

中等专业学校试用教材



基本有机化工 工厂装备

吉林化工学校等合编

赵杰民 主编

化学工业出版社

中等专业学校试用教材

基本有机化工工厂装备

吉林化工学校等合编

赵杰民 主编

化学工业出版社

内 容 提 要

本书系按全国化工中专基本有机化工专业教材编审委员会制定的《基本有机化工工厂装备教学大纲》编写的,主要作为基本有机化工专业的专业课试用教材。

全书分为反应器和分离设备两部分,系统地阐述了基本有机化工生产中常用的典型反应器如均相(釜式和管式)反应器、气液相反应器、气固相固定床催化反应器、流化床反应器、烃类裂解炉等的结构原理和工艺计算方法,并阐述了主要分离过程如多组分精馏、特殊精馏、多组分吸收、萃取和深度冷冻等的基本原理及其设备结构和工艺计算方法等。

本书还可供在石油化工系统工作的工程技术人员和有关专业的职工大学、职工中专作为技术或教学参考用书。

中等专业学校试用教材 基本有机化工工厂装备

吉林化工学校等合编
赵杰民 主编

责任编辑: 裴桂芬
潘正安

封面设计: 季玉芳

化学工业出版社出版
(北京和平里七区十六号楼)

化学工业出版社印刷厂印刷
新华书店北京发行所发行

开本 $787 \times 1092 \frac{1}{16}$ 印张25字数595千字印数1—10,170
1987年6月北京第1版1987年6月北京第1次印刷
统一书号15063·3936(K-310)定价3.60元

前 言

本书系按全国化工中专基本有机化工专业教材编审委员会1983年1月制定的《基本有机化工工厂装备教学大纲》编写的,主要作为基本有机化工专业的专业课教材。

本书按基本有机化学工业生产过程应用的典型设备,分为“反应器”和“分离过程及设备”两篇,较系统地阐述了各类反应器的结构原理、工艺尺寸的计算和确定,并阐述了主要分离过程的原理、塔及其它有关分离设备的结构、工艺计算等。在编写中,为了体现中等专业学校的教学特点,适应培养中等技术人材的需要,注意加强了基本概念、基本理论和基本计算的内容,而对较繁杂的微观理论和公式推导未做探讨。在内容安排上,力求从我国的实际情况出发,着重介绍它的现状,兼顾发展,同时根据需求和可能,尽量介绍一些世界先进技术。

《基本有机化工工厂装备》可视为《化工过程及设备》向基本有机化工专业的延伸和发展,它与《基本有机合成工艺学》又彼此内容相关,因此,在编写中注意了相互间的衔接和配合。

鉴于近代化工技术理论的发展对最佳工程设计、确定最佳工艺条件、实现低能耗高效率生产等所起的重要作用,本书在有关章节的编写中做了适当的阐述,并努力融合到对各设备的讨论之中,以利于学生的深入学习和毕业后的技术实践。

考虑到学生今后多在生产第一线从事技术或管理工作,对单元生产过程的设计计算、设备的工艺核算及选择应用较多,本书注意加强了基础理论分析内容和基本计算技能的训练。书中对釜式反应器、管式反应器有效体积的计算做了多种生产条件的讨论;而对生产过程应用较多的固定床反应器、流化床反应器、多组分溶液精馏和多组分吸收过程重点安排了较完整的工艺计算例题;对其它生产过程及其典型设备也列举了适应性较强的计算实例;对各类设备的特点、结构、应用范围及选择原则也做了较为详细的介绍,以利于学生把所学理论与实践结合起来,培养他们对一般工程设计及装置技术分析的能力。

由于基本有机化工生产过程差异较大,因此,在使用本书时应根据本地区的实际情况,对内容的取舍有所侧重。为了满足各校重点选用,书中对各类设备和单元生产过程都做了适当程度的叙述,以满足教学需要。

本书基本上采用了国家法定计量单位。在一些例题中采用了国家法定计量单位和工程单位并用的双轨制。书后附有国家法定计量单位使用方法的介绍,以及一些常用量的单位及单位换算表,以兹参考使用。

本书由吉林化工学校赵杰民主编,并编写绪论、第四、五、八章,北京化工学校房书仙编写第一、二、三章,泸州化工学校张宝权编写第六、七、九、十章,吉林化工学校邓炳春绘图。全书在部分学校经过教学试用的基础上,经全国化工中专《基本有机化工工厂装备》教材审稿会审议后定稿。

本书由吴章初、魏安邦主审,许守序、陈关慈、徐隆超曾提出宝贵意见,一些工厂、

设计和研究单位以及兄弟院校也曾给以大力支持和帮助，谨此表示衷心感谢。

由于本课程系新设立的，故教学经验不多，且编者水平所限，编写时间仓促，难免出现谬误，敬请使用本书的同志批评指正。

编 者

目 录

绪论.....	1
---------	---

第一篇 反 应 器

第一章 均相反应器.....	5
第一节 均相反应器的特点及结构.....	5
一、釜式反应器.....	5
二、管式反应器.....	9
第二节 反应器计算的基本方程式.....	10
一、反应动力学方程式.....	10
二、物料衡算式.....	12
三、热量衡算式.....	12
第三节 理想流动反应器.....	13
一、两种理想流动模型.....	13
二、理想间歇操作釜式反应器.....	15
三、理想连续操作管式反应器.....	19
四、理想连续操作釜式反应器.....	26
五、理想连续操作反应器的组合.....	33
第四节 实际流动反应器.....	34
一、非理想流动模型.....	34
二、实际流动反应器物料转化率的计算.....	34
第五节 反应器型式和操作方式的选择.....	39
一、生产能力的比较.....	39
二、反应选择性的比较.....	41
第二章 气液相反应器.....	45
第一节 气液相反应器的特点及结构.....	45
一、气液相反应器的特点及工业应用.....	45
二、气液相反应器的结构.....	45
第二节 鼓泡塔反应器.....	50
一、鼓泡塔内的流体流动.....	50
二、鼓泡塔中的传质.....	56
三、鼓泡塔中的传热.....	61
四、鼓泡塔反应器的计算.....	63
第三章 气固相固定床催化反应器.....	68
第一节 固定床反应器的特点及结构.....	68

一、固定床反应器的特点及工业应用	68
二、固定床反应器的结构	69
第二节 固定床反应器内的流体流动	73
一、固定床的特性	73
二、流体在固定床中的流动特性	78
三、流体流过固定床层的压降	79
第三节 固定床反应器中的传质和传热	83
一、气固相催化反应的全过程	83
二、固定床中的传质	83
三、固定床中的传热	85
第四节 固定床反应器的计算	87
一、固定床反应器的经验法计算	87
二、固定床反应器的数学模型法计算	94
第四章 流化床反应器	100
第一节 流化床反应器的特点及结构	100
一、流化床反应器的特点及工业应用	100
二、流化床反应器的结构	101
第二节 流化床反应器内的流体流动	105
一、流态化的形成	105
二、散式流态化和聚式流态化	106
三、流化床中常见的异常现象	108
四、流化床的压降	109
五、流化速度	109
六、流化床的膨胀比和空隙率	113
第三节 流化床反应器的传热过程	114
一、流化床传热过程的分析	114
二、床层与器壁之间的传热	115
三、流化床内换热器的结构型式	118
四、流化床内换热器传热面积的计算	120
第四节 流化床反应器的计算	123
一、流化床直径的确定	123
二、流化床总高度的确定	124
三、气体分布板的计算和预分布器的选择	125
四、档板和档网结构参数的确定	131
五、气固分离装置结构参数的确定	133
六、流化床反应器结构计算举例	137
第五章 裂解炉	146
第一节 管式裂解炉的结构和炉型	146
一、管式裂解炉的基本结构	146

二、管式裂解炉的炉型	150
第二节 燃料燃烧及管式炉的热平衡	155
一、燃料的燃烧计算	155
二、管式炉的热平衡	161
第三节 辐射传热的基本原理	166
一、辐射传热的基本概念	166
二、热辐射的基本定律	167
三、物体间的辐射传热	170
第四节 管式裂解炉的传热计算	174
一、管式炉中传热途径分析	174
二、辐射室传热计算	174
三、对流室传热计算	185
第五节 管式裂解炉结构因素的确定	187
一、反应管的排列	187
二、炉型及炉膛结构的确定	191
三、燃烧器的选择及其位置的确定	191
第六节 蓄热裂解炉	192
一、蓄热炉的炉型及结构	192
二、蓄热原理及蓄热层计算	198

第二篇 分离过程及设备

第六章 多组分精馏	204
第一节 多组分精馏的特点及精馏塔的结构	204
一、多组分溶液精馏的特点及其方案的选择	204
二、精馏塔的结构	207
第二节 多组分系统的汽液平衡	219
一、理想溶液和非理想溶液	219
二、理想多组分溶液的相平衡	219
三、非理想多组分溶液的相平衡	233
第三节 多组分溶液连续精馏的计算	237
一、多组分精馏的物料衡算	237
二、最小回流比的计算	245
三、简捷法估算理论塔板数	247
四、逐板计算法求理论塔板数	250
五、实际塔板数的确定	252
六、连续精馏装置的热量衡算	254
七、多组分精馏塔的工艺计算举例	256
第七章 特殊精馏	267
第一节 恒沸精馏	267

一、恒沸混合物	267
二、恒沸精馏的原理	274
三、恒沸精馏理论塔板数的计算	276
第二节 萃取精馏	284
一、萃取精馏的基本原理	284
二、萃取精馏的流程	285
三、萃取剂的选择	285
四、萃取精馏的计算	286
五、恒沸精馏与萃取精馏的比较	292
第八章 多组分吸收	293
第一节 吸收过程的应用及吸收塔的结构	293
一、吸收过程的工业应用	293
二、吸收塔的结构	293
第二节 多组分物理吸收的计算	303
一、吸收计算的基本方程式	303
二、吸收因数计算法	307
三、逐板计算法	314
四、塔板效率	317
第三节 化学吸收	317
一、化学吸收的特点	317
二、化学吸收的计算	318
第四节 解吸	318
一、解吸过程进行的必要条件	318
二、解吸方法及其应用	319
三、解吸过程的计算	320
第五节 吸收精馏	322
一、吸收精馏塔物料平衡	322
二、吸收精馏塔的简捷计算法	323
三、吸收段的热平衡	328
第九章 萃取	332
第一节 萃取过程的应用及其设备	332
一、萃取过程的工业应用	332
二、萃取设备	332
第二节 萃取过程的相平衡及操作流程	337
一、萃取过程的相平衡	337
二、萃取操作流程	342
三、萃取剂的选择	343
第三节 萃取过程的计算	345
一、用图解法求逆流萃取平衡级数	346

二、萃取剂最小用量.....	352
三、筛板萃取塔的计算.....	353
第十章 深度冷冻	357
第一节 深度冷冻的制冷原理.....	357
一、高压气体的等焓膨胀.....	357
二、高压气体的等熵膨胀.....	363
第二节 深度冷冻循环.....	367
一、简单的林德循环.....	367
二、氨预冷的林德循环.....	371
三、克劳德循环.....	373
第三节 深冷过程中的特殊设备.....	375
一、膨胀机.....	375
二、节流阀.....	380
三、蓄冷器.....	382
四、深度冷冻设备材料的选择.....	383
附录一 国家法定计量单位介绍.....	385
附录二 一些常用量的单位及单位换算表.....	388

绪 论

基本有机化工是以各种含碳的天然物质如煤、石油、天然气以及农副产品等为起始原料,经过裂解、气化、分离、基本有机合成等不同加工过程,生产基础有机原料和基本有机原料的工业。它的发展为合成材料工业和有机化学工业提供了充分的物质基础,因此,已成为国民经济建设中一支强大的不可缺少的工业体系。

1. 基本有机化学工程的发展

基本有机化学工程新技术的高速开发,为人类社会的各方面发挥着愈来愈大的作用。

我国基本有机化学工程的发展,主要是在新中国成立以后,根据国民经济计划与国防建设的需要,伴随石油化学工业的发展而发展起来的。

近年来,我国在石油化工生产中广泛采用了近代化学工程理论及其它有关科学技术的新成就,而使基本有机化学工业相应地得到了迅速发展,也使基本有机化工工厂装备得到了强化和改进。目前,国内化学工程在新过程开发方面进行了大量的研究工作。如在化学反应工程方面,从均相到非均相,从低分子体系到高分子体系,从反应动力学到反应器中的传递现象,对同时存在着物理变化和化学变化的过程,对正确确定反应器的结构及组合,对建立反应器数学模型等,都进行了多方面的研究和探索;在分离工程方面,对板式塔的研究已逐渐深入到塔板上气液两相流动的动量传递及质量传递的本质研究,凡是在国外较为习用的新型填料和塔板,几乎都进行了研制和性能测定,并有了自创的塔型(如旋流板、斜孔板等),在萃取、蒸发、离子交换、吸附、膜分离、除尘、除滴、过滤等过程,也做了有意义的研究和开发工作;在传递过程原理方面,对湍流传热、沸腾给热、冷凝过程、非牛顿型流体的传递现象等问题都曾做了研究;此外,还进行了其它各方面的基础研究工作。通过这些研究及工作中所取得成果的工业应用,改进和强化了现有生产过程和设备,在降低能耗、提高效率、开发新技术和设备、实现生产控制和工程设计最优化等方面发挥了巨大的作用,而且进一步促进包括基本有机化工在内的石油化学工业的进一步发展。

基本有机化学工业是一门新兴工业,虽较广泛地开发和采用了近代化学工程理论,并辅以电子计算技术,使其发展速度较快,但在生产中的单元过程及有关设备等方面仍待进一步研究和探索。现在,我国广大化工战线的科学技术工作者,正在党和政府的领导与支持下,为赶上和超过世界先进水平而勤奋学习,努力工作,为实现把我国建设成伟大的社会主义强国而努力奋斗。

2. 《基本有机化工工厂装备》的研究内容和任务

由于基本有机化学工业的原料广泛,生产过程较多,产品品种繁杂且其性质各异,因此,对工厂装备也提出了相应的不同要求。基本有机化工生产过程几乎包括了各种反应类型,在这些反应中,除烃类的裂解反应一般可在热条件下以较快速度进行外,基本有机合成的反应过程绝大部分都是在气相或液相中进行的催化反应,如脱氢、加氢、水合、脱水、卤化、氧化和硝化等,而这些反应又各有不同的特点,如高温、高压、低温等,因此

需要以不同的结构型式及组成满足其不同特点的高效率的反应设备。由于基本有机化工过程反应的繁杂性，即在主反应进行的同时，又伴随发生许多副反应，因而，反应产物常为复杂的多组分混合物，而各组分的物理性质又往往极为近似，因此又需要不同操作过程的分离设备，以按工艺要求完成不同组分的分离及产品提纯任务。此外，在基本有机化工生产中，因所使用的原料及产物均为易燃物质，且与空气容易形成爆炸性的混合物，而某些原料及产物又具有强腐蚀性或剧毒性，故需在设备设计、材料选择等方面加以充分重视，并采取必要的措施。

综上所述，基本有机化工生产过程主要包括反应和分离两大主要部分。《基本有机化工工厂装备》，则是按反应和分离的不同规律、不同原理，对有关设备进行讨论、分析和计算。本课程的基本任务，则是在《物理化学》、《化工过程及设备》和《基本有机合成工艺学》等课程的基础上，系统地阐述基本有机化工生产中常用的典型反应器如均相反应器、气液相反应器、气固相固定床催化反应器、流化床反应器、烃类裂解炉的结构、工艺计算，以及主要分离过程如多组分精馏、特殊精馏、多组分吸收、萃取和深度冷冻的基本原理，及其设备的结构和工艺计算等。使学生学会初步分析这些设备的操作性能，掌握这些设备的构造及其计算的基本方法，培养学生进行设备的工艺核算或挖潜改造以及一定的工艺设计能力。

第一篇 反 应 器

用来进行化学反应的设备称为化学反应器。化学反应器是基本有机化工生产装置中的关键性设备。

在一般情况下，工业上的有机化学反应不可能全部完成，也不可能只生成一种产物。但是，人们总是希望尽可能地抑制化学反应中的副反应发生，努力提高目的产物的转化率，充分有效的利用原料，减轻分离设备的负荷，降低生产过程的能量消耗。一个好的反应器则应能够保证实现这些要求，能够为操作控制提供方便，并具有较强的生产能力。

化学反应通常需要适宜的反应条件，例如温度、压力(对气相反应)、反应物组成等，特别是温度条件较为重要。温度过低，反应速度慢，是工业生产所不希望的；温度过高，反应易于失去控制，使副反应增加，产品收率下降。由于化学反应一般都伴随有热效应发生，则维持合适的温度条件，就必须采取有效的换热措施，及时输出或输入热量。为了提高反应速度，缩短反应时间，常需要选择活性高的催化剂参加某些反应过程，并需要提高扩散速度，改善流体流动状态等。因此，反应器内进行的过程不仅具有化学反应的特征，而且具有传递过程的特征。只有综合考虑化学反应动力学、流体的流动、混合、传热和传质等诸多因素，才能做到化学反应器的正确选型、合理设计、有效放大和最佳控制等。

在基本有机化工生产中，化学反应的种类很多，操作条件差异很大，物料的聚集状态也各不相同，因此形成了各种不同的与其相适应的工业反应器型式。为了便于了解各种反应器的特点及选用适宜的反应器，下面介绍几种常用的反应器分类方法。

1. 根据物料的聚集状态分类

根据物料的聚集状态可把反应器分为均相和非均相两种。前者又可分为气相反应器和液相反应器，反应物料均匀地混合或溶解成为单一的气相或液相，如石油裂解的管式炉就是气相反应器，生产乙酸乙酯的反应器就是液相反应器。非均相反应器又可分为气-液、气-固、液-液、液-固以及气-液-固等五种，基本有机化工生产中应用较多的是气-固和气-液两种，如乙烯直接氧化制环氧乙烷是采用气-固相反应器，苯炔化制乙苯是采用气-液相反应器。

反应器按聚集状态分类，其实质是按宏观动力学特性分类。同样聚集状态的反应有着相同的动力学规律，如均相反应的共同规律和特性是无相界面，反应速度只与温度和浓度等有关；而非均相反应的共同规律和特性是有相界面，反应速度不仅与温度和浓度有关，而且还与相界面大小和相间扩散速度有关。对于气-固相催化反应，不论在任何环境中进行，气相组分都必须扩散到固体催化剂表面上，然后在表面上进行化学反应。对于气-液反应，不论在任何环境中进行，都存在气液相界面和气液相间传递的问题。故以聚集状态分类可以阐明各种相态反应过程的动力学规律。

2. 根据反应器结构型式分类

根据反应器结构型的特征，可以分为釜式、管式、塔式、固定床和流化床等反应

器。釜式、管式反应器大多用于均相反应过程，塔式、固定床和流化床反应器大多用于非均相反应过程。

反应器按结构型式分类，其实质是按传递过程的特性分类。同类结构的反应器内，物料往往具有相同的流动、混合、传热和传质等特性，可以用同类传递过程的统一规律加以描述。

3. 根据操作方法分类

操作方法分为间歇式（或称分批式）、半间歇式（或称半连续式）和连续式三种。

间歇式操作是一次加入反应物料，反应达到所要求的转化率，即经一定的反应时间后，取出全部产物。其特点是反应期间反应物和产物浓度均随时间而变化，是不稳定过程。由于存在着加料、出料和清洗等非生产时间，则设备利用率不高，劳动强度大，只适用于小批量，多品种生产，在染料及制药工业中较广泛采用这种操作。

半间歇操作是指一种物料分批加入，而另一种物料连续加入的生产过程，或者是一批加入物料用蒸馏等方法连续移走部分产品等生产过程。半间歇操作也是一个不稳定过程。

连续操作是连续加入反应物和取出产物，反应器内温度和浓度均不随时间变化而变化，是一个稳定过程。连续操作设备利用率高，产品质量稳定，易于自动控制，适用于大规模生产。基本有机化工生产中大多数采用连续操作。

4. 根据温度条件和传热方式分类

根据温度条件反应器分为等温和非等温两种，根据换热方式又可分为绝热式、外热式和自热式。由于化学反应对温度变化有相当大的敏感性，则传热和温度控制是反应器设计和操作中的主要问题。

对于等温反应器，因只需考虑浓度变化的影响，从而使反应器的计算大为简化。但在工业上维持等温条件是很困难的，因此只适用于热效应不大、虽然热效应较大却能及时输入或输出热量、或必须严格保证等温条件的反应过程，其它过程一般采用非等温式反应器。非等温式反应器因换热方式不同而有不同的型式，设备计算方法也不同。

以上是根据对问题分析的不同角度区别的几种反应器分类方法。一个反应过程在工业生产中究竟采用什么类型的反应器，并没有严格规定的界限，应以满足工艺要求为主，综合分析各方面因素，以节省能耗，增加经济效益为原则来确定。目前，在新建化工厂里，几乎全部采用连续操作反应器，原有间歇操作的釜式反应器，也在逐渐改装为连续操作的搅拌釜或管式反应器。

本篇内容在讨论各相态反应过程一般动力学规律的基础上，较系统地阐述了在基本有机化学工业应用较广泛的均相釜式反应器、管式反应器、以及以辐射传热方式为主的管式裂解炉反应器、蓄热裂解炉反应器，和非均相鼓泡塔反应器、气-固相固定床催化反应器、流化床反应器等的结构、结构原理和工艺尺寸的计算与确定方法等。

第一章 均相反应器

均相反应器是指在气相或均一的液相中进行化学反应的反应设备。

由于均相反应过程不存在相界面,则无需考虑相间的接触及相间扩散阻力等因素的影响,因而反应器的结构和有关计算通常比较简单。对于某些非均相反应过程,如气-液相反应,因其反应物先由气相向液相扩散,并溶于液相中,然后在均液相中进行化学反应,如果液相中的反应速度决定了过程的总速度,则气-液相反应过程可以按均液相反应过程做简化考虑,即表明了均相反应的适应范围并不完全局限于纯均相反应。

均相反应器计算的基本原理和方法,对非均相反应器同样适用,可以作为所有反应器计算的基础。

第一节 均相反应器的特点及结构

在化工生产中,较多应用于均相反应过程的化学反应器主要有釜式反应器和管式反应器。

一、釜式反应器

釜式反应器又称槽型反应器或锅式反应器,它是各类反应器中结构较为简单且又应用较广的一种。主要应用于液-液均相反应过程,在气-液、液-液非均相反应过程也有应用。在化工生产中,既适用于间歇操作过程,又可单釜或多釜串联适用于连续操作过程,而以在间歇生产过程应用最多。它具有适用的温度和压力范围宽、适应性强,操作弹性大,连续操作时温度、浓度容易控制,产品质量均一等特点。但若应用在需要较高转化率的工艺要求时,却有需要较大容积的缺点。通常在操作条件比较缓和的情况下操作,如常压、温度较低且低于物料沸点时,应用此类反应器最为普遍。

釜式反应器的基本结构见图1-1。主要包括反应器壳体、搅拌器、密封装置和换热装置等。

釜式反应器壳体及搅拌器所用材料,一般皆为碳钢,根据特殊需要,可在与反应物料接触部分衬有不锈钢、铅、橡胶、玻璃钢或搪瓷,个别情况也有衬贵金属如银等。根据反应要求,也有壳体直接用铜、不锈钢制造的反应釜。

1. 釜式反应器的壳体结构

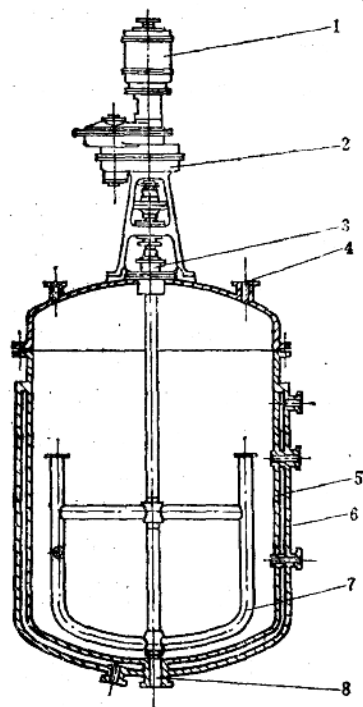


图 1-1 反应釜结构示意图

1—电动机; 2—变速器; 3—密封装置; 4—加料管口; 5—壳体; 6—夹套; 7—搅拌器; 8—出料管口

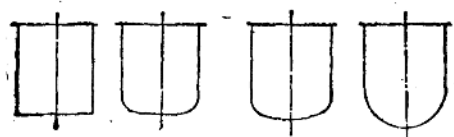


图 1-2 几种反应釜底的形式

釜式反应器壳体部分的结构包括筒体、底、盖（或称封头）、手孔或人孔、视镜及各种工艺接管口等。

釜式反应器的筒体皆制成圆柱形。底、盖常用的形状有平面形、碟形、椭圆形、和球形，釜底也有锥形，见图 1-2。

平面形结构简单，容易制造一般在釜体直径小，常压（或压力不大）条件下操作时采用；碟形和椭圆形应用较多；球形多用于高压反应器。当反应后的物料需用分层法使其分离时可用锥形底。

手孔或人孔的安设是为了检查设备内部空间以及安装和拆卸设备内部构件。手孔的直径一般为150~200毫米，它的结构一般是在封头上接一短管，并盖以盲板。当釜体直径较大时，可根据需要开设人孔，人孔的形状有圆形和椭圆形两种，圆形人孔直径一般为400毫米，椭圆形人孔的最小直径为400×300毫米。

釜式反应器用视镜主要是为了观察设备内部的物料反应情况，应以简单、不易结料、有比较宽阔的视察范围为其结构确定原则。

工艺接管口主要用于进、出物料及安装温度、压力的测定设置。进料管或加料管应做成不让料液的液沫溅到釜壁上的形状，以避免由于料液沿反应釜内壁向下流动而引起釜壁局部腐蚀。

釜式反应器的所有人孔、手孔、视镜和工艺接管口，除出料管口外，一律都开在顶盖上。

2. 搅拌器

釜式反应器安设搅拌器的作用是加强物料的均匀混合，强化釜内的传热和传质过程。常用的搅拌器有桨式、框式、锚式、旋桨式、涡轮式和螺带式等，如图1-3所示。

桨式搅拌器 由钢条制成，一端为平轭形，是搅拌器中结构最简单的一种。桨叶总长可取为釜体内径的 $\frac{1}{3} \sim \frac{2}{3}$ ，转速可为15~80转/分。因桨叶水平装设，故可造成水平液流，一般仅适用于不需剧烈混合的过程。

框式搅拌器 在水平桨之外增设垂直桨叶，形成一个框，则可较好地搅拌液体。框的宽度可取为釜体内径的 $\frac{2}{3}$ ，转速可为15~80转/分。

锚式搅拌器 转动时几乎触及釜体的内壁，可及时除出壁面沉积物，有利于传热。此种搅拌器适用于粘稠物料的搅拌，转速可为15~80转/分。大多是铸铁制成，可允许造出特定的锚形。

以上三种搅拌器均属于低速搅拌器，具有结构简单，制造方便的特点。

旋桨式搅拌器 系用2~3片推进式桨叶装于转轴上而成。由于转轴的高速旋转，桨叶将液体搅动使之沿器壁和中心流动，在上下之间形成激烈的循环运动，若将旋桨装在圆形导流筒中，循环运动更可加强。这种搅拌器广泛应用于较低粘度的液体搅拌，也可用来制备乳浊液和颗粒在10%以下的悬浮液。操作时所用的转速为400~1750转/分，对于粘度在 ≥ 0.5 帕·秒（500厘泊）液体，其转速应在400转/分以下，当搅拌粘性液体以及含有悬浮

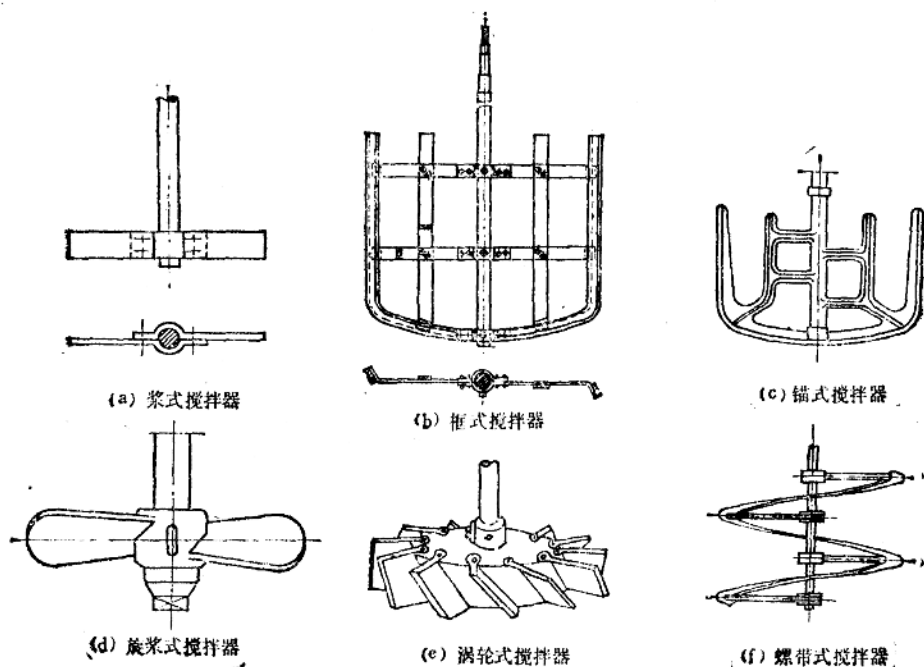


图 1-3 几种搅拌器的结构型式

物或可形成泡沫的液体时,其转速应在150~400转/分之间。旋桨式搅拌器具有结构简单、制造方便、可在较小的功率消耗下得到高速旋转的优点,但在搅拌粘度达0.4帕·秒(400厘泊)以上液体时,搅拌效率不高。

涡轮搅拌器 由一个或数个装置在直轴上的涡轮所构成。其操作形式类似于离心泵的翼轮,当涡轮旋转时,液体经由中心沿轴被吸入,在离心力作用下,沿叶轮间通道,由中心甩向涡轮边缘,并沿切线方向以高速甩出,而造成剧烈的搅拌。这种搅拌器最适用于大量液体的连续搅拌操作,除稠厚的糊浆状物料外,几乎可应用于任何情况。随着生产能力的提高和连续化操作的发展,其应用范围必将日益广泛。这种搅拌器的缺点是生产成本较高。

以上几种搅拌器在有机化工和高聚物合成生产过程应用较广,此外还有螺带式、电磁式、超声波式等。在工业上可根据物料的性质、要求的物料混合程度、以及考虑能耗等因素选择适宜的搅拌器。在一般情况下,对低粘性均相液体混合,可选用任何形式搅拌器;对非均相液体分散混合,选用旋桨式、涡轮式搅拌器为好;在有固体悬浮物存在,且固液比重差较大时,选用涡轮式搅拌器,固液比重差较小时,选用桨式搅拌器;对于物料粘稠性很大的液体混合,可选用锚式搅拌器。对需要有更大搅拌强度,或需使被搅拌液体作上、下翻腾运动的情况,可根据需要在反应器内再装设横向或竖向挡板及导向筒等。

3. 密封装置

静止的反应釜封头和转动的搅拌轴之间设有搅拌轴密封装置,简称轴封,以防止釜内