措施。说明生产过程可能产生的有害物质排放和处理措施。

二、生产流程或生产方案确定

根据查阅文献和毕业实习或实际调查所掌握的情况确定,有时是依据科学试验报告和小试结果进行放大设计,分析各种生产方法及其特点。简要叙述自己设计所选定的生产方法的依据和特点,画出一个流程框图。

三、生产流程简述

按生产顺序,从原料到成品依次叙述各种物料所经过的设备及其在该设备中所发生的变化;写出可能的化学反应方程式,说明其工艺条件,如温度、压力、流量及物料配比等;并说明原料、产品的贮存方式及其特殊要求,如涉及安全、环保的注意事项等。

四、工艺计算书

这部分内容是毕业设计中的主要工作,在实际工作设计中也是必不可少的,是在设计过程中的重要内容,是设计最终结果的主要依据。工艺计算书主要包括:物料衡算、热量衡算,必要

时加上有效能衡算,其要求如下:

- (1) 写出计算基准。
- (2) 计算步骤清晰。
- (3) 计算已知条件要符合设计任务要求。
- (4) 数据来源可靠。
- (5) 列出计算公式,并对公式中符号加以必要说明。
- (6) 有条件时,应尽量利用计算机计算。用计算机计算时要列出数学模型及所用变量的含义,计算程序清单和程序使用说明。
- (7) 计算结果汇总于物料衡算表和热量衡算表中,并将计算基准转换为生产能力的基准,包括时间基准和单位产品基准。

五、主要设备的工艺计算和设备选型

根据设计任务工作量的大小,要选定 1~2 个主要设备(非定型设备)进行工艺计算。

例如主要反应器的工艺尺寸,催化剂的装填量,塔设备的直径、高度和填料的装填量或塔板数目与结构尺寸以及流体流动阻力等。

其他设备都作为辅助设备,要根据生产能力按前面的物料衡算结果进行选型,如泵、压缩机、换热器和槽罐等。对所选设备结果列出设备一览表,见表 1。

表 1 设备一览表

序 号	位 号	设备名称及规格	型 号	单 位	数 量	质量/kg		备 注
						单位质量	总质量	

六、原材料、动力消耗定额及消耗量

根据物料衡算和热量衡算结果,换算为单位产品的消耗量(及消耗定额)和单位时间消耗量。列入表 2 和表 3。

表 2 原材料消耗量定额及消耗量表

序 号	名 称	规 格	单 位	消耗定额	消耗量/kg		备 注
					小时	年	

表 3 动力(水、电、汽、气)消耗定额及消耗量

序 号	名 称	规 格	单 位	消耗定额	消耗量/kg		备 注
					小时	年	

七、非工艺专业要求

(1)装置的仪表配置、自控方案选定情况,用电情况(用电量 kW,电压等级等),给排水情况,运输、装卸、贮存、消防、采暖通风等。

(2)环境保护与安全卫生。

(3)节能。

八、技术经济

通过毕业设计,使学生建立经济核算观点。产品车间成本或工厂成本可以体现设计的经济合理性,可按表4填写。此外还要进行装置投资估算,并列出综合计算经济指标(表5)。

表4 成本核算

序号	名称	单位	消耗定额	单价	单位成本	备注
1	原材料					
					
					
	合 计					
2	动力费	水				
		电				
					
	合 计					
3	工资及福利					
	合 计					
4	车间经费					
	折旧费					
	维修费					
	管理费					
	合 计					
5	副产品回收费					
					
	合 计					
6	产品车间成本					
7	企业管理费					
8	工厂成本					

表5 技术经济指标表

序 号	指标名称	单 位	数 量	单 价	消耗量	单位成本	备 注
1	设计规模						
2	原材料消耗						
3	动力消耗	水					
		电					
		蒸汽					
4	工资及福利						
5	总投资						
6	折旧费						
7	维修费						
8	管理费等						
9	副产品回收费						
10	产品成本						

九、设计体会和收获

通过毕业设计,自己有何体会和收获,特别是如何综合运用所学的理论知识方面的体会。对自己的设计有哪些值得肯定,还有哪些不足或不当之处,如有可能提出今后改进意见和措施。另外对毕业环节,也可以从教学上提出一些意见和建议。

十、参考文献

本次设计中参考的文献资料,特别是一些重要的参数来源,都要在说明书最后按作者、文献名称、出版社和出版日期的顺序列出。

示例:

- [1]陈声宗. 化工设计[M]. 北京:化学工业出版社,2000.
- [2]王福兰,李桂玲,唐登封. 舒必利的合成[J]. 湖南化工,1996,27(11):487-489.
- [3]Kirsten U. Oldenburg and Kenneth Geiser. Pollution prevention and... or industrial ecology [J]. J. Cleaner Prod., 1997,5(1-2):103-108.
- [4]Charles F. Booth. Hydrolysis of chlorinated diphenyls[P]. US: 1925367,1933-9-5.

十一、附工程图纸

除了文字说明书外,毕业设计应包括下列图纸:

- (1)带控制点工艺流程图。
- (2)车间设备平面与立面布置图。
- (3)主要设备装配图。
- (4)主要车间的管道布置图。

参考文献

- [1] Cussler E L, Moggridge G D. Chemical Product Design [M]. Cambridge : Cambridge University Press, 2001.
- [2] 杨友麒, 成思危. 现代过程系统工程[M]. 北京: 化学工业出版社, 2003.
- [3] 郭慕孙. 过程工程[J]. 过程工程学报, 2001, 1(1): 2-7.
- [4] 李伯耿, 罗英武. 产品工程学——化学反应工程的新拓展[J]. 化工进展, 2005, 24(4): 337-340.
- [5] 倪进方. 化工过程设计[M]. 北京: 化学工业出版社, 1999.
- [6] 赵国方. 化工工艺设计概论[M]. 北京: 原子能出版社, 1990.
- [7] 左识之, 王静康. 化工过程设计(《化工设计》第二版)[M]. 北京: 化学工业出版社, 2006.
- [8] 娄爱娟, 等. 化工设计[M]. 上海: 华东理工大学出版社, 2002.
- [9] 陈声宗. 化工设计[M]. 北京: 化学工业出版社, 2001.
- [10] 时钧, 等. 化学工程手册[M]. 北京: 化学工业出版社, 1996.
- [11] 丁浩, 等. 化学工艺设计(修订本)[M]. 上海: 上海科学技术出版社, 1989.
- [12] 国家医药管理局上海医药设计院. 化工工艺设计手册[M]. 北京: 化学工业出版社, 1986.
- [13] 蒋作良, 等. 药厂反应设备及车间工艺设计[M]. 北京: 中国医药科技出版社, 1994.
- [14] 夏清, 等. 化工原理(上、下册)[M]. 天津: 天津大学出版社, 2005.
- [15] 葛婉华. 化工计算[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004.
- [16] 袁渭康, 朱开宏. 化学反应工程分析[M]. 上海: 华东理工大学出版社, 1995.
- [17] 李绍芬. 反应工程(第二版)[M]. 北京: 化学工业出版社, 2005.
- [18] 韩冬冰, 等. 化工工程设计[M]. 北京: 学苑出版社, 1997.
- [19] 葛维寰, 等. 化工过程设计与经济[M]. 上海: 上海科技出版社, 1989.

